



**UNIVERSIDAD AUTÓNOMA METROPOLITANA  
DIVISIÓN DE CIENCIAS BIOLÓGICAS Y DE LA SALUD  
POSGRADO EN BIOTECNOLOGÍA**

**“Caracterización de los mecanismos cinéticos y de transferencia de momentum, calor y masa en un biorreactor de fermentación en medio sólido utilizando subproductos agroindustriales”**

Tesis para obtener el grado de  
**DOCTOR EN BIOTECNOLOGÍA**

Presenta:

**M. en C. Gerardo Atlantis Gómez Ramos**

Matricula  
2171801015

**Comité tutorial**

Directora: Dra. Lilia Arely Prado Barragán

Co-Director: Dr. Carlos Omar Castillo Araiza

Asesor: Dr. José Juan Buenrostro Figueroa

**Jurado**

Presidenta: Dra. Angelica Román Guerrero

Vocal: Dr. Sergio Alejandro Medina Moreno

Vocal: Dr. José Juan Buenrostro Figueroa

Secretario: Dr. Víctor Sánchez Vázquez

Iztapalapa, Ciudad de México, 16 de junio del 2021

[gagr@xanum.uam.mx](mailto:gagr@xanum.uam.mx), [gera.gomezr@gmail.com](mailto:gera.gomezr@gmail.com)



Casa abierta al tiempo

UNIVERSIDAD AUTÓNOMA METROPOLITANA

# ACTA DE DISERTACIÓN PÚBLICA

No. 00247

Matrícula: 2171801015

Caracterización de los mecanismos cinéticos y de transferencia de momentum, calor y masa en un biorreactor de fermentación en medio sólido utilizando subproductos agroindustriales

Con base en la Legislación de la Universidad Autónoma Metropolitana, en la Ciudad de México se presentaron a las 10:00 horas del día 16 del mes de junio del año 2021 POR VÍA REMOTA ELECTRÓNICA, los suscritos miembros del jurado designado por la Comisión del Posgrado:

DRA. ANGELICA ROMAN GUERRERO  
DR. SERGIO ALEJANDRO MEDINA MORENO  
DR. JOSE JUAN BUENROSTRO FIGUEROA  
DR. VICTOR SANCHEZ VAZQUEZ



GERARDO ATLANTIS GOMEZ RAMOS  
ALUMNO

Bajo la Presidencia de la primera y con carácter de Secretario el último, se reunieron a la presentación de la Disertación Pública cuya denominación aparece al margen, para la obtención del grado de:

DOCTOR EN BIOTECNOLOGIA

DE: GERARDO ATLANTIS GOMEZ RAMOS

y de acuerdo con el artículo 78 fracción IV del Reglamento de Estudios Superiores de la Universidad Autónoma Metropolitana, los miembros del jurado resolvieron:

Aprobar

Acto continuo, la presidenta del jurado comunicó al interesado el resultado de la evaluación y, en caso aprobatorio, le fue tomada la protesta.

REVISÓ

MTRA. ROSALÍA FERRANO DE LA PAZ  
DIRECTORA DE SISTEMAS ESCOLARES

DIRECTORA DE LA DIVISIÓN DE CBS

DRA. SARA LUCIA CAMARGO RICALDE

PRESIDENTA

DRA. ANGELICA ROMAN GUERRERO

VOCAL

DR. SERGIO ALEJANDRO MEDINA MORENO

VOCAL

DR. JOSE JUAN BUENROSTRO FIGUEROA

SECRETARIO

DR. VICTOR SANCHEZ VAZQUEZ

## Agradecimientos

Quiero expresar mi más profundo agradecimiento hacia todas las personas que de una forma u otra me brindaron su apoyo en esta etapa de mi formación académica.

En primer lugar, a mis padres Irene Ramos Hernández y J. Ramón Gómez Torres por todo su apoyo, comprensión y confianza que han demostrado hacia mi persona.

A mis hermanos Brandon y Juan Ramón que siempre han estado a mi lado de forma incondicional, por su amistad y sus locuras para disfrutar la vida.

Muy en especial a mi familia, que han cambiado mi vida para bien; son mi motivación, mi alegría, mi fuerza y mi motor: mi esposa Martha Gabriela Buendía Rodríguez, a mis hijos Andrea Elena y Enrique Ramon.

A mis directores de tesis, la Dra. Arely Prado y el Dr. Omar Castillo por todo lo que me han enseñado, por su infinita paciencia, por el apoyo en todos los aspectos, por brindarme su confianza y por el ejemplo de trabajo y dedicación.

A el Dr. Juan Buenrostro por su apoyo y asesoría durante todo el trabajo.

A el Dr. Sergio Huerta por su apoyo, por sus comentarios, por ser tan amable y por siempre estar presente.

A Moisés Couder por su amistad, apoyo, colaboración que ha sido fundamental en todas las etapas del proyecto y por ser tan buena persona.

A Brianda por su apoyo vital en la etapa final del proyecto.

A Beto por sus consejos, apoyo y asesoría.

A José Ayala “Toñito” que en paz descansa.



---

## Agradecimientos

A mis compañeros y amigos del T-253 y 254, de la PP4 y del posgrado: Alexis, Alejandro, Camacho, Roel, Ilda, Tanía, Luis, José Fernando, Itzayana, Emily, Gustavo, Eduardo, Fernando Méndez, Jessica, Diana y Elvia.

Al proyecto “TRANSBIO: Biotransformation of by-products from fruit and vegetable processing industry into valuable bioproducts”, financiado por el Séptimo Programa Marco de la Unión Europea (PM7/2017-2019) en virtud del acuerdo de subvención No. 289603.

A CONACyT por la beca otorgada (CVU: 572167).

# Índice

<b>RESUMEN</b>	<b>5</b>
<b>ABSTRACT</b>	<b>7</b>
<b>ÍNDICE DE FIGURAS</b>	<b>9</b>
<b>ÍNDICE DE TABLAS</b>	<b>12</b>
<b>NOMENCLATURA</b>	<b>14</b>
<b>CAPÍTULO 1. INTRODUCCIÓN</b>	<b>17</b>
1.0 Fermentación en Medio Sólido (FMS)	17
1.1 Biorreactores en FMS	19
1.1.1 Biorreactor de charolas	19
1.1.2 Biorreactor de lecho empacado	20
1.2 Variables de operación de FMS	22
1.2.1 Temperatura	22
1.2.2 Actividad de agua y humedad	22
1.2.3 Aireación	23
1.2.4 Tamaño de partícula	23
1.3. Fenómenos de transporte y bioquímicos implicados en FMS	24
1.4 <i>Yarrowia lipolytica</i>	26
<b>CAPÍTULO 2. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA: ESTADO DEL ARTE, HIPÓTESIS Y OBJETIVOS</b>	<b>28</b>
2.1 Estado del arte	29
2.1.1 Modelado	29



	<b>Índice</b>
2.1.2 Hidrodinámica (Dinámica de Fluidos)	30
2.1.3 Transferencia de calor y masa	32
2.2 Hipótesis	36
2.3 Objetivos	36
2.3.1 General	36
2.3.2 Particulares	36
<b>CAPÍTULO 3. HIDRODINÁMICA</b>	<b>37</b>
3.1 Materiales y métodos	37
3.1.1 Sistema experimental	37
3.1.2 Biorreactor de charola empacado con enfriamiento en la pared	38
3.1.3 Lecho empacado	39
3.1.3.1. Composición elemental del medio poroso.	40
3.1.4 Condiciones de operación	41
3.1.5. Modelos matemáticos de hidrodinámica	41
3.1.5.1 Modelo de Dos-Zonas (TZM)	41
3.1.5.2 Navier-Stokes-Darcy-Forchheimer (NSDF)	45
3.1.6 Descriptores hidrodinámicos	47
3.1.6.1 Caída de presión	47
3.1.6.2 Fracción vacía	49
3.1.6.3 Métodos numéricos	49
3.2 Resultados	51
3.2.1 Caída de presión, resistencias viscosas e inerciales.	51
3.2.2 Fracción vacía pseudo-local y permeabilidad	58
3.2.3 Perfiles de velocidad en el biorreactor	62
3.2.3.1 Modelo hidrodinámico convencional (NSDF)	62
3.3 Conclusiones del análisis hidrodinámico	71
<b>CAPÍTULO 4. TRANSFERENCIA DE CALOR</b>	<b>73</b>



---

---

**Índice**

4.1 Materiales y métodos	73
4.1.1 Sistema experimental	73
4.1.2 Condiciones de operación	74
4.1.3 Experimentos de transferencia de calor	75
4.1.3.1 Experimentos en estado estacionario	75
4.1.3.2 Experimentos de estado transitorio	75
4.1.4 Modelos matemáticos de transferencia de calor	76
4.1.4.1 Modelo de transferencia de calor en estado estacionario.	76
4.1.4.2 Modelo de transferencia de calor transitoria	77
4.2 Resultados	78
4.2.1 Transferencia de calor en estado estacionario	78
4.2.2 Transferencia de calor en estado transitorio	79
4.2.3 Discusión sobre la transferencia de calor.	81
4.3 Conclusiones de análisis de transferencia de calor	83
 <b>CAPÍTULO 5. TRANSFERENCIA DE MASA</b>	 <b>85</b>
5.1 Materiales y métodos	85
5.1.1 Sistema experimental	85
5.1.2 Condiciones de operación	86
5.1.3 Experimentos de transferencia de masa	87
5.1.3.1 Modelo de transferencia de masa	88
5.1.3.2 Módulo de dispersión	88
5.2 Resultados	89
5.3 Conclusiones de análisis de transferencia de masa	91
 <b>CAPÍTULO 6. CINÉTICA BIOLÓGICA</b>	 <b>92</b>
6.1 Materiales y métodos	92
6.1.1 Sistema experimental	92
6.1.2 Condiciones de operación	93



---

	<b>Índice</b>
6.1.3 Experimentos de FMS	94
6.1.3.1 Microorganismo	94
6.1.3.2 Propagación del microorganismo y preparación del inóculo.	94
6.1.3.3 Medio de cultivo	95
6.1.3.4 FMS en el biorreactor	96
6.1.4 Respirimetría	96
6.1.4.1 Modelos cinéticos	97
6.1.4.2 Balance estequiométrico.	98
6.1.5 Resultados	98
6.1.5.1 Respirimetría	98
6.3 Conclusiones	104
<b>CAPÍTULO 7. BIORREACTOR</b>	<b>105</b>
7.1 Modelado matemático	105
7.1.1 Transferencia de masa	106
7.1.2 Transferencia de calor	107
7.2 Resultados	109
7.3 Conclusiones	113
<b>CAPÍTULO 8. CONCLUSIONES GENERALES Y PERSPECTIVAS</b>	<b>115</b>
<b>ANEXO A. HIDRODINÁMICA</b>	<b>117</b>
<b>BIBLIOGRAFÍA</b>	<b>118</b>

## Resumen

Este trabajo tuvo como objetivo el desarrollo e implementación de metodologías experimentales y numéricas que permitieran caracterizar: la hidrodinámica (dinámica de fluidos), transferencia de calor y masa en condiciones abióticas en un biorreactor de charola empacado con enfriamiento en la pared a escala de banco utilizando como sustrato subproductos agroindustriales; y cinética (experimentos bióticos) utilizando *Yarrowia lipolytica 2.2ab* como microorganismo. La caracterización se evaluó a condiciones de operación de interés industrial: temperaturas de pared de 298.15 K – 318.15 K, contenido de humedad inicial de 6 – 60% y flujos volumétricos específicos de aire de 1.25 – 62.50  $L_{\text{aire}} \cdot \text{kg}_{\text{ss}}^{-1} \cdot \text{min}^{-1}$ .

En la dinámica de fluidos se desarrolló un modelo que describe los perfiles de velocidad del fluido, la caracterización de resistencias viscosas e inerciales debido a la interacción entre el sólido y el fluido en las regiones del núcleo y la pared de la bandeja empacada: modelo de dos zonas (TZM por sus siglas en inglés). El TZM redujo el tiempo de cálculo (bajo las mismas condiciones de cómputo) al describir los mismos perfiles de velocidad en un 3000 a 3600 % en comparación con un modelo hidrodinámico convencional (ecuaciones de Navier-Stokes-Darcy-Forchheimer).

En transferencia de calor se estimaron los parámetros de conductividad térmica efectiva ( $k_{\text{eff}}$ ) y el coeficiente de transferencia de calor en la pared ( $h_w$ ) en estado estacionario y transitorio, esto mediante datos experimentales de temperatura, incorporando los perfiles de velocidad obtenidos con el TZM. Los resultados de  $k_{\text{eff}}$  obtenida para el estado estacionario se encuentra en un rango de  $1.24 \times 10^{-4}$  a  $9.05 \times 10^{-4} \text{ W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$  mientras que para el estado transitorio se encuentra en el rango de  $6.21 \times 10^{-1}$  a  $2.11 \times 10^{-1} \text{ W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ ; por otra parte,  $h_w$  en estado estacionario oscila desde  $3.10 \times 10^1$  a  $7.501 \times 10^1 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$ , mientras que para el estado transitorio oscila desde  $6.57 \times 10^0$  a  $4.78 \times 10^2 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$ . Los parámetros también se determinaron considerando una aproximación de velocidad de flujo pistón, encontrando resultados con dos órdenes de magnitud menores respecto a lo obtenido con los perfiles de velocidad del TZM.

En transferencia de masa se estimaron los coeficientes de dispersión ( $D_{\text{eff}}$ ) con datos de concentración de  $O_2$ . Los resultados  $D_{\text{eff}}$  oscilaron entre  $2.595 \times 10^{-3}$  y  $5.286 \times 10^{-3} \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$ . El análisis biótico (cinética) se caracterizó determinando los descriptores cinéticos específicos del crecimiento del microorganismo con datos experimentales de producción de  $CO_2$  y consumo de  $O_2$ . Se obtuvieron resultados de  $CO_{2\text{max}}$  de  $213.11 \text{ mg}_{CO_2} \cdot \text{g}_{\text{ms}}^{-1}$ ,  $\mu$  de  $0.58 \text{ h}^{-1}$ ,  $Y_{CO_2/O_2}$  de  $0.65 \text{ mg}_{O_2} \cdot \text{mg}_{CO_2}^{-1}$  y  $m_{O_2}$  de  $1.51 \times 10^{-3} \text{ mg}_{O_2} \text{ mg}_{CO_2}^{-1} \text{ h}^{-1}$ .

Finalmente se integraron los descriptores obtenidos individualmente a un modelo pseudo-heterogéneo de dos fases (fase fluida y sólida) que permite caracterizar la cinética y los fenómenos de transporte de calor y masa. Las simulaciones del proceso presentan resultados positivos, particularmente en la concentración de  $CO_2$ ,  $O_2$  y  $H_2O$  hasta las 12 horas de iniciada la fermentación en medio sólido, zona donde se alcanza la máxima producción de  $CO_2$ .

## Abstract

The objective of this work was the development and implementation of experimental and numerical methodologies that would allow characterizing: hydrodynamics (fluid dynamics), heat and mass transfer under abiotic conditions in a packed tray bioreactor with wall cooling at bench scale. using agroindustrial by-products as substrate; and kinetics (biotic experiments) using *Yarrowia lipolytica 2.2ab* as microorganism. The characterization was evaluated at operating conditions of industrial interest: wall temperatures of 298.15 K - 318.15 K, initial moisture content of 6 - 60% and specific volumetric air flows of 1.25 - 62.50  $L_{\text{aire}} \cdot \text{kg}_{\text{ss}}^{-1} \cdot \text{min}^{-1}$ .

In fluid dynamics, a model was developed that describes the velocity profiles of the fluid, the characterization of viscous and inertial resistances due to the interaction between the solid and the fluid in the regions of the core and the wall of the packed tray: two zones model (TZM). The TZM reduced the computation time (under the same computational conditions) by describing the same velocity profiles by 3000 to 3600% compared to a conventional hydrodynamic model (Navier-Stokes-Darcy-Forchheimer equations).

In heat transfer, the parameters of effective thermal conductivity ( $k_{\text{eff}}$ ) and the heat transfer coefficient in the wall ( $h_w$ ) in steady and transient state were estimated, this through experimental temperature data, incorporating the velocity profiles obtained with the TZM. The  $k_{\text{eff}}$  results obtained for the steady state are in a range from  $1.24 \times 10^{-4}$  to  $9.05 \times 10^{-4}$   $\text{W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$  while for the transitory state it is in the range of  $6.21 \times 10^{-1}$  to  $2.11 \times 10^{-1}$   $\text{W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ ; on the other hand,  $h_w$  in steady state ranges from  $3.10 \times 10^1$  to  $7.501 \times 10^1$   $\text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$ , while for the transitory state it ranges from  $6.57 \times 10^0$  to  $4.78 \times 10^2$   $\text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$ . The parameters were also determined considering an approximation of plug flow velocity, finding results with two orders of magnitude lower than that obtained with the velocity profiles of the TZM.

In mass transfer, dispersion coefficients ( $D_{\text{eff}}$ ) were estimated with  $\text{O}_2$  concentration data. The  $D_{\text{eff}}$  results ranged from  $2.59 \times 10^{-3}$  to  $5.28 \times 10^{-3}$   $\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$ . The biotic analysis (kinetics) was characterized by determining the specific kinetic descriptors of the growth of the

microorganism with experimental data of CO<sub>2</sub> production and O<sub>2</sub> consumption. Results were obtained for CO<sub>2max</sub> of 213.11 mgCO<sub>2</sub>.gms<sup>-1</sup>, μ of 0.58 h<sup>-1</sup>, Y<sub>CO<sub>2</sub>/O<sub>2</sub></sub> of 0.65 mgO<sub>2</sub>.mgCO<sub>2</sub><sup>-1</sup> and mO<sub>2</sub> of 1.51x10<sup>-3</sup> mgO<sub>2</sub> mgCO<sub>2</sub><sup>-1</sup> h<sup>-1</sup>.

Finally, the individually obtained descriptors were integrated into a two-phase pseudo-heterogeneous model (fluid and solid phase), which allows to characterize the kinetics and heat and mass transport phenomena. The simulations of the process show positive results, particularly in the concentration of CO<sub>2</sub>, O<sub>2</sub> and H<sub>2</sub>O up to 12 hours after the start of the fermentation in solid medium, an area where the maximum production of CO<sub>2</sub> is reached.

## Índice de Figuras

<b>Figura 1.1</b>	Esquematación de un biorreactor de charolas.	20
<b>Figura 1.2</b>	Esquematación de un biorreactor de lecho empacado.	21
<b>Figura 3.1</b>	Sistema experimental: Hidrodinámica.	38
<b>Figura 3.2</b>	Biorreactor de charola empacado con enfriamiento en la pared.	39
<b>Figura 3.3</b>	Preparación del sustrato agroindustrial.	40
<b>Figura 3.4</b>	Esquema de las zonas del núcleo (zona azul) y la zona cercana a la pared (zona roja).	42
<b>Figura 3.5</b>	Observaciones experimentales de caída de presión que evalúan el efecto de la temperatura y el contenido de humedad en la caída de presión a diferentes flujos de aireación.	52
<b>Figura 3.6</b>	Comparación entre observaciones y predicciones de caída de presión que evalúan el efecto de la temperatura y el contenido de humedad en la caída de presión a diferentes flujos de aireación.	55
<b>Figura 3.7</b>	Evaluación del impacto de las contribuciones viscosas e inerciales en la caída de presión	56
<b>Figura 3.8</b>	Comparación entre observaciones y predicciones de caída de presión obtenidas en esta investigación y desarrolladas en la literatura para sistemas químicos y bioquímicos.	57
<b>Figura 3.9</b>	Perfil de fracción vacía pseudo-local en el biorreactor bajo condiciones abióticas.	59
<b>Figura 3.10</b>	(a) Resistencias viscosas pseudo-locales y número de Darcy evaluados a diferentes contenidos de humedad y temperaturas; y (b) resistencias de inercia pseudo-local y número de Forchheimer valorados a diferentes contenidos de humedad y temperaturas.	61
<b>Figura 3.11</b>	Perfiles de velocidad obtenidos con el modelo de dos zonas, NSDF y el enfoque de flujo tipo pseudo-pistón.	64
<b>Figura 3.12</b>	a) Viscosidad efectiva; y b) espesor de la pseudo capa límite obtenida en diferentes condiciones de operación siguiendo el enfoque de dos zonas.	66

<b>Figura 3.13</b>	Evaluación del efecto de las resistencias viscosas sobre el perfil de velocidad	68
<b>Figura 3.14</b>	Evaluación de los efectos viscosos e inerciales sobre los perfiles de velocidad en la región del núcleo y la pared.	70
<b>Figura 4.1</b>	Sistema experimental de transferencia de calor.	74
<b>Figura 4.2</b>	Puertos de muestreo de temperatura para experimentos de transferencia de calor en estado estacionario y transitorio.	76
<b>Figura 4.3</b>	Perfiles de temperatura en estado estacionario a diferentes flujos de aireación.	79
<b>Figura 4.4</b>	Perfiles de temperatura en estado transitorio a diferentes flujos de aireación.	80
<b>Figura 4.5</b>	Perfiles de temperatura en estado estacionario a diferentes flujos de aireación.	83
<b>Figura 5.1</b>	Sistema experimental de transferencia de masa.	86
<b>Figura 5.2</b>	Perfiles de concentración de oxígeno a diferentes flujos de aireación.	90
<b>Figura 6.1</b>	Sistema experimental para FMS.	93
<b>Figura 6.2</b>	Propagación de la cepa <i>Yarrowia lipolytica 2.2ab</i> en agar papa dextrosa.	95
<b>Figura 6.3</b>	Esquematación de un proceso de FMS.	96
<b>Figura 6.4</b>	Tasas de producción de CO <sub>2</sub> (línea roja) y consumo de O <sub>2</sub> (línea azul) en el proceso de FMS utilizando como microorganismo <i>Yarrowia lipolytica 2.2ab</i> .	99
<b>Figura 6.5</b>	Efecto del tiempo sobre el acumulado de CO <sub>2</sub> (puntos rojos) y el ajuste a tres modelos cinéticos: modelo exponencial (línea naranja), modelo logístico (línea azul) y modelo de Gompertz (línea verde).	100
<b>Figura 6.6</b>	Efecto del tiempo en el consumo (puntos azules) y el ajuste del modelo de Pirt (línea azul).	102
<b>Figura 6.7</b>	Efecto del tiempo en el acumulado de biomasa (puntos verdes) y el ajuste con el modelo logístico (línea verde).	103

<b>Figura 7.1</b>	Efecto del tiempo sobre la concentración de O <sub>2</sub> en: a) fase fluida y b) fase sólida.	110
<b>Figura 7.2</b>	Evaluación en el tiempo de la concentración de CO <sub>2</sub> : a) fase fluida y b) fase sólida.	111
<b>Figura 7.3</b>	Evaluación en el tiempo de la concentración de H <sub>2</sub> O: a) fase fluida y b) fase sólida	112
<b>Figura 7.4</b>	Temperatura: a) fase fluida y b) fase sólida	113

## Índice de Tablas

<b>Tabla 1.1</b>	Ventajas y desventajas de los diferentes tipos de biorreactores.	21
<b>Tabla 3.1</b>	Composición de los subproductos agroindustriales.	40
<b>Tabla 3.2</b>	Condiciones de operación del biorreactor bajo condiciones abióticas: Hidrodinámica.	41
<b>Tabla 3.3</b>	Parámetros re-estimados de las contribuciones viscosas ( $\alpha$ ) e inerciales ( $\beta$ ) determinadas en diferentes condiciones de operación.	54
<b>Tabla 3.4</b>	Magnitudes de velocidad y descriptores hidrodinámicos determinados a partir del modelo hidrodinámico de dos zonas.	63
<b>Tabla 4.1</b>	Condiciones de operación del biorreactor bajo condiciones abióticas: Transferencia de calor.	74
<b>Tabla 4.2</b>	Descriptores de transferencia de calor en estado estacionario y transitorio.	82
<b>Tabla 5.1</b>	Condiciones de operación del biorreactor bajo condiciones abióticas: Transferencia de masa	87
<b>Tabla 5.2</b>	Descriptores de transferencia de masa.	89
<b>Tabla 5.3</b>	Módulo de dispersión.	91
<b>Tabla 6.1</b>	Condiciones de operación del biorreactor bajo condiciones biótica: Cinética.	94
<b>Tabla 6.2</b>	Medio de cultivo utilizado en la fermentación en medio sólido.	95
<b>Tabla 6.3</b>	Parámetros cinéticos en la producción acumulada de CO <sub>2</sub> .	101
<b>Tabla 6.4</b>	Parámetros cinéticos en el consumo de O <sub>2</sub> .	101
<b>Tabla 6.5</b>	Coeficientes de rendimiento.	102
<b>Tabla 6.6</b>	Parámetros cinéticos de crecimiento celular obtenidos de la producción acumulada de biomasa.	103



**Tabla A.1** Datos experimentales de caída de presión.

117

# Nomenclatura

## Letras Romanas

$d_p$	Diámetro de partícula, $m_s$	0.0015
$W$	Ancho del biorreactor, $m_b$	0.05
$Da$	Número de Darcy	Ecuación 3.22
$Fo$	Número Forchheimer	Ecuación 3.23
$g_z$	Componente axial de la gravedad, $m_b \cdot s^{-2}$	9.81
$K$	Permeabilidad, $m_b^2$	Ecuación 3.5
$K_z$	Pseudo-permeabilidad, $m_b$	Ecuación 3.6
$L$	Largo del biorreactor, $m_b$	0.05
$p_z$	Componente axial de la presión, $kg \cdot m_b^{-1} \cdot h^{-2}$	Determinado experimentalmente
$x$	Posición en función del ancho, $m_b$	-----
$t$	Tiempo, h	-----
$U^{WR}$	Componente adimensional axial de la velocidad intersticial en la región de la pared	-----
$U^{CR}$	Componente adimensional axial de la velocidad intersticial en la región del centro	-----
$v_z$	Componente axial de la velocidad intersticial, $m_b \cdot h^{-1}$	Estimada
$v_{zo}$	Flujo volumétrico en la sección transversal del lecho, $m_b \cdot h^{-1}$	Tabla 3.4
$v_{zmax}$	Componente axial de la velocidad máxima intersticial, $m_b \cdot h^{-1}$	Tabla 3.4
$v_z^{CR}$	Componente axial de la velocidad intersticial en la región de la pared, $m_b \cdot h^{-1}$	Ecuación 3.2
$v_z^{WR}$	Componente axial de la velocidad intersticial en la región del centro, $m_b \cdot h^{-1}$	Ecuación 3.7
$NSDF$	Modelo hidrodinámico de Navier-Stokes-Darcy-Forchheimer	Ecuación 3.13
TZM	Modelo hidrodinámico de Dos-Zonas	Ecuación 3.1 – 3.12
T	Componente de la temperatura, K	Determinada experimentalmente
VkgM	Flujo volumétrico específico, $L_{aire} \cdot kg_s^{-1} \cdot min^{-1}$	-----
$C_{ps}$	Capacidad calorífica del aire, $J \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$	1840

$C_{pmf}$	Capacidad calorífica del aire saturado, $J.kg^{-1}.K^{-1}$	1031
$C_{pH2O}$	Capacidad calorífica del agua, $J.kg^{-1}.K^{-1}$	1892
$k_{eff}$	Conductividad térmica efectiva, $W.m_b^{-1}.K^{-1}$	Estimada
$h_w$	Coefficiente de transferencia de calor de la pared, $W.m_b^{-2}.K^{-1}$	Estimada
$C_{O2}$	Concentración molar de oxígeno $kmol.m_b^{-3}$	Estimado
$D_{ax}$	Coefficiente de dispersión $m_b^2.s^{-1}$	Estimado
$CO_{2max}$	Concentración máxima de $CO_2$ producido, $mg_{CO_2}.g_{ms}^{-1}$	Estimado
$\mu$	Tasa específica de crecimiento, $h^{-1}$	Estimado
$Y_{ij}$	Rendimiento, $mol_i.mol_j^{-1}$	Calculado
$m_{O2}$	Coefficiente de mantenimiento, $mg_{O_2}.mg_{CO_2}^{-1}.h^{-1}$	Estimado
$X$	Componente de biomasa, $mg_X.g_{ms}^{-1}$	Calculado con el coeficiente de rendimiento
$a_i$	Área interfacial, $m_s^2$	$6 / dp^{-1}$
$R$	Reacción	Modelo logístico
$k_{fs}$	Coefficiente de transferencia interfacial sólido-fluido	Correlación Wakao <i>et al.</i> , 1979
$h_g$	Coefficiente de la transferencia de calor en la interfase sólido-fluido	Correlación Wakao <i>et al.</i> , 1979
$\Delta H_{vap}$	Entalpía de vaporización, $J.kg^{-1}$	$-7.06 \times 10^7$
$D_{if}$	Coefficiente de difusividad, $m^2.h$	0.065
<b>Letras Griegas</b>		
$\delta$	Espesor de la capa límite, $m_b$	Tabla 3.4
$\epsilon$	Fracción vacía	Ecuación 3.26 - 3.27
$\epsilon_o$	Fracción vacía promedio	0.37
$\alpha, \beta$	Parámetros relacionados con las resistencias viscosas e inerciales de Ergun	Tabla 3.3
$\eta$	Distancia desde el centro del lecho hasta el espesor de la capa límite, $m_b$	Ecuación 3.11
$\lambda, \varphi, \sigma, \theta$	Parámetros adimensionales	Ecuación 3.3, 3.4, 3.10
$\rho_f$	Densidad del fluido, $kg_f m_f^{-3}$	1.182 - 1.109 en función de T
$\rho_{as}$	Densidad del aire seco, $kg_f m_f^{-3}$	1.182 - 1.109 en función de T

$\mu_f$	Viscosidad dinámica, $\text{kg}_f \text{ m}_b^{-1} \text{ h}^{-1}$	$0.06987 - 0.06656$ en función de T
$\mu_{eff}$	Viscosidad efectiva, $\text{kg}_f \text{ m}_b^{-1} \text{ h}^{-1}$	Tabla 3.4
$\kappa$	Parámetro de la ecuación de Klerk	Ecuación 3.28
<b>Subíndices</b>		
CR	Región del centro	-----
WR	Región de la pared	-----
eff	Efectivo	-----
b	Biorreactor	-----
f	Fluido	-----
o	Entrada	-----
ss	Sustrato seco	-----

## Capítulo 1. Introducción

### 1.0 Fermentación en Medio Sólido (FMS)

La fermentación en medio sólido (FMS) se define como el crecimiento de microorganismos en partículas sólidas húmedas no solubles (soportes), con una fase gaseosa continua en la región entre los espacios vacíos de las partículas y un contenido mínimo de agua visible (Prabhakar *et al.*, 2005; Mitchell *et al.*, 2006; Soccol *et al.*, 2017; Ashok *et al.*, 2017); sin embargo, el sustrato debe tener suficiente humedad (entre el 12 hasta 80 %, aunque normalmente se reporta cerca del 60 %) para permitir el crecimiento y las reacciones metabólicas del microorganismo; simulando el entorno natural de desarrollo o crecimiento (Mitchell *et al.*, 2000; Chen, 2013). A pesar de los avances tecnológicos en los procesos de FMS en los últimos años, no se ha profundizado lo suficiente en cuanto a la caracterización de biorreactores de lecho empacado para tal proceso, particularmente la caracterización de la dinámica de fluidos; no obstante, los avances logrados en el área de la ingeniería química (Aparicio, 2017) ofrecen una vía útil para el diseño conceptual de esta clase de biorreactores, donde se involucra una descripción microscópica de la interacción fenomenológica que ocurre dentro del biorreactor.

La FMS ha ganado la atención de diversos grupos de investigación, ya que se ha demostrado que puede lograr mayor concentración y diversidad de producto con respecto a la fermentación líquida (Prabhakar *et al.*, 2005; Mitchell *et al.*, 2006). Se han implementado sistemas de FMS para la producción de metabolitos biológicamente activos (Pandey *et al.*, 2003; Prabhakar *et al.*, 2005; López-Flores *et al.*, 2016; Soccol *et al.*, 2017; Ashok *et al.*, 2017; Arora *et al.*, 2018; López-Ramírez *et al.*, 2019) como enzimas (Lopez *et al.*, 2017), alimento animal (Pandey *et al.*, 2003), ácidos orgánicos (Dhillon *et al.*, 2013), pigmentos (Velmurugan *et al.*, 2011); en bioprocesos como biorremediación o biolixiviación (Pandey *et al.*, 2003) y productos farmacéuticos (Chen, 2013), entre otros.

Un proceso típico de FMS tiene las siguientes características (Mitchell *et al.*, 2000): 1) el sustrato se compone generalmente consiste en subproductos agroindustriales; 2) el sustrato puede requerir pretratamientos tales como cortar o triturar para reducir el tamaño de partícula, agrietamiento para hacer que el interior de las partículas sea más accesible, hidrólisis química

para aumentar la susceptibilidad de las macromoléculas a la degradación por enzimas microbianas durante la fermentación y adecuarse a las condiciones de operación deseadas como pH, temperatura del baño, seleccionar fuente de nutrientes para una relación de carbono/nitrógeno adecuada para el crecimiento (Prabhankar *et al.*, 2005); 3) generalmente se utilizan hongos o levaduras; sin embargo, también se han utilizado bacterias; por ejemplo, *Bacillus subtilis* (Pandey, 2003; Soares *et al.*, 2005), que requiere condiciones aeróbicas para el crecimiento y la formación del producto; 4) El inóculo se mezcla en el sustrato para iniciar la fermentación; 5) El biorreactor puede permitir o no la mezcla y la aireación (Uno de los principales retos en la operación del biorreactor es evitar incrementos de temperatura indeseables en el lecho de sustrato de fermentación debido a la producción de calor metabólico residual por el microorganismo); 6) Al final del proceso, una vez extraído el metabolito de interés, la masa residual fermentada puede ser utilizada en la elaboración de piensos para alimentación animal o como fertilizante. Una motivación para el uso de FMS consiste en aprovechar los residuos agroindustriales como sustratos como ruta alternativa, agregando valor a estos subproductos que regularmente escasean o no son utilizados por las industrias que los generan (Singhania *et al.*, 2009); sin embargo, un reto que presenta la FMS es el diseñar un biorreactor en el que se pueda controlar la humedad, temperatura, crecimiento microbiano y, además, se minimice la resistencia a la transferencia de calor y de masa (Prabhakar *et al.*, 2005).

Las características de transporte de energía de los subproductos agroindustriales (lecho empacado) y el bajo contenido de humedad en FMS promueven ciertas condiciones que impiden una adecuada eliminación del calor metabólico generado en este tipo de sistemas (Saucedo-Castañeda *et al.*, 1990; Ghildyal *et al.*, 1994; Hasan *et al.*, 1998; Prabhakar *et al.*, 2005; Mitchell *et al.*, 2006; Fanaei *et al.*, 2009; Figueroa-Montero *et al.*, 2011; Pessoa *et al.*, 2016; Casciatori *et al.*, 2016; Pessoa *et al.*, 2019). Entre las principales consecuencias de una deficiente remoción de calor metabólico (de acuerdo con Saucedo-Castañeda *et al.* (1990), se pueden producir hasta  $3,200 \text{ kcal.kg}^{-1}$ ) del biorreactor lo que generalmente ocasiona reducción de productividad y rendimiento del metabolito de interés. La generación de calor está directamente relacionada con las actividades metabólicas de los microorganismos,

particularmente la respiración durante el crecimiento, que está relacionada con el consumo de  $O_2$  y la formación de  $CO_2$  (Mitchell *et al.*, 2006).

## **1.1 Biorreactores en FMS**

De acuerdo con Mitchell *et al.* (2006), los biorreactores que generalmente se utilizan para el proceso de FMS dependiendo del tipo de aireación y agitación se pueden categorizar en cuatro grupos: 1) sin aireación forzada y sin mezclado (de tipo charolas); 2) con aireación forzada y sin mezclado (lecho empacado); 3) sin aireación forzada y con mezclado frecuente (tambor rotatorio) y 4) con aireación forzada y con mezclado frecuente (lecho fluidizado). Para la presente investigación se hace mayor relevancia a los de charola y lecho empacado.

### **1.1.1 Biorreactor de charolas**

Los biorreactores de charolas (Figura 1.1) son sistemas simples, en los que el sustrato se extiende en charolas de madera, bambú, plástico o acero inoxidable, las cuales son perforadas en el fondo para facilitar la convección de aire (Mitchell *et al.*, 2006; Couder-García, 2018). El sustrato se coloca en la charola de forma homogénea en capas delgadas, desde 5 cm hasta 15 cm de altura, que también están arreglados con un espacio de pocos centímetros entre ellos para permitir la aireación y evitar sobrecalentamiento (Mitchell *et al.*, 2006; Barrios *et al.*, 2015). Las charolas se pueden colocar en cámara con un baño de temperatura controlada (Barrios *et al.*, 2015) o en sistemas tipo Koji (Soccol *et al.*, 2017). Este tipo de biorreactores son fáciles de escalar; sin embargo, requiere grandes áreas para operación, uso extensivo de mano de obra, la automatización es compleja y dificultades con el control de la contaminación (Mitchell *et al.*, 2006; Barrios-Nolasco, 2015; Couder-García, 2018).

Los problemas durante el proceso de FMS se tienen principalmente en la transferencia de masa. Cuando el sustrato es inoculado, la concentración de oxígeno es uniforme; sin embargo, al utilizar microorganismos filamentosos, la formación y crecimiento de filamentos microbianos cambia la porosidad y por lo tanto la difusividad efectiva. La liberación de  $CO_2$  y calor también limitan el transporte de  $O_2$  y la creación de mayores gradientes de  $O_2$  lo cual es inevitable, especialmente para espesores mayores a 15 cm de sustrato (Mitchell *et al.*, 2006; Couder-García *et al.*, 2018).



Figura. 1.1. Esquematación de un biorreactor de charolas.

### 1.1.2 Biorreactor de lecho empacado

En los biorreactores de lecho empacado empleados para FMS (Figura 1.2), el sustrato es colocado sobre una placa o malla perforada en la base del sistema, la aireación es aplicada en forma ascendente al lecho empacado, con la finalidad de mejorar la transferencia de masa en el lecho y evitar problemas de compactación y grandes caídas de presión en la columna. El diseño típico es una columna cilíndrica alta y delgada, aunque se pueden emplear en geometrías rectangulares (Mitchell *et al.*, 2006; Couder-García, 2018), las columnas generalmente tienen una altura de entre 20 cm hasta 1 metro (ideal menor a 30 cm para introducir en baños de temperatura), pueden ser colocadas en baños de agua para controlar la temperatura, pero para columnas de mayor diámetro (mayores a 10 cm) es esencial una chaqueta de agua para el control de temperatura (Barrios, 2015). Durante la aireación forzada en este tipo de biorreactores, el aire de alimentación puede saturarse de humedad para minimizar la pérdida de agua presente en el sustrato, y actuar como un medio de regulación de temperatura en el sistema.,

Entre las ventajas (Tabla 1.1) para este tipo de biorreactores destaca la facilidad para controlar la temperatura y humedad del proceso, mientras que sus principales desventajas son la presencia de un crecimiento no uniforme, baja remoción de calor y problemas con el escalamiento. (Barrios, 2015)

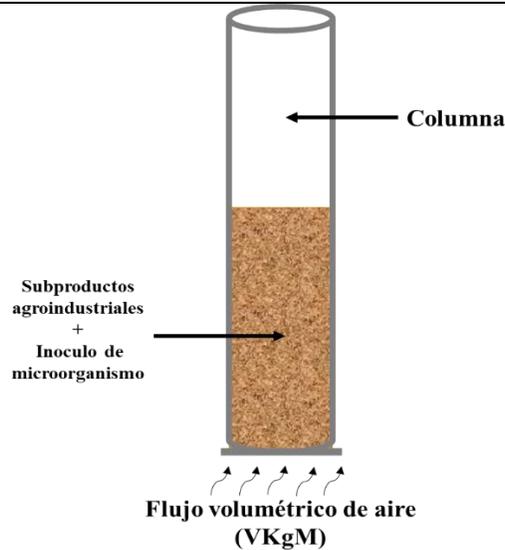


Figura 1.2. Esquematación de un biorreactor de lecho empacado.

Tabla 1.1. Ventajas y desventajas de los biorreactores de charolas y lecho empacado (Modificada de Barrios, 2015).

Biorreactor	Ventajas	Desventajas
<b>Charolas</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Económico</li> <li>-Relativa facilidad de operación y mantenimiento.</li> <li>-Fácil montaje y monitoreo de humedad, temperatura, biomasa y CO<sub>2</sub>.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-A escala industrial (inclusive piloto) es compleja la automatización, por lo cual requiere un uso extensivo de mano de obra.</li> <li>-Requieren una gran área para implementar y operar el sistema.</li> <li>-Difícil aplicarlo a procesos estériles.</li> <li>-Problemas en la remoción de calor metabólico.</li> </ul>
<b>Lecho empacado</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Económico</li> <li>-Fácil montaje y monitoreo de humedad, temperatura, biomasa y CO<sub>2</sub>.</li> <li>-Conexión en forma continua de varias columnas.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Canales preferenciales de O<sub>2</sub></li> <li>-Dificultad en la toma de muestra</li> <li>-Problemas en la remoción de calor metabólico.</li> </ul>

## **1.2 Variables de operación de FMS**

En el proceso de FMS incluye distintas variables, las cuales ejercen un efecto significativo sobre la productividad; entre dichas variables se encuentran la selección del microorganismo, el tipo sustrato, la temperatura, humedad, aireación y actividad de agua entre otras. A continuación, se presenta la revisión de las variables del proceso.

### **1.2.1 Temperatura**

En general los procesos biológicos se desarrollan en un intervalo de temperatura muy limitado (Pandey *et al.*, 2008), dichos límites podrían encontrarse en valores máximos de 333.15 o 352.15 K (aunque con organismos extremófilos podría incrementarse hasta 393.15 K). La temperatura en la FMS es un parámetro muy relevante (probablemente el principal cuello de botella), debido a que por la actividad metabólica del microorganismo se genera calor, por ende, aumenta la temperatura del lecho empacado; lo cual, podría tener efectos como la desnaturalización de proteínas, la inhibición enzimática o de producción de un metabolito particular, inclusive la muerte de células. (Pastrana, 1996; Mitchell *et al.*, 2006;). El principal problema de la generación del calor metabólico es la dificultad de eliminarlo (incrementando la complejidad a medida que aumenta la altura del lecho), por lo que el microorganismo se somete a una variación significativa de la temperatura entre los diferentes puntos del lecho (Pandey, 2003).

### **1.2.2 Actividad de agua y humedad**

La actividad de agua hace referencia a la disponibilidad del agua definida como la humedad relativa de la fase gaseosa que se encuentra en equilibrio con el sustrato (Buenrostro-Figueroa, 2013). El agua en los sistemas de FMS se puede presentar de dos formas (Figueroa-Montero *et al.*, 2011): primero en una forma compleja dentro del soporte (como una capa delgada, ya sea absorbida en la superficie de las partículas o dentro de las regiones capilares del sólido) o como agua libre o disponible (se presenta una vez que se excede la capacidad de saturación de la matriz sólida). En general se puede definir la actividad del agua como la relación entre la presión de vapor en el agua del sustrato y la presión de vapor del agua pura.

La importancia del agua en el sistema es debido al hecho de que la gran mayoría de las células viables están caracterizadas por un requerimiento del contenido de humedad de 20 - 80% (Figueroa-Montero *et al.*, 2011). A partir de tal observación, es fácil llegar a la conclusión acerca de la necesidad de tener una cierta cantidad de agua disponible para la síntesis de nuevas células. En general, para el caso de bacterias, la humedad de la fase sólida es de al menos el 70%, para la levadura, el rango oscila entre el 60 y 72 % y para hongos oscila entre el 20 al 70% (Pandey *et al.*, 2008).

### **1.2.3 Aireación**

La aireación cumple con tres funciones principales en la FMS (Durand *et al.*, 1988): 1) mantener las condiciones aerobias (cubrir demanda de  $O_2$ ); 2) regular la temperatura del sustrato y 3) regular el nivel de humedad. En este sentido, la demanda de  $O_2$  en FMS se puede satisfacer con niveles de aireación relativamente bajos. Teniendo en cuenta los niveles de aireación, es muy importante que se puedan expresar a través de valores intensivos y no extensivos para poder establecer niveles independientes a partir de la escala en la que se desarrolla el proceso. Un criterio para expresar la aireación en un sistema particular se obtiene por la intensidad del flujo de aire o  $VK_gM$  (Pandey *et al.*, 2008).

### **1.2.4 Tamaño de partícula**

El tamaño de partícula del sustrato es un factor físico importante, debido a que afecta la relación entre el área de la superficie, el volumen del sustrato sólido, el área interfacial gas-líquido y el espesor de la capa fúngica. Un tamaño de partícula demasiado pequeño puede interferir con la respiración microbiana, provocando un crecimiento deficiente; un tamaño de partícula grande proporciona solo una superficie limitada para el ataque microbiano (Manan *et al.*, 2017). El tamaño de partícula del sustrato tiene una importancia particular relacionada con la fracción vacía. Particularmente en el empleo de hongos, la formación de micelio provocara disminución del espacio entre las partículas del sustrato, lo cual puede tener como consecuencia canalizaciones y posibles efectos de retro-mezclado o turbulencia (Weber *et al.*, 2002)

## 1.3. Fenómenos de transporte y bioquímicos implicados en FMS

Para entender los fenómenos que ocurren dentro de un biorreactor de FMS, es necesario comprender la disposición física de las diversas fases dentro del sistema, ya que los fenómenos físicos (como los fenómenos de transporte) y bioquímicos se llevan a cabo en el seno de cada fase y en las distintas interfases involucradas, y su descripción y entendimiento puede considerarse tanto a nivel de macroescala como de microescala. (Mitchell *et al.*, 2006).

Desde un punto de vista macroscópico, el proceso de la FMS puede analizarse en tres subsistemas (Mitchell *et al.*, 2006; Couder-García, 2018): la pared del biorreactor, el espacio de cabeza donde fluctúan los gases y el lecho empacado constituido por el sustrato sólido. A continuación, se describe cada uno de estos subsistemas.

**Pared del biorreactor:** Consiste en la estructura física del biorreactor que permite la carga y descarga de sustratos y gases, representa una resistencia parcial a la transferencia de calor, ya que permite el flujo de calor por medio de mecanismos de conducción que dependen de las propiedades del material. La pared del biorreactor es una barrera completa para la transferencia de masa.

**Lecho empacado:** es el sitio donde ocurre la biorreacción; es decir, donde crece el microorganismo. Los procesos que ocurren en este subsistema son los siguientes: 1) producción de calor metabólico, el lecho es el sitio del crecimiento microbiano, donde tienen lugar reacciones exotérmicas propias de la actividad metabólica generando calor metabólico; 2) Transferencia de calor, se presenta por dos mecanismos, conducción y convección. Por un lado, la conducción ocurre en respuesta a los gradientes de temperatura, con la energía fluyendo de regiones calientes a regiones frías. Dependiendo del biorreactor, se pueden generar gradientes de temperatura significantes en una, dos o inclusive las tres dimensiones. La conducción usualmente es de menor importancia si el lecho es aireado o mezclado. Por otra parte, la transferencia por convección se presenta en sistemas con aireación forzada, el aire se mueve a través del lecho, la energía es transferida a él desde la fase sólida, incrementando la temperatura y, por lo tanto, la energía del aire. Debido a que el aire se mueve a través del lecho, se lleva energía desde el sitio de producción representando un gran

flujo través del lecho; 3) Transferencia de masa, se presenta por tres mecanismos (difusión, evaporación y convectivo). Primero por difusión, los componentes de la fase gas  $O_2$ ,  $CO_2$  y vapor de agua se difunden en los espacios inter-partícula en respuesta de algún gradiente de concentración. Típicamente la contribución de difusión a la transferencia de masa a través del lecho sólo es importante en los biorreactores de tipo charola. La transferencia de masa por evaporación, el agua que se encuentra en el sustrato se evapora hacia la fase gaseosa, removiendo energía de la fase sólida en la forma de entalpia de vaporización. El grado de evaporación depende de la saturación del aire, pero incluso si se utiliza aire saturado, si la temperatura del aire incrementa mientras el aire está dentro del lecho, la capacidad del aire de absorber agua incrementa. Por último, la transferencia de masa convectiva es donde el flujo de aire pasa a través del lecho, arrastra vapor de agua,  $O_2$  y  $CO_2$ , lo que representa grandes flujos de esos componentes.

A nivel microscópico se presentan los siguientes fenómenos (Mitchell *et al.*, 2000): 1) crecimiento microbiano y tasas de mortalidad en respuesta a las condiciones ambientales (fuente de carbono y nitrógeno, concentración de  $O_2$ , concentración de productos, temperatura, pH y actividad de agua); 2) el tipo de crecimiento microbiano, especialmente si el crecimiento se produce como un micelio (hongos) o una biopelícula de organismos unicelulares (en bacterias y levaduras); 3) el efecto del crecimiento microbiano sobre el medio ambiente mediante la liberación de enzimas y productos finales y la absorción de nutrientes; 4) difusión inter-partícula de compuestos tales como  $O_2$ ,  $CO_2$ , protones, enzimas, nutrientes solubles, productos de hidrólisis y productos del metabolismo; 5) transferencia de masa en las regiones inter-partículas y la partícula de sustrato o la biomasa de compuestos tales como  $O_2$ ,  $CO_2$ , agua y productos finales volátiles del metabolismo; 6) Destrucción de la partícula debido al consumo de sustratos y crecimiento del microorganismo, sobre todo si la fuente de carbono forma parte de la estructura física de la partícula sólida.

**Espacio de cabeza de biorreactor:** En algunos biorreactores de FMS, en los que las partículas sólidas dentro del lecho están suspendidas en una corriente de aire (lechos fluidizados de gas-sólido), el espacio de cabeza permite espacio para la expansión del lecho y para el desacoplamiento de partículas y aire.

Como se puede ver dentro del biorreactor ocurren distintos fenómenos de transporte y cinéticos. Esto sino se considera al realizar el diseño conceptual, se podría tener un efecto negativo sobre la productividad del proceso, por ello se debe plantear la necesidad de caracterizar dichos fenómenos. Por otra parte, otro factor relevante en los sistemas de FMS es seleccionar el microorganismo adecuado para producir un metabolito de interés industrial.

Dentro de los metabolitos de interés industrial destacan las enzimas como lipasas, amilasas y proteasas, estas últimas con cerca del 60 % del mercado; tomando en cuenta que la industria enzimática que genera millones de dólares al año, por ejemplo, se proyecta que para el 2024 se generen alrededor de 10, 519 millones de dólares (Couder-García *et al.*, 2018). Dentro de los microorganismos productores de enzimas se encuentra el género *Bacillus sp.*, aunque en los procesos de FMS ha incrementado el interés en el uso de hongos filamentosos como *Streptomyces*, *Aspergillus*, *Y. lipolytica*, entre otros (Lopez-Flores *et al.*, 2016). *Y. lipolytica* parte como un microorganismo de interés debido a que se ha reportado un buen productor de proteasas (Reyes, 2014; Barrios-Nolasco, 2015; Lopez *et al.*, 2016), por ello el presente estudio se centrará en su estudio.

## **1.4 *Yarrowia lipolytica***

*Yarrowia lipolytica* es una levadura “no convencional”, término utilizado para diferenciar este grupo de levaduras de las que frecuentemente se utilizaban y ya habían sido ampliamente estudiadas en la literatura como es el caso de *Saccharomyces cerevisiae*. *Yarrowia lipolytica* puede también ser conocida como *Candida*, *Endomycopsis* o *Saccharomyces lipolytica* (Carrilo *et al.*, 2011).

Se considera como no patógeno y es clasificada como GRAS, por sus siglas en inglés (Generally Recognised as Safe) por la Food and Drug Administration (FDA, USA), además, *Y. lipolytica* se ha considerado como un modelo adecuado para estudios de dimorfismo en levaduras, ya que tiene un sistema eficiente para la transformación de ingeniería genética, y es fácil distinguir entre sus formas morfológicas. Se cree que su dimorfismo, capacidad de los hongos para crecer como levaduras (células ovaladas individuales) o en forma de micelio, ocurre de manera reversible. El dimorfismo está relacionado con un mecanismo de defensa



---

## **Capítulo 1. Introducción**

a condiciones adversas, tales como temperatura, pH y cambios nutricionales, entre otros factores de estrés ambiental o nutricional y por el historial genético de la cepa (Coelho *et al.*, 2010). Se ha observado que *Y. lipolytica* es capaz de secretar grandes cantidades de ácidos orgánicos (citrato e isocitrato) y enzimas tales como proteasas, RNasas, fosfatasas, esterasas y lipasas (Carrillo, 2011).

Si bien *Y. lipolytica* ofrece la posibilidad de producir diferentes tipos de metabolitos de interés a gran escala, es medular el utilizar herramientas ingenieriles y biológicas que permitan entender el proceso y las variables relevantes del mismo, para ello la ingeniería de biorreacciones ayudará a un mejor diseño conceptual de proceso con el fin de maximizar la producción del compuesto de interés, aunque esto excede los alcances del trabajo, es relevante tenerlo en cuenta para futuros trabajos.

## Capítulo 2. Planteamiento del problema: Estado del Arte, hipótesis y objetivos

En México se generan anualmente cerca de 76 millones de toneladas de residuos agroindustriales del procesamiento de frutas como limón, peras, manzanas, papaya, piña, naranja; y vegetales como maíz, caña de azúcar, frijol, col, zanahoria, tomate, lechuga, papa (González-Sánchez *et al.*, 2016). La FMS ofrece una alternativa atractiva para la obtención de compuestos de alto valor agregado (enzimas, ácidos grasos, bicombustibles, entre otros) a partir de residuos agroindustriales como fuente de nutrientes, partiendo como una ventaja importante desde dos puntos de vista: primero desde la parte ambiental al aprovechar residuos generados por diferentes agroindustrias; y segundo desde la parte económica ya que se estima que el del 30 al 40 % de los costos de producción de enzimas se debe a los medios de cultivo (Wang *et al.*, 2005). Por otra parte, para maximizar la valorización de tales residuos es necesario profundizar el estudio del efecto de las variables del proceso. Históricamente en los procesos de FMS, un factor limitante es la transferencia de calor del sistema, principalmente influenciado por dos variables: la generación de calor metabólico, debido a que la reacción biológica del proceso es altamente exotérmica y a la baja conductividad térmica de los subproductos agroindustriales; lo cual tiene un impacto negativo en la temperatura del biorreactor; por ejemplo, incrementos de hasta 10 K (Barrios, (2015).

Trabajos como Barrios, (2015) describieron en un sistema de FMS para la producción de proteasas, describió los fenómenos de transporte y cinéticos; sin embargo, se consideró una velocidad constante, las propiedades térmicas del subproducto agroindustrial se determinó por medio de correlaciones sin considerar datos experimentales de temperatura, presentando incertidumbre en los parámetros. Por otra parte, se han realizado esfuerzos significativos en la caracterización de la transferencia de calor; sin embargo, la influencia de la dinámica de fluidos generalmente no se toma en cuenta, por lo que se desprecia la presencia de perfiles de velocidad del aire al considerar una velocidad constante y siempre se analiza bajo condiciones bióticas; por ende, la contribución del diseño del biorreactor y las características del sustrato sin la presencia del microorganismo no es clara, con lo cual la propuesta de mejoras al diseño y operación del sistema se dificulta.

Por tal motivo, es medular enfocar los esfuerzos en la caracterización de los fenómenos de transferencia y cinéticos del sistema bajo condiciones abióticas: ya que esto será esencial en el diseño conceptual del sistema. En la sección 2.1 se presenta el estado del arte del modelado de fenómenos de transporte en la FMS.

## **2.1 Estado del arte**

### **2.1.1 Modelado**

El modelado matemático es una herramienta esencial para optimizar bioprocesos. El uso de modelos permite guiar el diseño y el funcionamiento de los biorreactores, al tiempo que pueden proporcionar una visión de cómo los diversos fenómenos de transporte dentro del sistema de fermentación se combinan para controlar el rendimiento general del proceso (Mitchell *et al.*, 2003).

En bioprocesos como la FMS, los modelos matemáticos propuestos se dividen de acuerdo con el tipo de enfoque (macro y microscópica) empleado para la descripción de los fenómenos involucrados. Los modelos macroscópicos son aquellos que se ocupan de la operación de los biorreactores, estudian al sistema como una caja negra, de tal forma que describen procesos de transporte de masa y calor a través del lecho de sustrato, considerando los fenómenos a nivel de la partícula individual de una manera altamente simplificada. Los modelos microscópicos se ocupan de describir los fenómenos que ocurren dentro del biorreactor de las partículas individuales y no intentan describir el rendimiento del biorreactor (Bird *et al.*, 2006). En este sentido, el rendimiento del biorreactor en una FMS puede estar limitado potencialmente por los fenómenos que ocurren en el lecho de forma local o global, cabe mencionar que ambos alcances en los modelos son importantes, a pesar de considerar objetivos diferentes.

Un modelo matemático permitirá predecir los efectos del caudal, humedad y temperatura de entrada del aire sobre la temperatura y humedad en el lecho de sustrato, así como en el crecimiento microbiano y la formación del producto de interés (Mitchell *et al.*, 2000). Si bien existe una cantidad considerable de estudios que describen los fenómenos de transporte de calor y masa en los biorreactores de FMS, en la actualidad no hay un entendimiento claro



## Capítulo 2. Planteamiento del problema: Estado del Arte, Justificación, hipótesis y objetivos

sobre el papel de la hidrodinámica sobre los distintos fenómenos de transporte y cinéticos en un sistema biológico, lo cual parece ser esencial cuando se modela un biorreactor donde tienen lugar reacciones exotérmicas.

### **2.1.2 Hidrodinámica (Dinámica de Fluidos)**

En los sistemas de FMS, la caracterización de la dinámica de fluidos, en general, se ha despreciado. En la mayoría de los trabajos reportados en la literatura se consideran perfiles de velocidad lineales o constantes (tipo flujo pistón) debido a la complejidad que representa caracterizar las variaciones que sufre el flujo de aire por la presencia de fracciones vacías características de los lechos empacados.

Dentro de los trabajos que consideran de manera directa e indirecta la dinámica de fluidos en sistemas de FMS se encuentran:

**Auria *et al.*, (1993 y 1995)** evaluaron el crecimiento de biomasa indirectamente con la caída de presión en un biorreactor de lecho empacado, utilizando como microorganismo a *Aspergillus niger* y un sustrato inerte de amberlita impregnada con nutrientes en presencia de aireación forzada (0.0325, 0.0675 y 0.1 L<sub>aire</sub>.min<sup>-1</sup>). Los resultados obtenidos mostraron que la caída de presión medida mediante un transductor diferencial de presión mostraron que la caída de presión, medida mediante un transductor diferencial de presión, osciló entre 2,060 a 6,766 Pa.m<sup>-1</sup>, observando una tendencia similar a la del crecimiento del microorganismo concluyendo que la caída de presión puede ser un indicador indirecto de la producción de biomasa.

**Gumbira-Saíd *et al.*, (1993)**, evaluaron el efecto del diámetro de partícula y el crecimiento del microorganismo sobre la caída de presión en un biorreactor de lecho empacado con aireación forzada utilizando *Rhizopus oligosporus*. Se evaluaron tres diámetros de partícula (2, 3 y 4 mm), con un flujo de aireación constante de 12.5 L<sub>aire</sub>.min<sup>-1</sup>. El diámetro de partícula tuvo un fuerte impacto en la caída de presión, con una tendencia clara, entre más pequeña es la partícula mayor fue la caída de presión (225, 201 y 188 Pa.m<sup>-1</sup> para diámetros de partícula de 2, 3 y 4 mm, respectivamente). Por otra parte, al igual que Auria *et al.* (1993), se concluye que la evaluación de la caída de presión resulta una alternativa confiable como indicador del

## Capítulo 2. Planteamiento del problema: Estado del Arte, Justificación, hipótesis y objetivos

crecimiento microbiano, sobre todo cuando no se cuenta con instrumentos adecuados para la cuantificación de la concentración de O<sub>2</sub> y CO<sub>2</sub>.

**Gowthaman et al. (1993)** y **Ghildhyal et al. (1994)**, evaluaron el efecto del flujo volumétrico de aireación (5, 10, 15, 20 y 25 L<sub>aire</sub>.min<sup>-1</sup>) en los gradientes de temperatura y la producción de enzimas amiloglucosidasas, empleando un biorreactor de columna de lecho empacado, el hongo *Aspergillus niger* como microorganismo y salvado de trigo como soporte con una humedad del 51 %. Se demostró que la aireación forzada en este tipo de sistemas, decremента los gradientes de temperatura; por ejemplo, para el flujo más bajo de 5 L<sub>aire</sub>.min<sup>-1</sup> se generó un gradiente de 0.79 °C.cm<sub>b</sub><sup>-1</sup> y para el flujo más alto de 25 L<sub>aire</sub>.min<sup>-1</sup> se generó un gradiente de 0.13 °C.cm<sub>b</sub><sup>-1</sup> (en total para una columna de 170 mm el aumento de 5 a 25 L<sub>aire</sub>.min<sup>-1</sup> disminuyó de 52 a 35.6 °C y para una columna de 280 mm el aumento de 5 a 25 L<sub>aire</sub>.min<sup>-1</sup> disminuyó de 52 a 37.4 °C). Por otra parte, la actividad enzimática promedio aumentó de 1.915 U.g<sub>SS</sub> (5 L<sub>aire</sub>.min<sup>-1</sup>) a 6.260 U.g<sub>SS</sub> (25 L<sub>aire</sub>.min<sup>-1</sup>); sin embargo, aumentar el flujo volumétrico de aireación de manera indiscriminada, se puede provocar la inhibición del producto, particularmente conforme aumenta la altura de la columna.

**Weber et al. (2002)**, evaluaron el crecimiento de *Aspergillus oryzae* en un biorreactor de lecho empacado de polipropileno a escala piloto con aireación forzada, el sustrato utilizado fue granos de avena y trigo. Mediante un análisis de imágenes (fotografías) mostraron que el sustrato sufre compresión debido a la pérdida de humedad, provocando a disminución de la fracción vacía, asociada al crecimiento del microorganismo, y promoviendo la formación de zonas de canalización y con ello la presencia de efectos de retromezclado que minimizan la remoción del calor metabólico y promueven el aumento de temperatura

**Richard et al. (2004)**, evaluaron la fracción vacía, caída de presión, contribuciones viscosas e inerciales y mediante la ecuación de Darcy determinaron la velocidad intersticial. El biorreactor de lecho empacado con un volumen de 45 L con aireación forzada. Determinaron valores para las resistencias viscosas ( $\alpha$ ) en un rango entre 883 a 58,748 y las resistencias inerciales ( $\beta$ ) en un rango entre 970 a 602,497, estos valores indican caídas de presión muy altas; valores de permeabilidad de entre 1 x10<sup>-12</sup> a 1 x10<sup>-6</sup> m<sup>2</sup> y velocidades superficiales entre 0.001 hasta 0.05 m.s<sup>-1</sup> dependiendo del flujo volumétrico de aireación; sin embargo, se

considera esta velocidad como constante en todo el sistema, con lo cual se está dejando información importante sobre todo en las zonas cercanas a la pared.

**Pessoa et al. (2016)**, evaluaron el comportamiento de un biorreactor de lecho empacado utilizando *Aspergillus niger* como microorganismo y un sustrato de salvado de trigo con bagazo de caña mediante una simulación de Dinámica de Fluidos Computacional (CFD). Los datos de caída de presión se obtuvieron experimentalmente con el objetivo de estimar resistencias viscosas e inerciales del sustrato; los valores de caídas de presión oscilaron desde 1,832 a 2,831 Pa.m<sup>-1</sup>, calculando con dichos valores las resistencias viscosas (5.12 x 10<sup>8</sup> m<sup>-2</sup>) e inerciales (19,340 m<sup>-1</sup>), considerando que la fracción vacía en el biorreactor se mantiene constante, lo cual genera incertidumbre en la zona cercana a la pared, donde se alcanza el valor máximo de caída de presión, por ende, la velocidad máxima.

**Ávila et al. (2017)**, evaluaron el efecto de factores ambientales como el flujo de aireación sobre la fisiología del crecimiento de *Aspergillus terreusi*, para la producción de lovastatina en matraces Erlenmeyer de 250 mL, bajo condiciones de humedad del 85 % a 30 °C. Los autores observaron que el suministrar un flujo constante de aireación durante dos horas al sistema aumenta la producción de lovastatina en 1462.5 % respecto al mismo sistema durante 0.08 h (control), esto se puede deber a la mayor disponibilidad de O<sub>2</sub> para el crecimiento.

Los trabajos que modelan la dinámica de fluidos en los sistemas de FMS son escasos; sin embargo, se puede elucidar que se requiere una caracterización adecuada de los perfiles de velocidad, fracción vacía, caída de presión y resistencias viscosas e inerciales que permita entender mejor el comportamiento hidrodinámico y su impacto en los fenómenos de transferencia y cinéticos.

## **2.1.2 Transferencia de calor y masa**

En FMS el principal reto en la operación de los biorreactores es la complejidad de remover el calor metabólico generado, lo cual, provoca un incremento de temperatura en el sistema teniendo consecuencias perjudiciales para la producción de algún metabolito de interés. La transferencia de calor y masa se ha estudiado ampliamente en la literatura, aunque



## Capítulo 2. Planteamiento del problema: Estado del Arte, Justificación, hipótesis y objetivos

generalmente, basando el estudio en correlaciones para determinar los descriptores que caracterizan el fenómeno y consideran una velocidad lineal (constante).

Por ejemplo, **Saucedo-Castañeda *et al.* (1990)**, modeló la transferencia de calor en un biorreactor de lecho empacado, se utilizó yuca como sustrato con un diámetro partícula de 0.04 m y aireación forzada de  $0.2 L_{\text{aire}} \cdot h^{-1}$ . Se determinó experimentalmente la temperatura en cuatro posiciones en función del radio; Los autores propusieron un modelo propuesto fue de tipo pseudo-homogéneo, en dos dimensiones considerando los términos de acumulación, convección, conducción y el término de reacción; la producción de calor metabólico se determinó con base en los descriptores cinéticos de la producción de  $CO_2$  y consumo de sustrato (tasa específica de crecimiento, rendimientos, coeficientes de mantenimiento, etc.). Si bien es un modelo muy completo, no se toma en cuenta el transporte de calor debido a la evaporación, la velocidad se considera constante y la estimación de parámetros esenciales, como la conductividad térmica y el coeficiente de transferencia de calor en la pared, no es clara y presenta incertidumbre al estimarse de manera conjunta en un término adimensional (número de Biot).

**Sangsurasak *et al.* (1993)**, desarrollaron un modelo en dos dimensiones de transferencia de calor pseudo-homogéneo que incluyó un término para caracterizar la producción de calor metabólico, utilizando el rendimiento de calor producido por biomasa generada y el crecimiento microbiano. El modelo realizó tres suposiciones importantes: 1) La velocidad, la fracción vacía y las propiedades físicas son constantes e independientes de la posición y temperatura del sistema; 2) La conducción es el mecanismo dominante de transferencia de calor; 3) Las resistencias a la transferencia de calor cercana a la pared del biorreactor son despreciables, consideraron que el flujo refrigerante satisfacía los requerimientos mínimos para mantener la temperatura constante. No obstante, en los sistemas con aireación forzada dichas suposiciones son irreales, y el modelo no se valida con datos experimentales generando incertidumbre en las simulaciones obtenidas.

**Hasan *et al.* (1998)**, desarrollaron un modelo matemático que involucra la transferencia de calor en dos biorreactores de lecho empacado con salvado de arroz, utilizando como microorganismo a *Aspergillus niger* con aireación forzada. Determinaron experimentalmente

## Capítulo 2. Planteamiento del problema: Estado del Arte, Justificación, hipótesis y objetivos

gradientes de temperatura en cuatro posiciones en función del radio y cinco posiciones en función de la altura. Para determinar los descriptores cinéticos del proceso siguieron la metodología de Saucedo-Castañeda *et al.*, (1990); el modelo de transferencia de calor considera el término de acumulación, la conducción y la reacción con las siguientes suposiciones: 1) proceso isotérmico, 2) sistema simétrico, 3) sistema pseudo-homogéneo. La fracción vacía y la velocidad se consideraron constantes, la conductividad térmica se determinó mediante una correlación específica del sustrato utilizado. Sin embargo, las correlaciones están fuertemente influenciadas por el sistema experimental donde se obtuvieron, esto genera incertidumbre en el cálculo del parámetro y el modelo matemático no tiene un término que tome en cuenta la evaporación.

**Sangsurasak *et al.* (1998)**, al modelo de dos dimensiones propuesto por el mismo grupo de trabajo en 1993, incorporaron un término que considera el efecto de la evaporación en la transferencia de calor. Dicho término consideró la capacidad del aire para arrastrar agua y la entalpia de vaporización de agua; el modelo se validó con los datos obtenidos por Saucedo-Castañeda *et al.*; (1990). Las suposiciones del modelo fueron: 1) sistema isotrópico; 2) la conductividad térmica efectiva se calculó con una correlación que considera el aporte de la fase sólida y la fase fluida; 3) velocidad constante.

**von Meien *et al.* (2002)**, desarrollaron un modelo de transferencia de calor y masa que considera la presencia de dos fases en el sistema; es decir, un modelo heterogéneo en una dirección, que considera la pérdida de humedad y peso en el sustrato durante el proceso de FMS al ser consumido por el microorganismo. El sistema experimental consistió en un biorreactor con mezclado intermitente y aireación forzada. El modelo predice que en las zonas cercanas a la pared el flujo de aireación puede provocar diferencias significativas en la temperatura del aire y de los sólidos.

**Figuroa (2011)** desarrolló un modelo matemático para la predicción de los perfiles de temperatura y contenido de humedad en un biorreactor de charolas, con *Aspergillus niger* y un soporte de salvado de trigo. Los coeficientes de transferencia de calor y masa se estimaron mediante correlaciones y utilizaron una velocidad constante.



## Capítulo 2. Planteamiento del problema: Estado del Arte, Justificación, hipótesis y objetivos

**Casciotori et al., 2013** determinaron experimentalmente conductividades térmicas de diferentes sustratos orgánicos comúnmente utilizados en los procesos de FMS como bagazo de caña de azúcar, cáscara y pulpa de naranja, salvado de trigo, entre otros.

**Barrios (2015)**, caracterizó un sistema de FMS de geometría rectangular determinando un coeficiente de dispersión en función del flujo volumétrico de aire mediante una metodología de tiempos de residencia y cálculo de varianzas. Determinó la conductividad térmica efectiva del sistema mediante correlaciones y un coeficiente de transferencia de calor en la pared reportado en la literatura, aunado a considerar una velocidad de flujo tipo pistón; sin embargo, es un trabajo que mediante simulaciones a nivel de CFD analizó el sistema completo.

**Casciotori et al. (2016)**, desarrollaron un modelo heterogéneo de dos dimensiones de transferencia de calor y masa en dos fases: fase fluida y fase sólida. De acuerdo con los autores, el modelo captura todos los mecanismos de transferencia de calor, analizando el sistema como dos fases para determinar el efecto de la evaporación. Es un modelo muy completo que tiene un potencial interesante para describir el proceso de FMS, aunque se necesita complementar con un análisis más detallado en la estimación de los descriptores de los fenómenos de transferencia de masa y calor, aunado a incorporar la dinámica de fluidos del proceso.

**Casciotori et al. (2018)**, desarrollaron un modelo pseudo-homogéneo para caracterizar dos biorreactores de lecho empacado bajo condiciones abióticas, Para ello emplearon una relación de diámetro de reactor a partícula de 260, variando el flujo volumétrico de aireación de 400 hasta 1200  $L_{\text{aire}} h^{-1}$ . El modelo considera la influencia de la conductividad térmica efectiva ( $k_{\text{eff}}$ ) y el coeficiente de transferencia en la pared ( $h_w$ ), aunque no consideraron el efecto de la evaporación. En este trabajo obtuvieron valores de  $k_{\text{eff}}$  de 0.09 hasta 0.34  $W.m^{-1}.\text{C}^{-1}$  y  $h_w$  de 7.26 hasta 51.76  $W.m^{-2}.\text{C}^{-1}$  en función del flujo volumétrico de aireación.

En general los trabajos citados emplean una velocidad superficial de entrada y desprecian la existencia de un perfil de velocidad dentro del biorreactor, considerando el comportamiento como un flujo pistón, consideran al sistema como isotrópico y se evalúa el sistema bajo

condiciones bióticas. Lo anterior limita el entendimiento de las contribuciones propias del sistema; es decir, la contribución del biorreactor, equipamiento y soporte independiente de la reacción, así como la presencia del microorganismo.

## **2.2 Hipótesis**

La caracterización de la dinámica de fluidos y su impacto en los mecanismos de transporte y cinéticos, en un biorreactor de charola empacado con enfriamiento en la pared, permitirá desarrollar un modelo que facilite la evaluación y entendimiento del efecto de las variables de operación en los parámetros fenomenológicos en el crecimiento del microorganismo, lo cual mejorará el diseño conceptual del proceso.

## **2.3 Objetivos**

### **2.3.1 General**

Desarrollar e implementar metodologías que permitan evaluar el comportamiento hidrodinámico y su relación con los mecanismos de transferencia, así como los parámetros cinéticos de FMS con *Yarrowia lipolytica* 2.2ab utilizando subproductos agroindustriales.

### **2.3.2 Particulares**

- Establecer perfiles de velocidad y los descriptores hidrodinámicos de un proceso de FMS en ausencia de reacción
- Establecer los descriptores de transferencia de calor de un proceso de FMS en ausencia de reacción
- Establecer los descriptores de transferencia de masa de un proceso de FMS en ausencia de reacción
- Establecer los descriptores cinéticos de un proceso de FMS con *Yarrowia lipolytica* 2.2ab utilizando subproductos agroindustriales bajo condiciones reacción
- Integrar los descriptores fenomenológicos y cinéticos en el proceso de FMS para el modelado del sistema bajo condiciones bióticas.

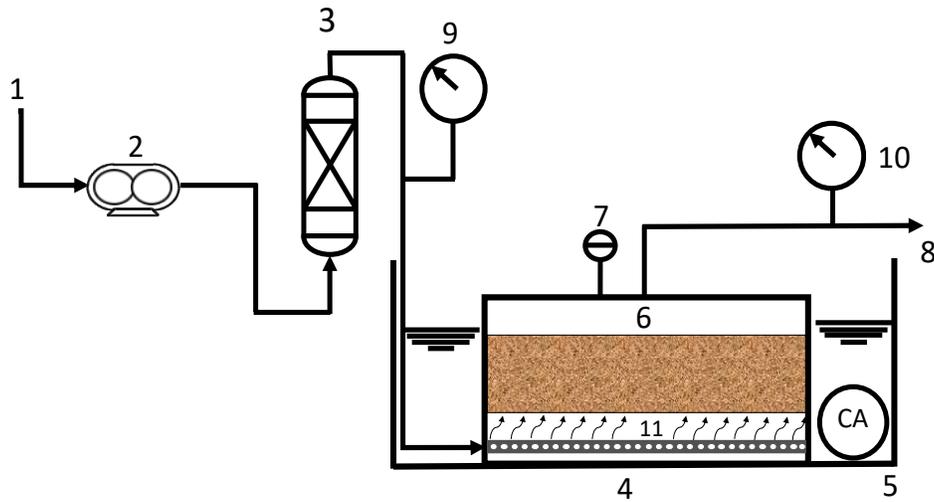
## **Capítulo 3. Hidrodinámica**

En este capítulo se describen: el sistema experimental, los materiales y métodos que se utilizaron para la determinación de caída de presión, fracción vacía, descriptores hidrodinámicos (contribuciones viscosas e inerciales, viscosidad efectiva, espesor de capa límite, permeabilidad, resistencias viscosas e inerciales, y números de Darcy y Forchheimer) y perfiles de velocidad en el biorreactor evaluando a condiciones de operación de interés industrial bajo régimen abiótico.

### **3.1 Materiales y métodos**

#### **3.1.1 Sistema experimental**

El sistema experimental (Figura 3.1) utilizado consta de un flujo de alimentación de aire seco (1) regulado por un rotámetro (2) Cole-Parmer®, con una capacidad máxima de  $10 \text{ L}_{\text{aire}} \cdot \text{min}^{-1}$ ; el aire seco pasa por un humidificador (3) de vidrio sinterizado que permite llevar al punto de saturación; el aire húmedo (a 293.15 K) pasa por un manómetro (9) de alta precisión marca OMEGA serie DPG4000, permite determinar la presión a la entrada), posteriormente el aire húmedo entra al biorreactor (6) por la parte inferior a través de un difusor de nylon (11) tipo serpentín de 6 mm de diámetro con perforaciones equidistantes de 1 mm de diámetro y el aire sale por la parte superior (8) donde pasa nuevamente por un manómetro (10) de alta precisión (OMEGA serie DPG4000), con el que se mide permite la presión a la salida; el biorreactor fue construido de acrílico con geometría rectangular que se encuentra dentro de un baño de calentamiento a 318.15 K (4) equipado con un termo circulador (5) VWR modelo 1125 con el que se regula y homogeniza la temperatura a las condiciones de operación deseadas. En la parte central de la tapa del biorreactor se introdujo un termopar (7) tipo J determinar la temperatura en el lecho empacado.



**Figura 3.1.** Sistema experimental: (1) Entrada; (2) rotámetro; (3) humidificador; (4) baño calefactor; (5) termo circulador; (6) biorreactor; (7) termopar; (8) salida; (9) manómetro ubicado en la entrada del biorreactor; (10) manómetro ubicado a la salida del biorreactor; y (11) difusor de aire.

### 3.1.2 Biorreactor de charola empacado con enfriamiento en la pared

El biorreactor fue diseñado considerando una geometría rectangular con un volumen total de  $2460 \text{ cm}^3$  a escala banco, escala que se caracteriza por contar con una automatización, instrumentación y modo de operación que son equiparables a escalas piloto o inclusive industrial con volúmenes de producción menores, con el objetivo de caracterizar fenómenos de transporte en el sistema; el material de construcción es acrílico (debido a propiedades como transparencia del 92 %, alta resistencia al impacto de hasta  $30 \text{ kg}\cdot\text{cm}^{-2}$  y resistencia de temperaturas de hasta de  $396.15 \text{ K}$ ) con un espesor de  $1 \text{ cm}$ ; las medidas del biorreactor son: ancho de  $0.07 \text{ m}_b$ , largo de  $0.22 \text{ m}_b$  y altura de  $0.16 \text{ m}_b$ . La charola consiste en una superficie plana rectangular de  $0.01 \text{ m}_b^2$  ( $0.05 \times 0.20 \text{ m}_b$ ) elaborada de malla de acero inoxidable T-304 con malla del número 40 la cual permite el paso del flujo volumétrico de aireación a través del lecho y se empacó a una altura de  $0.05 \text{ m}_b$ .

El considerar una baja altura de empaque ( $0.05 \text{ m}_b$ ) del biorreactor de charola, el sistema de enfriamiento por pared con un baño de temperatura y las características de aireación forzada

del biorreactor de una columna empacada nos llevan al concepto de un biorreactor de charola empacado con enfriamiento en la pared (Figura 3.2).

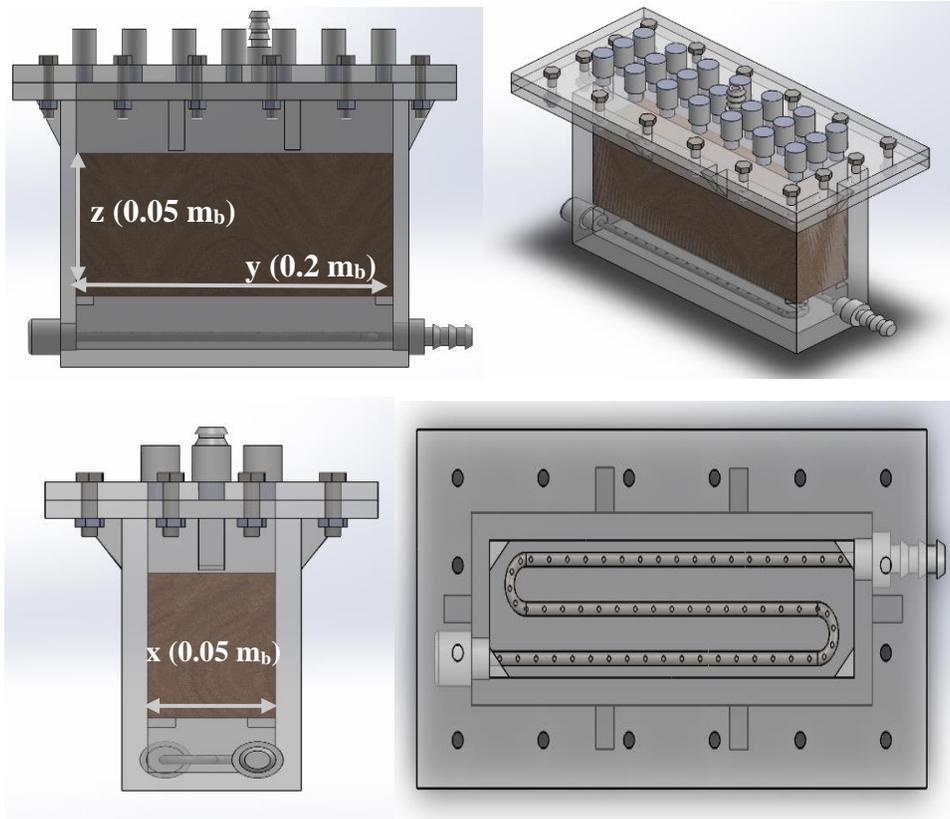


Figura 3.2. Biorreactor de charola empacado con enfriamiento en la pared

### 3.1.3 Lecho empacado

El medio poroso consiste en subproductos agroindustriales (Figura 3.3<sup>a</sup>) en una mezcla de subproductos pretratados de frutas y verduras (46.7 %) y pasta de soya (53.3 %). Los residuos frescos se recolectaron de fuentes cercanas a los alrededores de la UAM-I (de negocios de cocteles de frutas y jugos), se sometieron al siguiente pretratamiento: 1) Se deshidrataron en un secador de charolas con un flujo volumétrico constante de aire seco a 333.15 K durante 24 h (Figura 3.3b); 2) Los residuos secos se separaron en porciones de 0.30 kg y se trituraron con una licuadora industrial en periodos de 30 s con el objetivo de reducir el tamaño de partícula (Figura 3.3c); 3) Se tamizaron los residuos (con tamices del número de malla 6 al 20) y se separaron de acuerdo al tamaño de partícula, para la presente investigación se emplearon partículas cuyo tamaño variaba entre 1.40 y 1.60 mm, considerando una geometría

esférica con un diámetro efectivo de 1.50 mm con una esfericidad promedio de 0.58 (Figura 3.3d).



**Figura 3.3.** Preparación del sustrato agroindustrial; a) subproductos orgánicos, mezcla de subproductos de frutas y verduras con pasta de soya; b) proceso de secado; c) disminución del tamaño de partícula mediante molienda; d) tamizado.

### 3.1.3.1. Composición elemental del medio poroso.

La composición elemental de la mezcla de los subproductos agroindustriales se determinó en un analizador elemental CHNS/O marca PerkinElmer<sup>®</sup> 2400 Series II utilizando un estándar de acetanilida, los valores obtenidos de C, H, N se corrigieron con el factor de corrección derivado del estándar. La composición elemental se presenta en la Tabla 3.1:

**Tabla 3.1.** Composición de los subproductos agroindustriales.

Elemento	Subproductos de frutas y verduras (%)	Pasta de soya (%)
C	66.72	44.20
H	11.58	6.83
N	2.80	7.43

A partir de los datos de la Tabla 3.1 se determinó la composición elemental basada en carbono para la mezcla de subproductos agroindustriales:  $CH_{1.87}O_{0.7}N_{0.0913}$ .

### 3.1.4 Condiciones de operación

Las condiciones de operación que se evaluaron en el caso de estudio se presentan en la Tabla 3.2.

**Tabla 3.2.** Condiciones de operación del biorreactor bajo condiciones abióticas.

VARIABLES DE OPERACIÓN	MAGNITUD
Composición del medio poroso	Mezcla de subproductos de frutas y verduras con pasta de soya $CH_{1.87}O_{0.7}N_{0.0913}$
Temperatura del baño de calentamiento (K)	298.15, 308.15 y 318.15
Flujo volumétrico de aireación ( $L_{air} \cdot kg_s^{-1} \cdot min^{-1}$ )	1.25, 1.875, 2.50, 6.25, 31.25 y 62.75
Altura del lecho empacado ( $m_b$ )	0.05
Temperatura de entrada del flujo de aireación (K)	298.15
Densidad del lecho empacado ( $g_s \cdot cm^{-3}$ )	0.66
Humedad del lecho empacado	6, 30 y 60 %

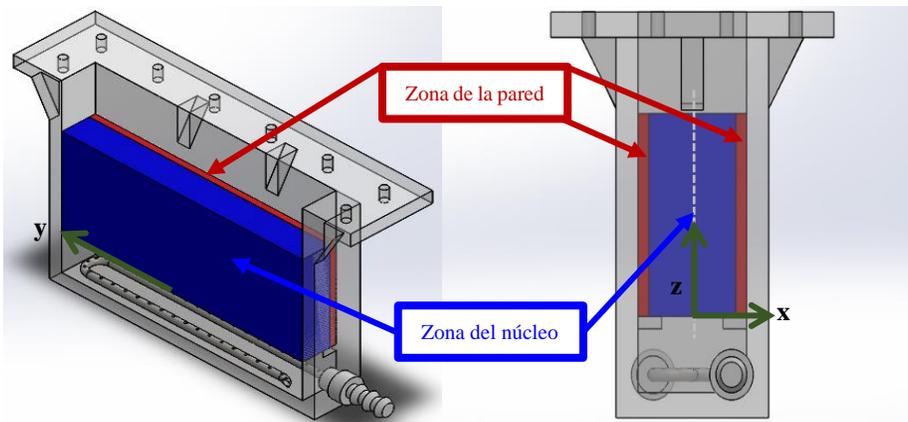
El procedimiento experimental fue el siguiente: se agregaron 20  $L_{agua}$  al baño de calentamiento y con el termo circulador se fija a la temperatura deseada (se espera a que se alcance la temperatura de forma homogénea). Se empaca el sustrato (previamente llevado a la humedad inicial deseada) en el biorreactor hasta una altura de 0.05  $m_b$  y se cierra herméticamente. Se conectan los sensores (temperatura y presión) y se introduce el biorreactor al baño anclándolo adecuadamente para permanecer fijo. Se espera a que la temperatura en el lecho empacado alcance el estado estacionario. Se encienden los manómetros en la entrada y la salida (se taran) y se introduce el flujo de aire a 298.15 K (fijando con el rotámetro el flujo deseado). Se espera a que alcance el estado estacionario y se realizan las medidas de caída de presión.

### 3.1.5. Modelos matemáticos de hidrodinámica

#### 3.1.5.1 Modelo de Dos-Zonas (TZM)

El modelo hidrodinámico considera la charola empacada como un medio pseudo-continuo, aunque el sistema experimental contiene dos fases: una sólida y una fluida. El fluido (aire) se considera newtoniano e incompresible, la condición de no deslizamiento se aplica a las

paredes del biorreactor, las propiedades físicas del fluido (densidad y viscosidad) son constantes y el sistema es simétrico en función del ancho. El TZM propuesto por Aparicio *et al.*, (2017) considera dos regiones (Figura 3.4), una región en el núcleo (CR) y una región de la pared (WR). La región del núcleo se extiende, en función del ancho, desde el centro del lecho hasta un punto en el que se sitúa la velocidad máxima intersticial, denotado por el símbolo  $\eta$ ; en esta región los mecanismos viscosos e inerciales se deben a la interacción entre el fluido y el sólido del lecho empacado.



**Figura 3.4.** Esquema de las zonas del núcleo (zona azul) y la zona cercana a la pared (zona roja)

El modelo matemático que describe la velocidad en la región del núcleo ( $0 < x < \eta$ ) se presenta de la siguiente manera (Ecuación 3.1):

$$0 = -\varepsilon \frac{\partial P_z}{\partial z} - \left[ \frac{\mu_f}{K} \varepsilon v_z^{CR} + \frac{\rho_f}{K_z} \varepsilon^2 (v_z^{CR})^2 \right] + \varepsilon \rho_f g_z \quad \text{Ecuación 3.1}$$

Donde  $\varepsilon$  es la fracción vacía,  $P_z$  es el componente axial de la presión,  $\mu_f$  es la viscosidad del fluido,  $K$  y  $K_z$  son los parámetros de permeabilidad que contienen los parámetros  $\alpha$  y  $\beta$ , que corresponden a las resistencias viscosas e inerciales respectivamente, dichos parámetros son dependientes del sistema de estudio, por ello es necesario reestimarlos para nuestro sistema.  $v_z^{CR}$  es el componente axial de la velocidad intersticial en la región del núcleo,  $\rho_f$  es la densidad del fluido y  $g_z$  es el componente axial de la gravedad.

La solución de este modelo que describe la velocidad axial intersticial ( $v_z^{CR}$ ), despreciando el efecto de la pared en la tasa de transferencia de momento, es la siguiente (Ecuación 3.2):

$$v_z^{CR} = \frac{-1 + \sqrt{1 + \lambda}}{\varphi} \quad \text{Ecuación 3.2}$$

Donde  $\lambda$  y  $\varphi$  son:

$$\lambda = 4\varepsilon \left( \frac{\rho_f}{\mu_f^2} \right) \left( \frac{K^2}{K_z} \right) \left( \frac{\Delta P_z}{L} + \rho_f g_z \right) \quad \text{Ecuación 3.3}$$

$$\varphi = 2\varepsilon \left( \frac{\rho_f}{\mu_f} \right) \left( \frac{K}{K_z} \right) \quad \text{Ecuación 3.4}$$

Considerando la teoría del radio hidráulico definimos a los términos de Darcy (K) y Forchheimer ( $K_z$ ) de la siguiente manera:

K (Ecuación 3.5) como la permeabilidad, relacionado con las resistencias viscosas:

$$K = \frac{\varepsilon^3 d_p^3}{\alpha(1-\varepsilon)^3} \quad \text{Ecuación 3.5}$$

y  $K_z$  (Ecuación 3.6) como una pseudo-permeabilidad, relacionada con las resistencias inerciales:

$$K_z = \frac{\varepsilon^3 d_p}{\beta(1-\varepsilon)} \quad \text{Ecuación 3.6}$$

Donde  $d_p$  es el diámetro de partícula. Por otro lado, en la región cercana a la pared ( $\eta < x < \frac{W}{2}$ ). En esta región, el efecto de curvatura sobre la hidrodinámica se desprecia debido al pequeño espesor de la capa límite, las interacciones fluido-fluido dominan debido a la baja presencia de sólidos ( $\varepsilon > 0.8$ ); sin embargo, la interacción entre las resistencias viscosas e inerciales es compleja debidas a la presencia de la pared; lo que da como resultado la Ecuación 3.7:

$$\rho_f \varepsilon^2 v_z^{WR} \frac{\partial v_z^{WR}}{\partial z} = \varepsilon \frac{\partial P_z}{\partial z} + \frac{\partial}{\partial x} \left( \mu_{eff} \frac{\partial \varepsilon v_z^{WR}}{\partial x} \right) \quad \text{Ecuación 3.7}$$

Donde W es el ancho del biorreactor y  $v_z^{WR}$  la velocidad axial intersticial en la zona cercana a la pared. En la Ecuación 3.7 se desprecia el fenómeno inercial debido a la interacción fluido-fluido en el primer término; por otra parte, el efecto de la curvatura es despreciable debido al pequeño espesor; obteniendo la Ecuación 3.8

$$\frac{1}{\delta^2} \frac{\partial}{\partial x} \left( \mu_{eff} \frac{\partial \varepsilon v_z^{WR}}{\partial x} \right) = \varepsilon \frac{\partial P_z}{\partial z} \quad \text{Ecuación 3.8}$$

Donde  $\delta$  es el espesor efectivo de la pseudo capa límite y  $\mu_{eff}$  es la viscosidad efectiva. Para resolver la Ecuación 3.8 se presentan los siguientes términos, una relación lineal de la viscosidad efectiva ( $\mu_{eff}$ ,  $\mu_{eff} = \mu_f [1 + \theta_{eff} X]$ ) en función la viscosidad del fluido ( $\mu_f$ ) y la

viscosidad turbulenta ( $\mu_t$ ) donde  $\theta_{eff} = \frac{\mu_{eff}}{\mu_f}$ , una distancia adimensional  $x = \frac{\left(\frac{W}{2} - x\right)}{\delta}$  y una velocidad adimensional  $U^{WR} = \frac{v_z^{WR}}{v_{z_0}}$ , resultando en la Ecuación 3.9:

$$\frac{\partial}{\partial x} \left( (1 + q_t x) \frac{\partial \varepsilon v_z^{WR}}{\partial x} \right) = \frac{d^2 e}{m_f v_{z_0}} \frac{\partial P_z}{\partial z} \quad \text{Ecuación 3.9}$$

La caída de presión axial en esta región se evalúa a partir del concepto del diámetro de tubo efectivo que está relacionado con el término de radio hidráulico (en el caso de estudio es análogo a un ancho hidráulico) como  $d_{te} = 4W_h$ , definido como la relación entre el volumen disponible para el flujo del fluido, el área superficial externa de las partículas y el área superficial de la pared del biorreactor. También se introduce un factor de fricción ( $f_b$ ), y mediante simplificaciones algebraicas (Detalles de los procedimientos consultar en Aparicio *et al.*, 2017) se obtiene la siguiente solución analítica (Ecuación 3.10):

$$v_z^{WR} = \left[ \frac{(1 + \theta_{eff}) \ln(1 + \theta_{eff} X) - \theta_{eff} X}{(1 + \theta_{eff}) \ln(1 + \theta_{eff}) - \theta_{eff}} \right] v_z^{CR} \Big|_{X=1} \quad \text{Ecuación 3.10}$$

donde X es la distancia adimensional desde la pared hasta  $\eta$ . En este análisis,  $\eta$  es el límite entre la región de la pared y la región del muro, y se obtiene de la siguiente expresión (Ecuación 3.11):

$$\frac{1}{\frac{W}{2} - \eta} = \left[ \frac{\frac{W}{2} + \left( \frac{6}{d_p} \int_{\eta}^{\frac{W}{2}} (1 - \varepsilon(x)) dx \right)}{4 \int_{\eta}^{\frac{W}{2}} \varepsilon(x) dx} \right] \sqrt{\frac{4\varepsilon_m}{9} \left[ \frac{(1 + \theta_{eff}) \ln(1 + \theta_{eff}) - \theta_{eff}}{\theta_{eff}^2} \right]} \left[ \alpha + \frac{4 \int_{\eta}^{\frac{W}{2}} \varepsilon(x) dx}{\frac{W}{2} + \left( \frac{6}{d_p} \int_{\eta}^{\frac{W}{2}} (1 - \varepsilon(x)) dx \right)} \left( \beta \frac{3 v_{zo} \rho_f}{2 \mu_f} \right) \right] \quad \text{Ecuación 3.11}$$

donde  $\eta = \left[ \frac{W}{2} - \delta \right]$ ,  $\delta$  es el espesor efectivo de la pseudo capa límite. En el sistema se considera el principio de conservación de la masa; es decir, el flujo volumétrico permanece constante; esto se expresa con la ecuación de continuidad (Ecuación 3.12):

$$\rho_f \frac{\partial \varepsilon v_z}{\partial z} = 0 \quad \text{Ecuación 3.12}$$

### 3.1.5.2 Navier-Stokes-Darcy-Forchheimer (NSDF)

El modelo de NSDF considera la bandeja empacitada como un medio poroso pseudo-continuo, donde el fluido (aire) es newtoniano e incompresible y la condición de no deslizamiento se aplica en la pared del biorreactor y se utilizan parámetros efectivos. En este sentido, el modelo hidrodinámico que acopla las ecuaciones de Navier- Stokes acopladas a los términos de Darcy y Forchheimer se definen de la siguiente forma (Ecuación 3.13):

$$\rho_f \left[ \varepsilon \frac{\partial v_z}{\partial t} + \varepsilon v_z \frac{\partial v_z}{\partial z} \right] = -\varepsilon \frac{\partial P_z}{\partial z} + \mu_f \nabla^2 \varepsilon v_z - \left[ \frac{\mu_f}{K} \varepsilon v_z + \frac{\rho_f}{K_z} \varepsilon^2 v_z^2 \right] + \varepsilon \rho_f g_z \quad \text{Ecuación 3.13}$$

Donde  $\rho_f$  es la densidad del fluido,  $\varepsilon$  es la fracción vacía,  $v_z$  es el componente axial de la velocidad intersticial,  $P_z$  es el componente axial de la presión,  $\mu_f$  es la viscosidad del fluido y  $g_z$  es el componente axial de la gravedad. El lado izquierdo de la ecuación contiene el término convectivo que considera las resistencias inerciales debido a las interacciones fluido-fluido. El primer término del lado derecho considera el cambio en la caída de presión dentro del lecho (término fuente o fuerza motriz); el segundo término considera la disipación viscosa debido a las interacciones fluido-fluido; el tercer y cuarto término corresponden a los

parámetros de Darcy (resistencias viscosas) y Forchheimer (resistencias inerciales) respectivamente. Estos términos consideran las interacciones sólido-fluido en el centro del lecho empacado y el último término considera las fuerzas volumétricas (gravedad). Considerando la teoría del radio hidráulico definimos a los términos de Darcy y Forchheimer de la siguiente manera:

K (Ecuación 3.14) como la permeabilidad (relacionado con las resistencias viscosas):

$$K = \frac{\varepsilon^3 d_p^3}{\alpha(1-\varepsilon)^3} \quad \text{Ecuación 3.14}$$

y  $K_z$  (Ecuación 5.15) como una pseudo-permeabilidad (relacionada con las resistencias inerciales):

$$K_z = \frac{\varepsilon^3 d_p}{\beta(1-\varepsilon)} \quad \text{Ecuación 3.15}$$

Las correspondientes condiciones iniciales y de frontera (Ecuaciones 3.16 a 3.20) son:

$$t = 0 \quad v_z = v_{zss} \quad \text{Ecuación 3.16 } x = 0$$

$$\frac{\partial v_z}{\partial x} = 0 \quad \text{Ecuación 3.17 } x = \frac{W}{2}$$

$$v_z = 0 \quad \text{Ecuación 3.18}$$

$$z = 0 \quad v_z = v_{z0} \quad \text{Ecuación 3.19 } z = L$$

$$\frac{\partial v_z}{\partial z} = 0 \quad \text{Ecuación 3.20}$$

Donde  $d_p$  es el diámetro efectivo de partícula,  $\alpha$  y  $\beta$  son los parámetros de Ergun relacionados con las contribuciones viscosas e inerciales entre el sólido y el fluido respectivamente,  $t$  es el tiempo  $v_{zss}$  es el componente axial de la velocidad en estado estacionario,  $x$  es la variable relacionada con la posición en el ancho,  $W$  es el ancho del biorreactor,  $z$  es la variable relacionada con la posición axial,  $L$  es la altura del empaque. En el sistema se considera el principio de conservación de la masa; es decir, el flujo volumétrico permanece constante; esto se expresa con la ecuación de continuidad (Ecuación 3.12):

$$\rho_f \frac{\partial \varepsilon v_z}{\partial z} = 0 \quad \text{Ecuación 3.12}$$

### 3.1.6 Descriptores hidrodinámicos

#### 3.1.6.1 Caída de presión

La caída de presión a través de lechos empacados es el resultado de pérdidas por fricción del fluido debido a las superficies presentes en el lecho. Estas pérdidas se relacionan con las resistencias viscosas a una tasa de flujo baja, caracterizada por una dependencia lineal de la velocidad de flujo y resistencias inerciales caracterizadas por la dependencia cuadrática de la velocidad de flujo. La caída de presión es función de la permeabilidad del lecho empacado, la fracción vacía y las propiedades físicas del fluido. Dicho descriptor se obtiene mediante datos experimentales o correlaciones. En el presente estudio, se obtuvieron de manera experimental variando el flujo de aireación, temperatura del baño de calentamiento y la humedad inicial del sustrato.

Ergun (1952) desarrolló una correlación que permite obtener la caída de presión en lechos empacados, basándose en la teoría del radio hidráulico, la cual es adecuada para partículas empacadas con valores de fracción vacía promedio menor a 0.5, tal y como el biorreactor caracterizado en la presente investigación; utilizando la siguiente correlación (Ecuación 3.21):

$$\frac{\Delta P_z}{L} = \alpha \frac{(1 - \varepsilon_0)^2}{\varepsilon_0^3} \frac{\mu_f v_{z_0}}{d_p^2} + \beta \frac{(1 - \varepsilon_0)}{\varepsilon_0^3} \frac{\rho_f v_0^2}{d_p} \quad \text{Ecuación 3.21}$$

Los términos de  $\alpha$  y  $\beta$  permiten capturar características físicas del lecho empacado y son específicos de cada sistema de estudio, por ello se re-estimaron las constantes utilizando los datos experimentales de caída de presión. Una vez obtenidas las constantes  $\alpha$  y  $\beta$  se determinan los términos de permeabilidad en el sistema  $K$  y  $K_z$  de los modelos hidrodinámicos, con lo que se obtiene los números de Darcy ( $Da$ ) y Forchheimer ( $Fo$ ) con las Ecuaciones 3.22 y 3.23 de la siguiente manera:

$$Da = \frac{\left( \frac{\varepsilon^3 d_p^2}{\alpha(1-\varepsilon)^2} \right)}{\left( \frac{W}{2} \right)^2} \quad \text{Ecuación 3.22}$$

$$Fo = \frac{\left( \frac{\varepsilon^3 dp}{\beta(1-\varepsilon)} \right)}{\left( \frac{W}{2} \right)} \quad \text{Ecuación 3.23}$$

Para evaluar la confianza de los parámetros determinados se compararon los ajustes de la caída de presión con predicciones obtenidas con tres correlaciones; la primera, la misma correlación propuesta por Ergun (1952), utilizando las constantes originales ( $\alpha=150$  y  $\beta=1.75$ ). La segunda correlación fue la propuesta por Tallmadge (1970):

$$\left( \frac{(P_o - P_L) \rho_f}{G_o^2} \right) \left( \frac{d_p}{L} \right) \left( \frac{\varepsilon^3}{1-\varepsilon} \right) = 150 \left( \frac{1-\varepsilon}{d_p \left( \frac{G_o}{\mu} \right)} \right) + 4.2 \left( \frac{1-\varepsilon}{d_p \left( \frac{G_o}{\mu} \right)} \right)^{\frac{1}{6}} \quad \text{Ecuación 3.24}$$

La tercera correlación es la propuesta por Pessoa (2016):

$$\left( \frac{\Delta P_z}{L} \right) = \frac{\mu}{5.12 \times 10^8} v_{z0} + \frac{19340 \rho_f}{2} v_{z0}^2 \quad \text{Ecuación 3.25}$$

Donde  $P_z$  es el componente axial de la presión,  $P_o$  y  $P_L$  son los componentes axiales de presión a la entrada y a la salida del biorreactor,  $L$  es la altura del lecho empacado,  $\alpha$  es una constante relacionada con las resistencias viscosas (flujo laminar),  $\beta$  es una constante relacionada con las resistencias inerciales (flujo turbulento),  $\varepsilon_o$  es la fracción vacía promedio,  $\mu_f$  es la viscosidad del fluido,  $v_{z0}$  es la velocidad superficial a la entrada,  $d_p$  es el diámetro promedio de partícula, y  $\rho_f$  es la densidad del fluido y  $G_o$  ( $\rho_f v_{z0}$ ) es el producto de la densidad del fluido por la velocidad superficial del flujo.

### 3.1.6.2 Fracción vacía

El parámetro de la fracción vacía es de significancia en la caracterización de la hidrodinámica debido al efecto sobre la caída de presión, la permeabilidad del lecho, los esfuerzos de corte cerca de la pared y los perfiles de velocidad (De Klerk, 2003; Govindarao *et al.*, 1986; Govindarao *et al.*, 1988).

El perfil de fracción vacía se determinó utilizando la correlación propuesta por De Klerk (2003) que considera dos regiones en el sistema (biorreactor): una región del centro del lecho y una región cerca de la pared que están descritas por las ecuaciones 3.26 - 3.28:

Región cerca de la pared (para  $\kappa < 0.637$ ):

$$\varepsilon(\kappa)|_{WR} = 2.14\kappa^2 - 2.53\kappa + 1 \quad \text{Ecuación 3.26}$$

Región del centro del lecho (para  $\kappa > 0.637$ ):

$$\varepsilon(\kappa)|_{CR} = \varepsilon_o + 0.29 \exp(-0.6\kappa) \cos[2.3\pi(\kappa - 0.16)] + 0.15 \exp(-0.9\kappa) \quad \text{Ecuación 3.27}$$

Donde:

$$\kappa = \frac{\frac{W}{2} - x}{d_p} \quad \text{Ecuación 3.28}$$

$\varepsilon_o$  es un parámetro crítico en esta correlación; es la fracción vacía media en el lecho empacado. Dicho parámetro se determinó mediante una simulación de CFD, utilizando el entorno de software COMSOL multi-physics versión 5.2; este parámetro también se valida experimentalmente mediante el uso de la densidad de empaquetamiento y la densidad de partículas. El valor  $\varepsilon_o$  fue 0.37.

### 3.1.6.3 Métodos numéricos

Los modelos hidrodinámicos descritos anteriormente fueron resueltos con el software Fortran utilizando el método de colocación ortogonal, utilizando 160 puntos interiores, ya que con este número de puntos los perfiles de velocidad utilizados permiten describir adecuadamente la velocidad máxima obtenida en la región cercana a la pared. Este método, como se describe

en Gómez-Ramos *et al.* (2019), utiliza polinomios de Legendre desplazados. El conjunto resultante de ecuaciones diferenciales ordinarias se resuelve mediante un método de Runge-Kutta-Fehlberg de cuarto orden. La estimación de los parámetros ( $k_{\text{eff}}$ ,  $h_w$  y  $D_{\text{eff}}$ ) se realizó por el método de mínimos cuadrados siguiendo el algoritmo de Levenberg-Marquart, minimizando la siguiente función:

$$RSS(y) = \sum_{n=1}^{n_{\text{resp}}} W_n \sum_{k=1}^{n_{\text{exp}}} \left( F_{k,n} - \hat{F}_{k,n} \right)^2 \rightarrow \min \quad \text{Ecuación 3.29}$$

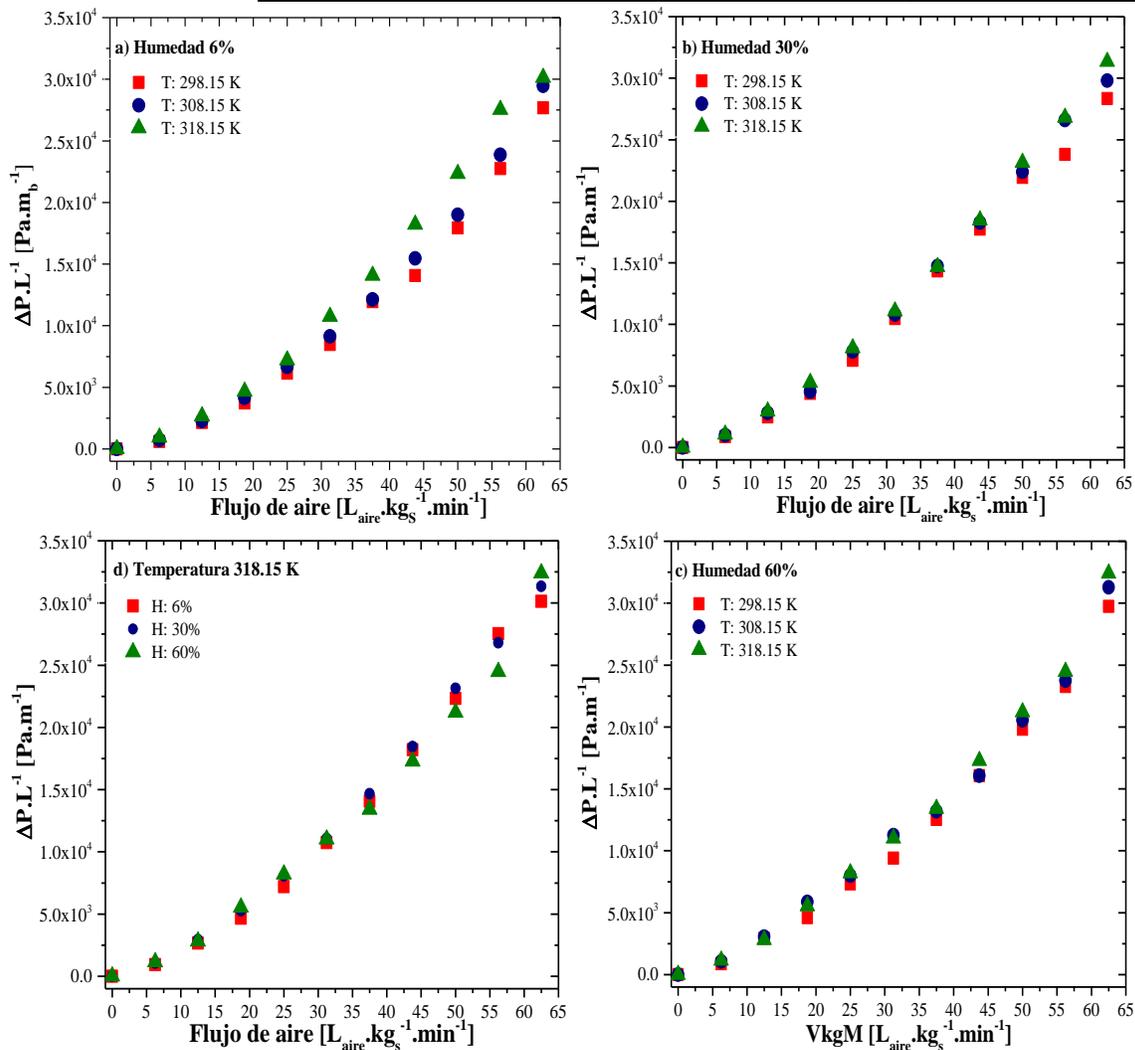
Donde  $y$  es un vector de parámetro óptimo,  $n_{\text{exp}}$  es el número de experimentos independientes,  $n_{\text{resp}}$  es el número de respuestas,  $F_{k,n}$  y  $\hat{F}_{k,n}$  son las respuestas experimentales y predichas para  $n$  y  $k$  observaciones, respectivamente, y  $W_n$  es el factor de peso. Para lograr precisión y también confiabilidad durante la determinación de los parámetros hidrodinámicos, la minimización inicial de la función objetivo en la regresión utiliza el método de Rosenbrock. Posteriormente, se utiliza la subrutina ODRPACK, cuyo objetivo es ajustar los valores calculados a los datos experimentales. Estos modelos explícitos utilizan datos de respuesta múltiple con implementación del método Levenberg-Marquardt basado en una estimación del intervalo de confianza del 95%. Los criterios para evaluar la idoneidad del ajuste siguen un análisis de la significación estadística individual de los parámetros utilizando la prueba t de Student con significancia  $p < 0.05$  o el intervalo de confianza al 95%, mientras que la significación general de la regresión se evalúa utilizando el coeficiente de determinación. Además de lo anterior, la correlación entre los pares de parámetros estimados se tiene en cuenta al calcular los denominados coeficientes de correlación lineal binaria, donde valores cercanos a  $\pm 1$  sugieren una fuerte relación lineal entre los parámetros estimados  $i$  y  $j$ .

## 3.2 Resultados

### 3.2.1 Caída de presión, resistencias viscosas e inerciales.

La determinación de descriptores hidrodinámicos (caída de presión, resistencias viscosas e inerciales y permeabilidad), en lechos empacados para sistemas químicos se ha descrito ampliamente; sin embargo, para sistemas biológicos la información es escasa. La determinación de los descriptores específicos del sistema de estudio es deseable y necesaria para permitir una adecuada predicción de los perfiles de velocidad y con mayor certidumbre.

La caída de presión del sistema se caracterizó a diferentes condiciones de temperatura (298.15 – 318.15 K), tasas de flujo volumétrico específicas (1.25 – 62.50  $L_{air} \cdot kg_s^{-1} \cdot min^{-1}$ ) y contenido de humedad inicial en el lecho empacado (6 – 60 %). En la Figura 3.5 se muestran los resultados experimentales de caída de presión comparando el efecto de la temperatura y el contenido de humedad (fijando una variable) a diferentes flujos de aireación [(a) contenido de humedad del 6 %, (b) contenido de humedad del 30 %, (c) contenido de humedad de 60 % y (d) temperatura de 318.15 K]; se puede observar que existe un efecto significativo en función del flujo de aireación; es decir, cuando aumenta el flujo aumenta la caída de presión; sin embargo, la humedad o la temperatura parece no tener efecto sobre el descriptor.



**Figura 3.5.** Observaciones experimentales de caída de presión que evalúan el efecto de la temperatura y el contenido de humedad en la caída de presión a diferentes flujos de aireación: (a) contenido de humedad del 6 %, (b) contenido de humedad del 30 %, (c) contenido de humedad de 60 % y (d) temperatura de 318.15 K.

La curva de caída de presión resultante de los experimentos indica que a velocidades de flujo volumétricas específicas desde 1.25 hasta 12.5 L<sub>aire</sub>.kg<sub>s</sub><sup>-1</sup>.min<sup>-1</sup>, las resistencias viscosas son dominantes (por la tendencia lineal) y desde 12.5 hasta 62.5 L<sub>aire</sub>.kg<sub>s</sub><sup>-1</sup>.min<sup>-1</sup> (por la tendencia ligeramente cuadrática) las resistencias inerciales se vuelven importantes. Debido a que la caída de presión depende de las resistencias viscosas e inerciales por las interacciones fluido-sólido, el flujo volumétrico específico es la variable de operación con mayor significancia sobre esta respuesta. A todas las temperaturas y contenidos de humedad controlados, a medida que aumenta la tasa de flujo volumétrico (1.25–62.50 L<sub>aire</sub>.kg<sub>s</sub><sup>-1</sup>.min<sup>-1</sup>), la caída de

presión también aumenta (desde 0.1 hasta cerca de 35,000 Pa.m<sub>b</sub><sup>-1</sup>), ver Figura 3.5. A menor contenido de humedad, más significativo es el efecto de la temperatura sobre la caída de presión; por ejemplo, a 56.25 L<sub>air</sub>.kg<sub>s</sub><sup>-1</sup>.min<sup>-1</sup> y un contenido de humedad del 6 %, la caída de presión es de 22,500 y 27,500 Pa.m<sub>b</sub><sup>-1</sup> para 298.15 y 318.15 K, respectivamente. Mientras que a un contenido de humedad mayor, menos significativo es el efecto de la temperatura; es decir, a 56.25 L<sub>air</sub>.kg<sub>s</sub><sup>-1</sup>.min<sup>-1</sup> y un contenido de humedad del 60 %, la caída de presión es de 22,500 y 23,000 Pa.m<sub>b</sub><sup>-1</sup> para 298.15 y 318.15 K, respectivamente. En el caso del contenido de humedad, un valor superior al 6 % tiene a un efecto mínimo sobre la caída de presión a diferentes temperaturas; por ejemplo, a 318.15 K y 56.25 L<sub>air</sub>.kg<sub>s</sub><sup>-1</sup>.min<sup>-1</sup> las caídas de presión son de 26,800 y 24,467 Pa.m<sub>b</sub><sup>-1</sup> para una humedad de 30 y 60 % respectivamente. Este resultado también indica cómo el contenido de humedad controlado tiene un efecto insignificante sobre el apelmazamiento, la desintegración o la deformación.

Con el objetivo de corroborar la significancia de las variables sobre la caída de presión se realizó un análisis estadístico a través del coeficiente de correlación de Pearson, un indicador que mide el grado de covariación entre una variable operativa y una respuesta. Los valores obtenidos fueron 0.983, 0.0280 y 0.066 para el caudal volumétrico específico, el contenido de humedad y la temperatura, respectivamente. Lo que indica que el caudal volumétrico específico es factor principal que afecta la caída de presión y aunque existe una influencia de temperatura y la humedad sobre el descriptor, ésta es mínima. Los resultados completos se muestran en la Tabla 1 del anexo A.

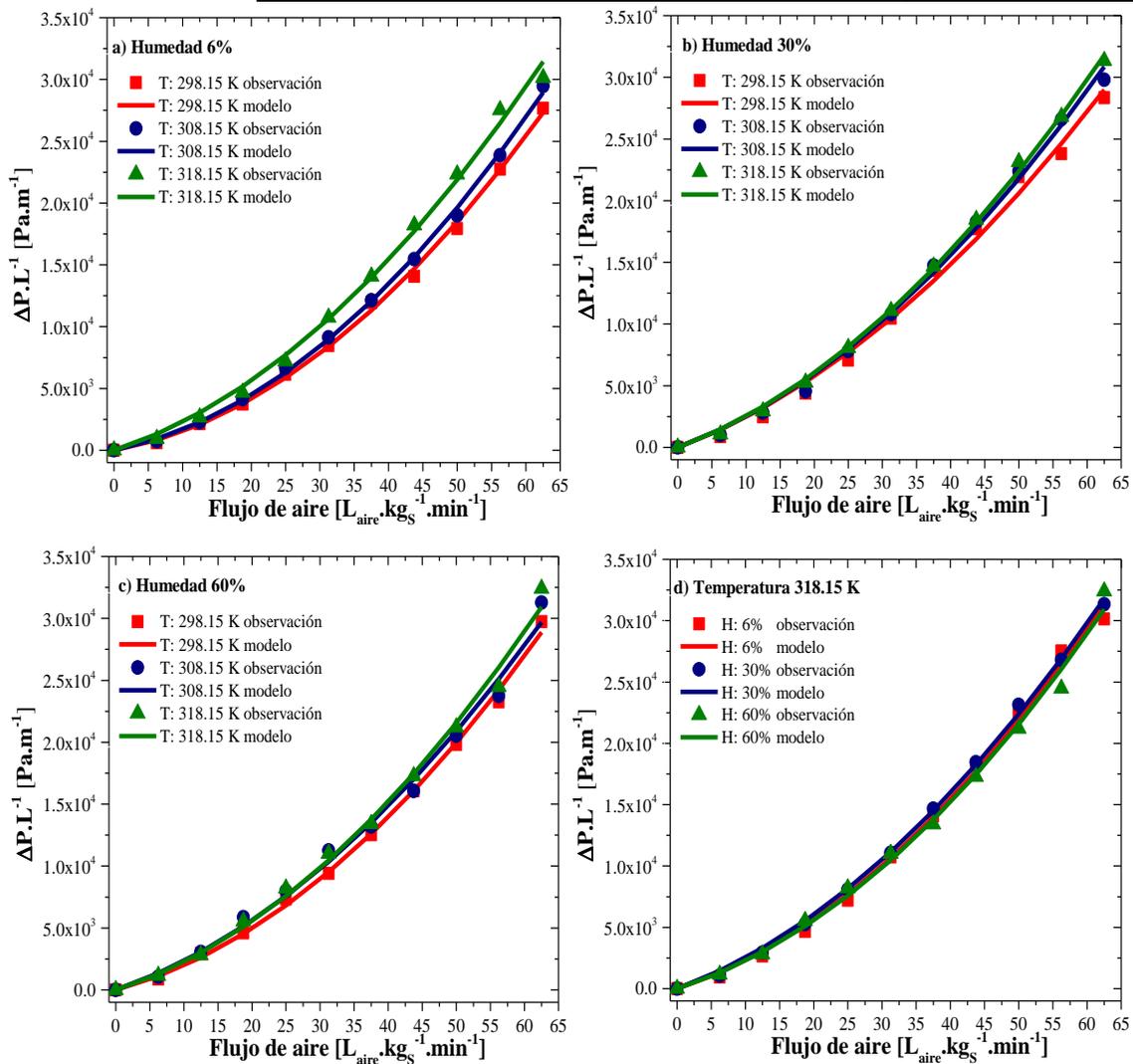
Utilizando los datos de caída de presión experimentales y utilizando la Ecuación 3.21 (Ergun, 1952) se re-estimaron los parámetros de  $\alpha$  y  $\beta$  que describen las contribuciones viscosas e inerciales respectivamente. Los datos se presentan en la Tabla 3.3:

**Tabla 3.3.** Parámetros re-estimados de las contribuciones viscosas ( $\alpha$ ) e inerciales ( $\beta$ ) determinadas en diferentes condiciones de operación.

Humedad (%)	Temperatura (K)	$\alpha$	$\beta$	$R^2$
6	298.15	$5.81 \times 10^3 \pm 1.51 \times 10^3$	$7.81 \times 10^3 \pm 7.58 \times 10^2$	0.9983
	308.15	$6.30 \times 10^3 \pm 1.29 \times 10^3$	$8.42 \times 10^3 \pm 6.64 \times 10^2$	0.9989
	318.15	$9.91 \times 10^3 \pm 2.60 \times 10^3$	$8.01 \times 10^3 \pm 1.41 \times 10^3$	0.9959
30	298.15	$1.20 \times 10^4 \pm 3.44 \times 10^3$	$5.98 \times 10^3 \pm 1.67 \times 10^3$	0.9915
	308.15	$1.16 \times 10^4 \pm 2.50 \times 10^3$	$6.91 \times 10^3 \pm 1.28 \times 10^3$	0.9974
	318.15	$1.13 \times 10^4 \pm 1.44 \times 10^3$	$7.51 \times 10^3 \pm 7.82 \times 10^2$	0.9936
60	298.15	$8.63 \times 10^3 \pm 1.97 \times 10^3$	$7.28 \times 10^3 \pm 9.57 \times 10^2$	0.9915
	308.15	$1.07 \times 10^4 \pm 3.53 \times 10^3$	$6.85 \times 10^3 \pm 1.81 \times 10^3$	0.9974
	318.15	$9.81 \times 10^3 \pm 3.13 \times 10^3$	$7.86 \times 10^3 \pm 1.70 \times 10^3$	0.9936

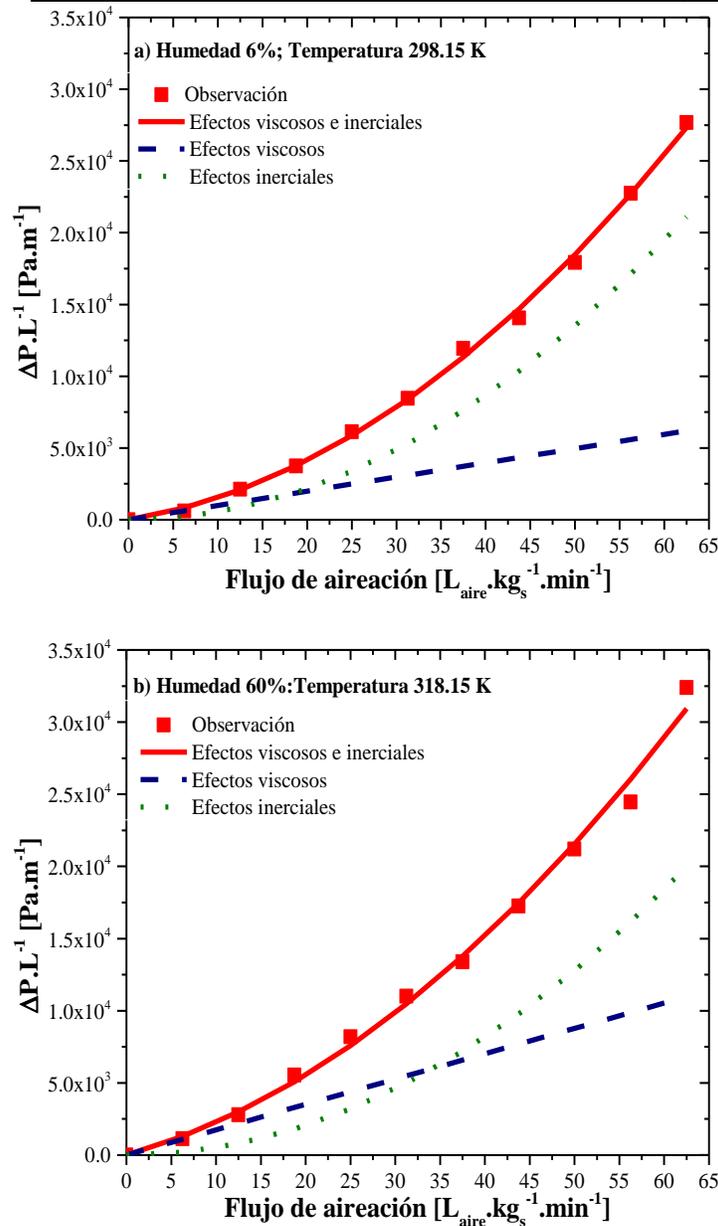
Los parámetros presentan una ligera dependencia de la temperatura y el contenido de humedad controlado, puede deberse principalmente al impacto que tienen sobre la viscosidad y la densidad del aire del sistema. Adicionalmente, cabe destacar que estos parámetros capturan incertidumbres en la definición de la teoría hidráulica para el sistema de charolas rectangulares de residuos agroindustriales, como también se ha señalado para otros sistemas de lechos empacados (Richard *et al.*, 2004; Vortmeyer *et al.*, 1983).

En la Figura 3.6 se presenta la comparación entre las observaciones y las predicciones de caída de presión utilizando los parámetros re-estimados. En general, se puede observar que las predicciones presentan un ajuste adecuado con  $R^2 > 0.99$  en todos los casos, brindando certidumbre para utilizar los parámetros  $\alpha$  y  $\beta$  en los modelos hidrodinámicos propuestos para determinar los perfiles de velocidad en el sistema.



**Figura 3.6.** Comparación entre observaciones y predicciones de caída de presión que evalúan el efecto de la temperatura y el contenido de humedad en la caída de presión a diferentes flujos de aireación: (a) contenido de humedad del 6 %, (b) contenido de humedad del 30 %, (c) contenido de humedad de 60 % y (d) temperatura de 318.15 K. Las líneas representan el ajuste del modelo y los símbolos representan observaciones.

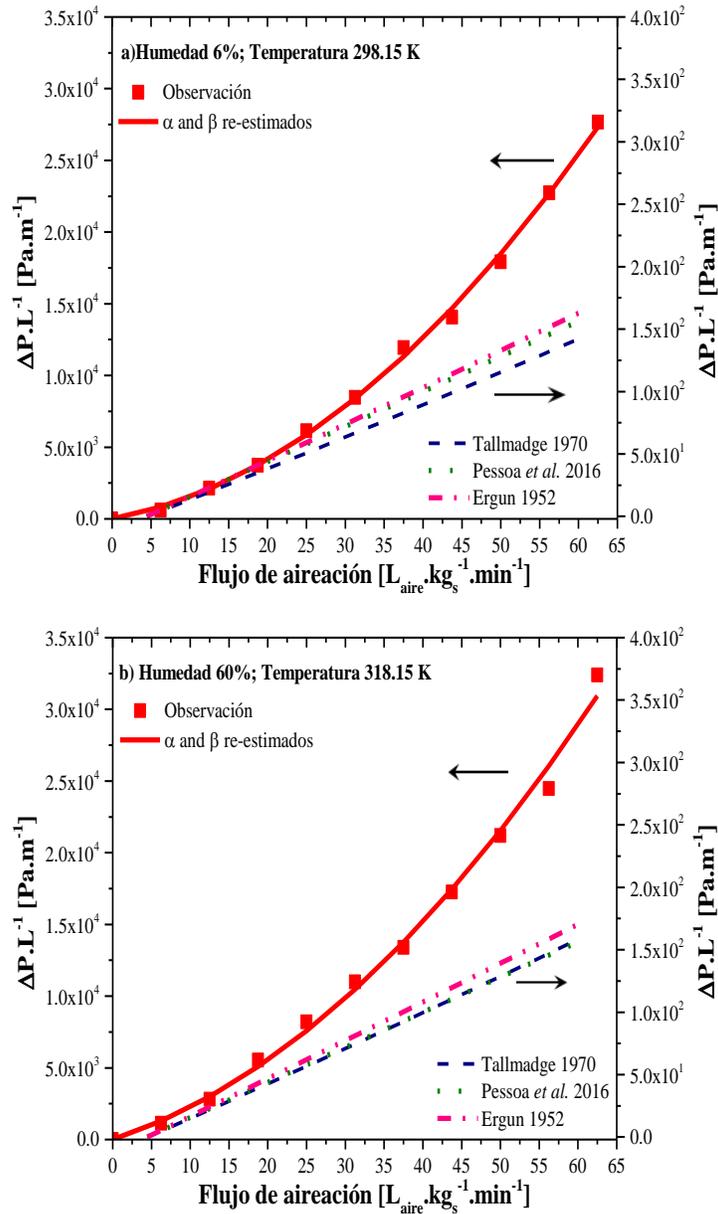
Los parámetros re-estimados de  $\alpha$  y  $\beta$  describen adecuadamente el comportamiento de la caída de presión; sin embargo, si no se considera la presencia de alguno de los dos parámetros, las predicciones no describan correctamente las observaciones experimentales de la caída de presión. Sin embargo, se espera que la evaluación independiente de cada parámetro (Figura 3.7) permita visualizar mediante la tendencia (en función del flujo volumétrico de aireación) los rangos donde las resistencias viscosas o inerciales tienen mayor influencia.



**Figura 3.7.** Evaluación del impacto de las contribuciones viscosas e inerciales en la caída de presión: (a) Contenido de humedad del 6 % y temperatura de 298.15 K; y (b) contenido de humedad del 60 % y temperatura de 318.15 K. Las líneas representan predicciones y los símbolos representan observación.

En la Figura 3.7a se muestra que a velocidades de flujo volumétricas desde 1.25 hasta 20  $L_{\text{air}} \cdot \text{kg}_s^{-1} \cdot \text{min}^{-1}$  (bajo condiciones experimentales de 298.15 K y una humedad de 6 %), las resistencias viscosas son ligeramente más altas que las resistencias inerciales. Las resistencias inerciales, por otro lado, se vuelven más significativas que las resistencias viscosas a velocidades de flujo volumétricas específicas que van desde 20 hasta 62.5

$L_{air}.kg_s^{-1}.min^{-1}$ . Por otra parte, en la Figura 3.7b (bajo condiciones experimentales de 318.15 K y una humedad de 60 %), las resistencias de flujo viscoso dominan sobre las resistencias de inercia a tasas de flujo volumétricas específicas que van desde 1.25 hasta 35  $L_{air}.kg_s^{-1}.min^{-1}$ .



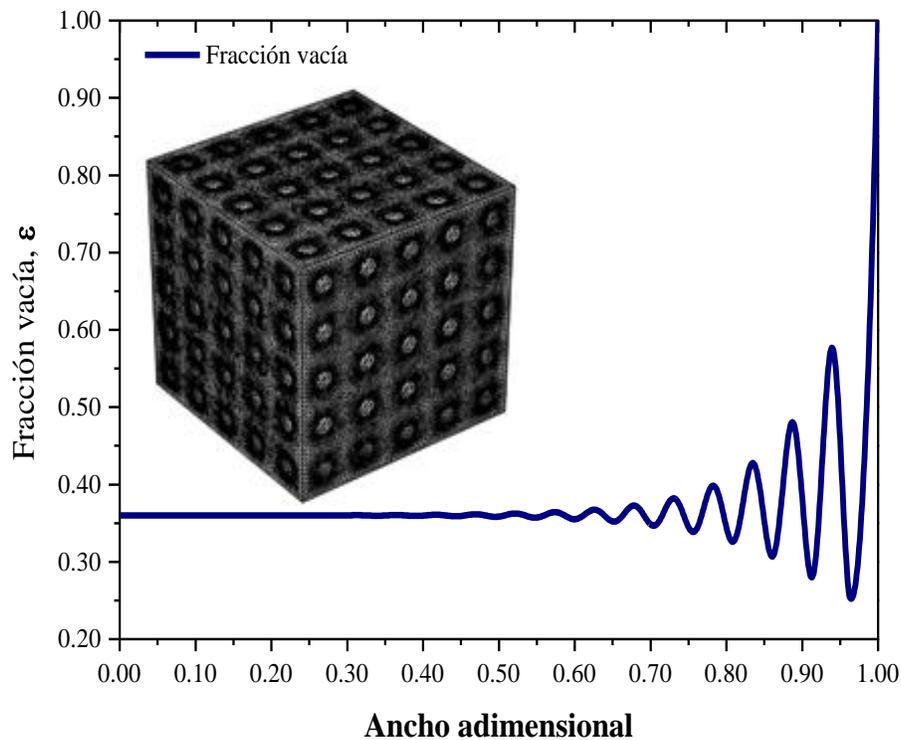
**Figura 3.8.** Comparación entre observaciones y predicciones de caída de presión obtenidas en esta investigación y desarrolladas en la literatura para sistemas químicos y bioquímicos: (a) Contenido de humedad del 6 % y temperatura de 298.15 K; y (b) contenido de humedad del 60 % y temperatura de 318.15 K. Las líneas representan predicciones del modelo y los símbolos representan observaciones.

Con el objetivo de evaluar la importancia de adaptar la correlación propuesta por Ergun (1952) al sistema de estudio mediante la re-estimación de parámetros la Figura 3.8 muestra una comparación entre las observaciones y las predicciones de la caída de presión utilizando la Ecuación 3.21 y tres diferentes correlaciones confiables para lechos empacados (incluida la Ecuación 3.21 pero con los parámetros originales) reportadas previamente (Ergun, 1952; Tallmadge, 1970; Pessoa *et al.*, 2016). La ecuación desarrollada en esta investigación (Ecuación 3.21) para estimar  $\alpha$  y  $\beta$  puede describir observaciones a diferentes tasas de flujo volumétrico, temperaturas y contenidos de humedad específicos. Como era de esperar, las correlaciones indicadas en la literatura no pueden capturar resistencias viscosas e inerciales en la charola con partículas húmedas de subproductos agroindustriales, llevando a resultados similares al predecir la caída de presión y subestimar el impacto de las resistencias de los fluidos sólidos en la charola empacada. Estas correlaciones sugieren que la caída de presión está influenciada principalmente por pérdidas de energía viscosa en lugar de pérdidas de energía inercial como lo indican las observaciones. Además, la Ecuación 3.21 caracteriza y cuantifica adecuadamente los fenómenos viscosos e inerciales en el sistema estudiado. La caída de presión observada en el biorreactor estudiado es mayor que la reportada en la literatura para otros sistemas biológicos, es consecuencia de factores relacionados con las partículas empacadas, tales como, el contenido de humedad, diámetro de partícula efectivo, esfericidad y fracción vacía. Dichos factores pueden conducir a fenómenos específicos de contracción y expansión, a esfuerzos de corte que afectan fuertemente las pérdidas de energía por fricción. Todo lo anterior se contempla principalmente en los valores re-estimados de  $\alpha$  y  $\beta$ .

### **3.2.2 Fracción vacía pseudo-local y permeabilidad**

El perfil de fracción vacía en función del ancho del biorreactor se determinó utilizando la correlación propuesta por De Klerk (2003) con las ecuaciones (3.26 a 3.28). Esta correlación supone que la fracción de vacía es función sólo de la posición  $x$  (ancho), el eje central donde los esfuerzos de corte controlan la transferencia de momentum calculando una fracción vacía en cada posición “ $x$ ” promediando la fracción vacía en las otras dos direcciones.

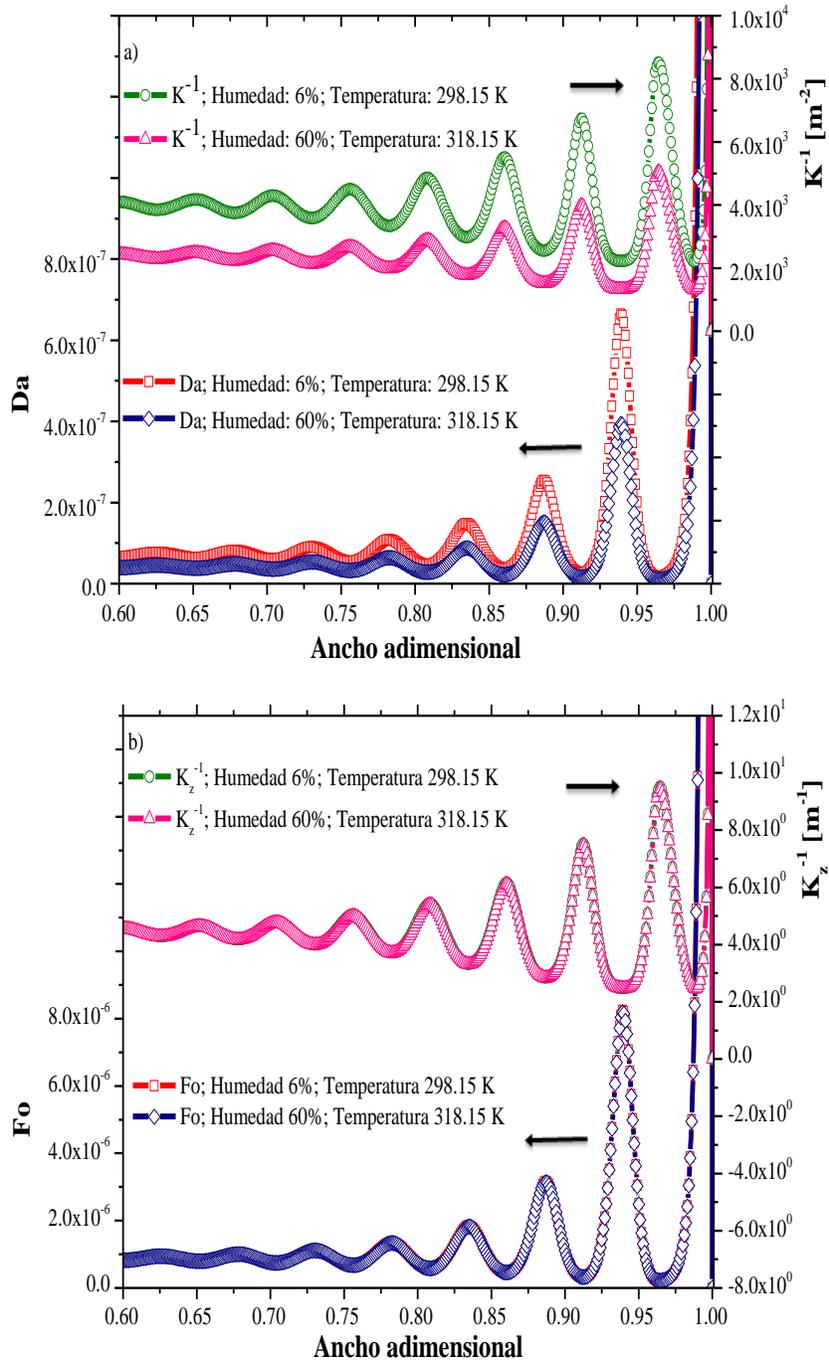
La Figura 3.9 presenta el perfil de fracción vacía pseudo-local. En la región central, la fracción vacía tiende a la calculada en este trabajo mediante simulaciones a nivel CFD ( $\epsilon_0 = 0.375$ ) y concuerda con su determinación experimental ( $\epsilon_0 = 0.37$ ), y los valores obtenidos para sistemas similares (Benenati *et al.*, 1961.; Achenbach *et al.*, 1995). Por otra parte, la fracción vacía pseudo-local en la región de la pared oscila como consecuencia de la presencia de la pared del biorreactor, mostrando el valor de la fracción vacía máxima cerca de la pared. Estos perfiles tienen en cuenta un diámetro efectivo de partícula que incluye un factor de corrección de esfericidad. Bajo condiciones bióticas la fracción vacía presentará posibles variaciones en función del tiempo, debido principalmente al crecimiento del microorganismo. Las oscilaciones de la fracción vacía tendrán un efecto significativo en los perfiles de velocidad y, a su vez, en los perfiles de temperatura principalmente en la región de la pared del biorreactor.



**Figura 3.9** Perfil de fracción vacía pseudo-local en el biorreactor bajo condiciones abióticas.

La determinación de  $K$ ,  $K_z$ , el número de  $Da$  y el número de  $Fo$  se llevó a cabo mediante las ecuaciones 3.14, 3.15, 3.22 y 3.23, respectivamente. La Figura 3.10a muestra las resistencias viscosas ( $K_z^{-1}$ ) y  $Da$  pseudo-local evaluados a diferentes contenidos de humedad y temperaturas. La Figura 3.10b presenta las resistencias de inercia pseudo-local ( $K_z^{-1}$ ) y el  $Fo$  pseudo-local evaluado a diferentes contenidos de humedad y temperaturas. Las resistencias pseudo-locales y los números adimensionales correspondientes se relacionan con la permeabilidad, que se define como una medida cuantitativa de la facilidad con la cual un fluido se transporta a través del lecho empacado, la cual depende de la naturaleza intrínseca del sólido (Castillo-Araiza, 2008) y, por tanto, con la fracción vacía pseudo-local. La temperatura y el contenido de humedad influyen en las resistencias viscosas, estas influencias son ligeramente más sustanciales a medida que la temperatura y el contenido de humedad disminuyen en magnitud, mientras que las resistencias al flujo inercial no se ven afectadas por estas condiciones de operación.

Las magnitudes de  $Da$  y  $Fo$  proporcionan información sobre los fenómenos a considerar en el modelo hidrodinámico (Aparicio *et al.*, 2017). Los perfiles de  $Fo$  y  $Da$  varían en función del ancho del biorreactor, mostrando un comportamiento similar al de la fracción de vacío pseudo-local y la permeabilidad, pero opuesto al de la resistencia al flujo viscoso e inercial pseudo-local. Las tendencias y magnitudes son similares para  $Da$  y  $Fo$ . El número de  $Da$  indica que los términos viscosos debidos a las interacciones fluido-fluido y sólido-fluido influyen en las pérdidas de energía por fricción. Además de esto, el número de  $Fo$  aclara un efecto importante de las resistencias de inercia en la charola empacada, lo que indica que un término de inercia (el término de Blake-Plummer) también debe incluirse tanto en el modelo hidrodinámico de dos zonas (TZM) como en el convencional (NSDF).



**Figura 3.10.** (a) Resistencias viscosas pseudo-locales y número de Darcy evaluados a diferentes contenidos de humedad y temperaturas; y (b) resistencias de inercia pseudo-local y número de Forchheimer valorados a diferentes contenidos de humedad y temperaturas.

### 3.2.3 Perfiles de velocidad en el biorreactor

#### 3.2.3.1 Modelo hidrodinámico convencional (NSDF)

Los parámetros de viscosidad efectiva ( $\mu_{\text{eff}}$ ) y viscoso ( $\alpha$ ), e inercial ( $\beta$ ) son parámetros indispensables al momento de describir los perfiles de velocidad siguiendo el enfoque pseudo-continuo. Obtenidos los parámetros  $\varepsilon$ ,  $K$ ,  $K_z$ ,  $\alpha$  y  $\beta$ , el siguiente paso fue determinar los perfiles de velocidad en el biorreactor de charola empacado con enfriamiento en la pared en escala banco utilizando los modelos TZM y NSDF. Ambos modelos requieren como parámetro fuente o fuerza motriz, el gradiente de caída de presión axial obtenido por experimentación y mediante la ecuación de Ergun los valores de  $\alpha$  y  $\beta$  (Tabla 3.3). Dado que la estimación de  $\alpha$  y  $\beta$  se realizó a partir de observaciones experimentales de caída de presión, esto brinda confianza en la caracterización de las resistencias inerciales y viscosas en la región del núcleo. La viscosidad efectiva ( $\mu_{\text{eff}}$ ) se determinó considerando conservación de masa del fluido estudiado; es decir, el flujo másico ( $G$ ) es el mismo tanto en la entrada y la salida del biorreactor. Por lo tanto, el perfil de velocidad pronosticado en la bandeja empacada se considera confiable si el perfil de flujo de masa axial integrado en toda la coordenada de  $x$  (ancho) es igual al flujo de masa en la entrada del biorreactor (una observación confiable). En la Figura 3.11, las simulaciones de los perfiles de velocidad se presentan a diferentes tasas de flujo volumétrico específico ( $2.5 - 62.5 \text{ L}_{\text{air}} \cdot \text{kg}_s^{-1} \cdot \text{min}^{-1}$ ), temperaturas ( $298.15 - 318.15 \text{ K}$ ) y contenido de humedad ( $6 - 60 \%$ ).

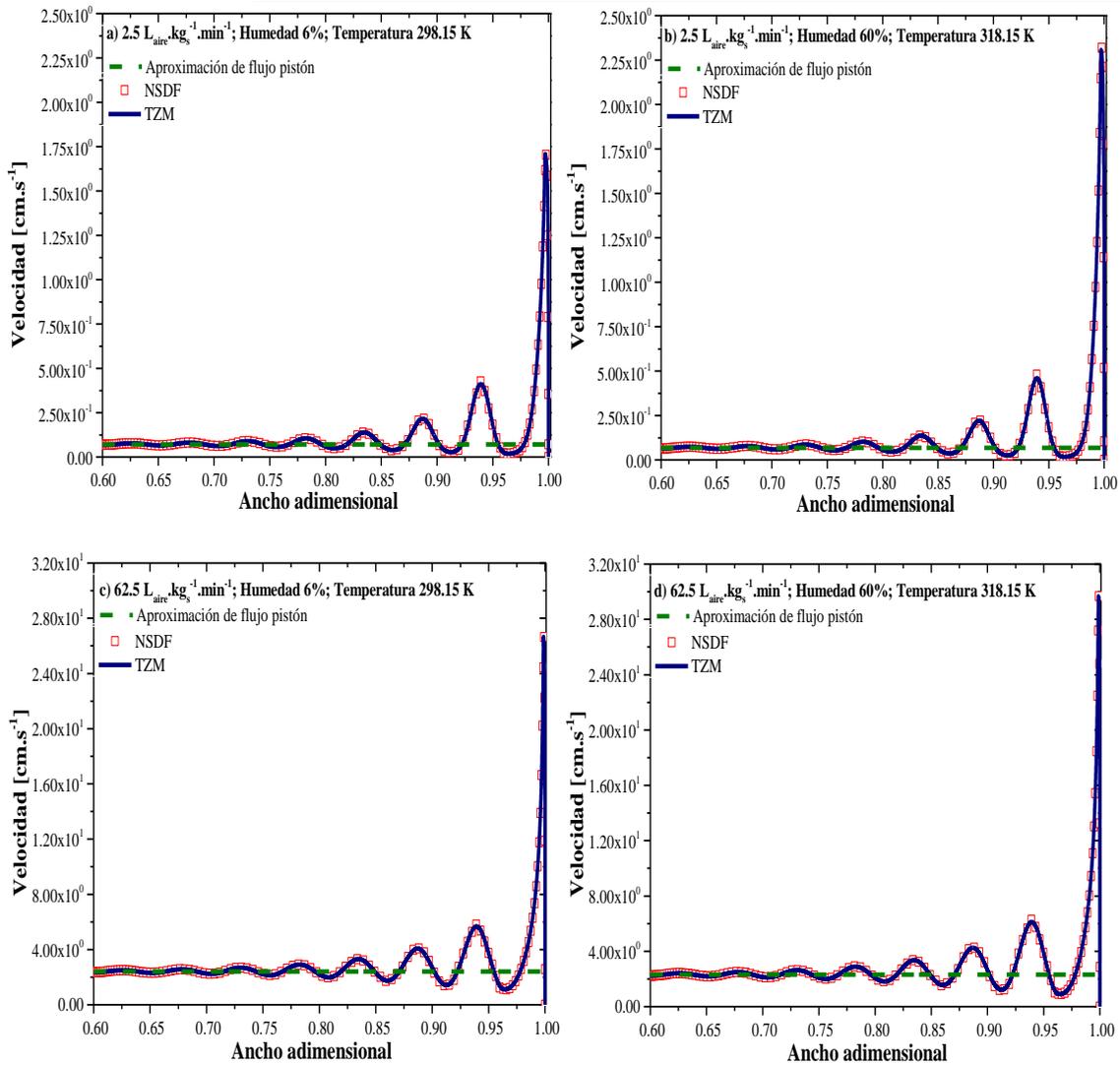
Las predicciones de los perfiles de velocidad a lo largo de la dirección  $x$  (ancho) son congruentes con la tendencia del perfil de fracción vacía; es decir, las velocidades locales máximas se ubican en posiciones de fracción vacía máxima. La velocidad intersticial máxima se localiza en la zona cercana a la pared; con magnitudes desde 10 hasta 50 veces mayor respecto a la velocidad superficial a la entrada del biorreactor. Es importante enfatizar que los perfiles de velocidad (al igual que la caída de presión) difieren principalmente en función del flujo volumétrico de aireación ( $\text{VKgM}$ ). Sin embargo, variando la temperatura y el contenido de humedad, aunque presenta variación entre los perfiles de velocidad no es tan significativa como en función de  $\text{VKgM}$ . Por ejemplo, a un valor de  $2.5 \text{ VKgM}$ , la velocidad

máxima cerca de la pared fluctúa entre 1.70 y 2.5 cm.s<sup>-1</sup> dependiendo de la temperatura y el contenido de humedad; mientras que a un valor de 6.25 VKgM la velocidad máxima cerca de la pared varía entre 26 y 30 cm.s<sup>-1</sup>, también dependiendo de la temperatura y el contenido de humedad. Cuanto mayor sea la temperatura y el contenido de humedad, mayor será la velocidad local máxima en la región de la pared.

Del análisis previo de caída de presión se aclara que los fenómenos de inercia no se ven afectados por la temperatura y el contenido de humedad. Por lo tanto, la viscosidad del fluido y las propiedades del empaque influyen bajo las condiciones de operación seleccionadas, minimizando los esfuerzos de corte ocasionados por las superficies sólidas cerca de la pared y, por lo tanto, conduciendo a un aumento de la velocidad máxima pseudo-local. La Tabla 5.4 presenta la velocidad superficial (enfoque de flujo de pistón), la velocidad máxima cerca de la pared, la viscosidad efectiva y el espesor de capa límite bajo varias condiciones de operación a dos flujos volumétricos de aireación (2.50 y 62.5 VKgM), dos temperaturas (298.15 y 318.15 K), y tres humedades (6, 30 y 60 %).

**Tabla 3.4.** Magnitudes de velocidad y descriptores hidrodinámicos determinados a partir del modelo hidrodinámico de dos zonas.

Humedad (%)	Temperatura (K)	VkgM (L <sub>air</sub> .kg <sup>-1</sup> .min <sup>-1</sup> )	V <sub>zo</sub> (cm.s <sup>-1</sup> )	V <sub>zmax</sub> (cm.s <sup>-1</sup> )	μ <sub>eff</sub> (Pa.s)	δ (cm)
<b>6</b>	298.15	2.50	6.66 x10 <sup>-2</sup>	1.70 x10 <sup>0</sup>	3.29 x10 <sup>-3</sup> ± 1.80 x10 <sup>-5</sup>	7.70 x10 <sup>-5</sup>
		62.5	1.67 x10 <sup>0</sup>	2.66 x10 <sup>1</sup>	3.84 x10 <sup>-3</sup> ± 4.13 x10 <sup>-4</sup>	3.30 x10 <sup>-5</sup>
	318.15	2.50	6.66 x10 <sup>-2</sup>	2.31 x10 <sup>0</sup>	6.70 x10 <sup>-3</sup> ± 3.25 x10 <sup>-5</sup>	7.20 x10 <sup>-5</sup>
		62.5	1.67 x10 <sup>0</sup>	2.81 x10 <sup>1</sup>	7.19 x10 <sup>-3</sup> ± 4.26 x10 <sup>-4</sup>	3.30 x10 <sup>-5</sup>
<b>30</b>	298.15	2.50	6.66 x10 <sup>-2</sup>	2.74 x10 <sup>0</sup>	8.09 x10 <sup>-3</sup> ± 3.48 x10 <sup>-5</sup>	7.20 x10 <sup>-5</sup>
		62.5	1.67 x10 <sup>0</sup>	2.99 x10 <sup>1</sup>	8.43 x10 <sup>-3</sup> ± 1.20 x10 <sup>-4</sup>	3.50 x10 <sup>-5</sup>
	318.15	2.50	6.66 x10 <sup>-2</sup>	2.55 x10 <sup>0</sup>	7.95 x10 <sup>-3</sup> ± 3.36 x10 <sup>-5</sup>	7.10 x10 <sup>-5</sup>
		62.5	1.67 x10 <sup>0</sup>	2.95 x10 <sup>1</sup>	8.37 x10 <sup>-3</sup> ± 1.54 x10 <sup>-4</sup>	3.40 x10 <sup>-5</sup>
<b>60</b>	298.15	2.50	6.66 x10 <sup>-2</sup>	2.14 x10 <sup>0</sup>	5.38 x10 <sup>-3</sup> ± 2.93 x10 <sup>-5</sup>	7.30 x10 <sup>-5</sup>
		62.5	1.67 x10 <sup>0</sup>	2.86 x10 <sup>1</sup>	5.86 x10 <sup>-3</sup> ± 1.36 x10 <sup>-4</sup>	3.30 x10 <sup>-5</sup>
	318.15	2.50	6.66 x10 <sup>-2</sup>	2.31 x10 <sup>0</sup>	6.62 x10 <sup>-3</sup> ± 3.43 x10 <sup>-5</sup>	7.30 x10 <sup>-5</sup>
		62.5	1.67 x10 <sup>0</sup>	2.96 x10 <sup>1</sup>	7.08 x10 <sup>-3</sup> ± 1.38 x10 <sup>-4</sup>	3.30x10 <sup>-5</sup>

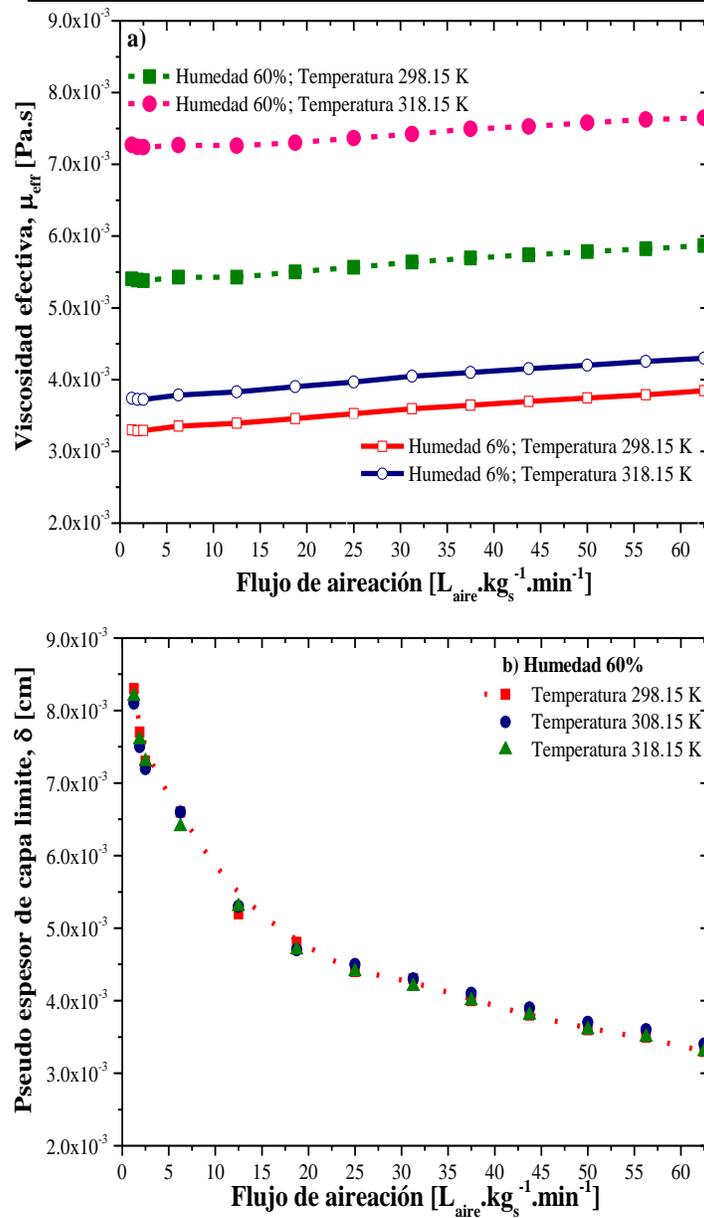


**Figura 3.11** Perfiles de velocidad obtenidos con el modelo de dos zonas, NSDF y el enfoque de pseudo flujo pistón: a) 2.5 L<sub>air</sub>.kg<sup>-1</sup>.min<sup>-1</sup> con un contenido de humedad del 6 % y una temperatura de 298.15 K; b) 2.5 L<sub>air</sub>.kg<sup>-1</sup>.min<sup>-1</sup> con un contenido de humedad del 60 % y una temperatura de 318.15 K; c) 62.5 L<sub>air</sub>.kg<sup>-1</sup>.min<sup>-1</sup> con un contenido de humedad del 6 % y una temperatura de 298.15 K; y d) 62.5 L<sub>air</sub>.kg<sup>-1</sup>.min<sup>-1</sup> con un contenido de humedad del 60 % y una temperatura de 318.15 K.

Los modelos NSDF y el TZM describen un perfil de velocidad que difiere del que se usa comúnmente (aproximación de flujo pistón) cuando se modela un biorreactor de lecho empacado (Saucedo-Castañeda *et al.*, 1990; Prabhakar *et al.*, 2005; Mitchell *et al.*, 2006; Casciatori *et al.*, 2018). Ambos modelos predicen los mismos perfiles de velocidad; sin embargo, el TZM bajo las mismas condiciones de cómputo (para este estudio: Procesador Intel Core i7-3520M CPU a 2.90 GHz con 2 núcleos y 16 GB de RAM) el tiempo de cómputo

es entre 300 y 360 veces más rápido que el modelo NSDF (modelo para el cual los tiempos de solución varían desde 3000 hasta 3600 s), que está de acuerdo con lo reportado por Aparicio *et al.* (2017). El determinar el tiempo de cómputo que requiere resolver la hidrodinámica es valioso, ya que, al evaluar el impacto en conjunto de la transferencia de calor y masa, éste podría aumentar exponencialmente (Castillo-Araiza, 2008; Castillo-Araiza *et al.*, 2010; Aparicio *et al.*, 2017).

Con respecto a  $\mu_{\text{eff}}$ , desde una perspectiva fenomenológica, es un parámetro relacionado con las disipaciones viscosas e inerciales debidas a efectos de flujo de aireación en la región de la pared como lo reportan Bey *et al.*, (1997) y Giese *et al.*, (1998), se correlaciona principalmente con el caudal volumétrico de aire específico. En la charola empacada estudiada, este parámetro también se relaciona con la temperatura y el contenido de humedad. Los valores estimados de  $\mu_{\text{eff}}$  a diferentes caudales de flujo volumétrico de aire, temperatura y contenido de humedad también se muestran en la Figura 3.12<sup>a</sup>. Este descriptor hidrodinámico se relaciona con las resistencias viscosas e inerciales pseudo-locales en la región de la pared, dependiendo de la disposición del empaque y las propiedades físicas de los residuos agroindustriales, las propiedades del aire y las condiciones de operación.  $\mu_{\text{eff}}$  aumenta con el caudal volumétrico específico, y también con el contenido de humedad y la temperatura. Esto sugiere que el TZM tiene en cuenta en su estructura matemática la interacción de fenómenos viscosos e inerciales complejos debidos a interacciones fluido-fluido y fluido-sólido en la región de la pared (Castillo-Araiza, 2008; Aparicio *et al.*, 2017)



**Figura 3.12** a) Viscosidad efectiva; y b) espesor de la pseudo capa límite obtenida en diferentes condiciones de operación siguiendo el enfoque de dos zonas.

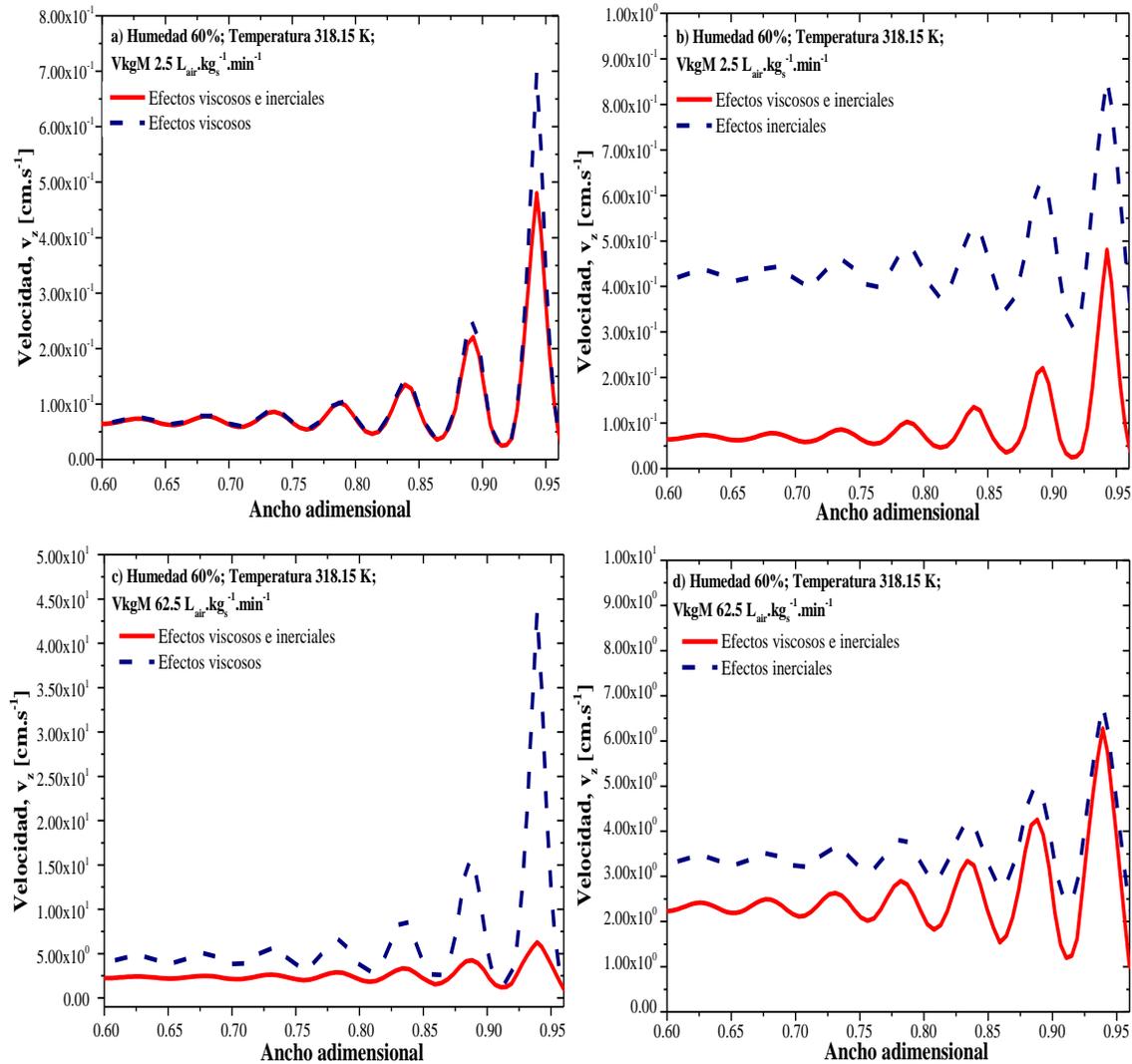
En cuanto al espesor de la capa pseudo-límite (Figura 3.12b), definida como la región donde predominan las resistencias viscosas debido a la presencia de la pared, aunque también se presentan fenómenos de inercia debido a una fracción vacía pseudo-local mayor al 80%, su caracterización es indispensable debido al impacto que tendrá en los mecanismos de transferencia de calor, principalmente en la zona de la pared. En esta capa límite, la velocidad

del fluido varía desde cero en la pared hasta un máximo en el espesor de la capa límite (Schlichting *et al.*, 2016).

Este descriptor, necesario para la solución del TZM necesita la determinación del espesor de la capa pseudo-límite (Ecuación 3.11), es principalmente una función del caudal volumétrico específico y, en menor grado, de la temperatura y el contenido de humedad. La Tabla 3.4 y la Figura 3.12b muestran el comportamiento del espesor de la capa límite a diferentes tasas de flujo volumétrico y temperaturas con un contenido de humedad fijo. Como lo establece la teoría, el espesor de esta pseudo capa límite disminuye con un aumento en la tasa de flujo volumétrico de entrada; por otro lado, cuanto menor sea el valor del espesor de la misma, mayor será la velocidad local máxima en el espesor de la capa límite. Además, el espesor de la capa límite no se ve afectado por la temperatura y el contenido de humedad (Schlichting *et al.*, 2016).

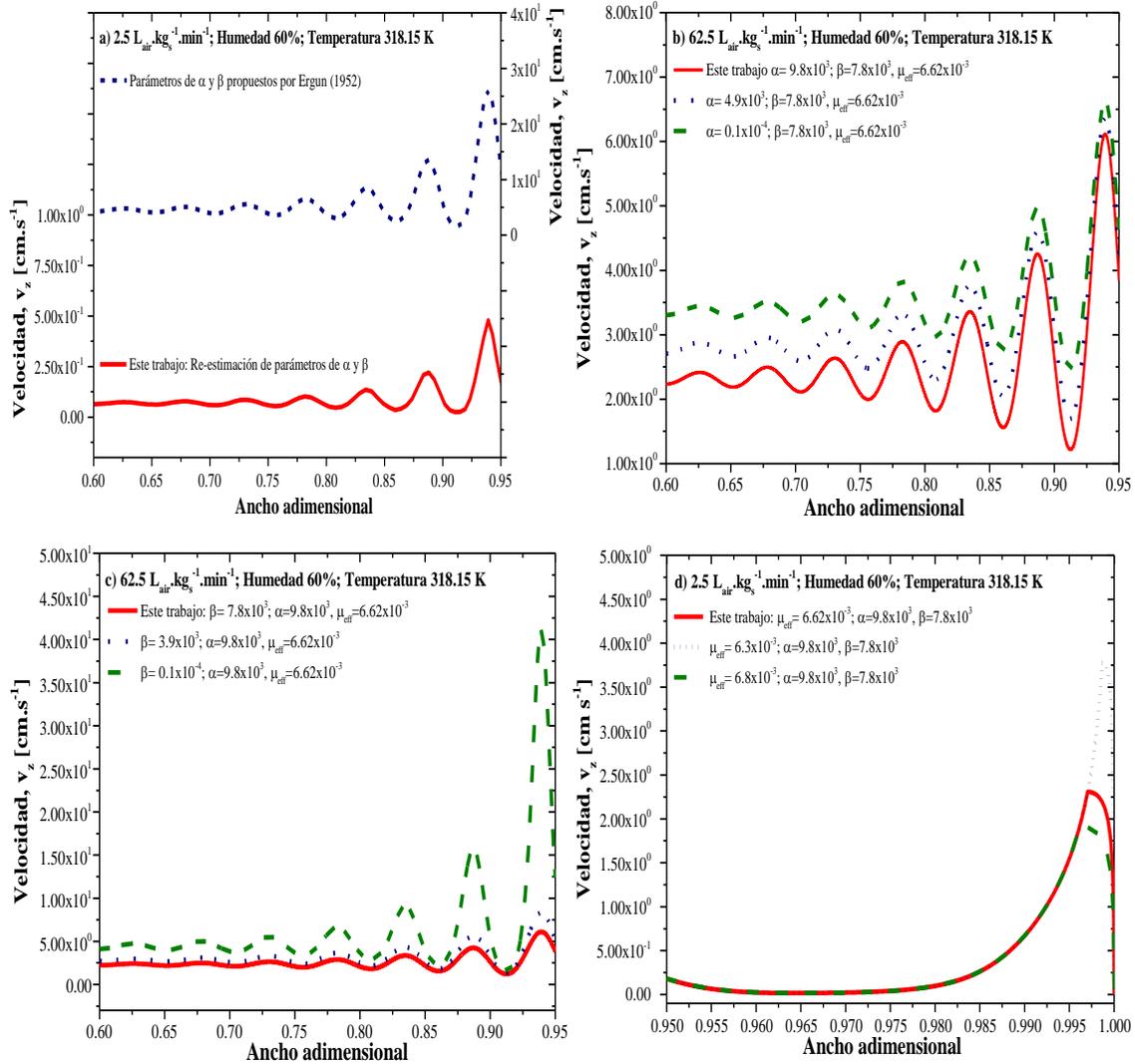
En la Figura 3.13 se realizó un análisis de sensibilidad que permitió evaluar el efecto de las contribuciones viscosas e inerciales debidas a las interacciones sólido-fluido sobre los perfiles de velocidad. Los perfiles de velocidad obtenidos sugieren que tanto los términos de Blake-Kozeny (fuerzas inerciales) como los de Burke-Plummer (fuerzas viscosas) deben ser considerados al modelar la hidrodinámica en el biorreactor de estudio. A un flujo de aire volumétrico de 2.5 VkgM, las fuerzas viscosas (Burke-Plummer) son dominantes, ya que al no considerarse sobreestima las velocidades pseudo-locales. Por otra parte, a un caudal volumétrico específico alto, 62.5 VkgM, aunque la contribución inercial se vuelve dominante en zonas de fracciones vacías más grandes, tanto las fuerzas viscosas como las inerciales (Burke-Plummer) deben considerarse en el modelo hidrodinámico; de lo contrario, la velocidad pseudo-local también se sobreestima. Estos perfiles de velocidad, por lo tanto, aclaran la contribución y la importancia de las resistencias viscosas e inerciales debido a las interacciones sólido-fluido en la región del núcleo cuando la bandeja empaquetada opera a

tasas de flujo volumétrico específicas bajas y altas. Al relacionar  $Da$  y  $Fo$  locales con los perfiles de velocidad, se puede mencionar que para  $10^{-8} < Da < 10^{-4}$  y  $10^{-7} < Fo < 10^{-3}$  el término de Carman-Kozeny y el término de Blake-Plummer, respectivamente, tienen que ser incluidos en el modelo hidrodinámico.



**Figura 3.13** Evaluación del efecto de las resistencias viscosas sobre el perfil de velocidad: (a) Contenido de humedad del 60 %, temperatura de 298.15 K y  $2.5 \text{ L}_{\text{air}}\cdot\text{kg}_s^{-1}\cdot\text{min}^{-1}$ ; y (c) Contenido de humedad del 60 %, temperatura de 318.15 K y  $62.5 \text{ L}_{\text{air}}\cdot\text{kg}_s^{-1}\cdot\text{min}^{-1}$ . Evaluación de las resistencias inerciales sobre el perfil de velocidades a: (b) Contenido de humedad del 60 %, temperatura de 298.15 K y  $2.5 \text{ L}_{\text{air}}\cdot\text{kg}_s^{-1}\cdot\text{min}^{-1}$ ; y (d) Contenido de humedad del 60 %, temperatura de 318.15 K y  $62.5 \text{ L}_{\text{air}}\cdot\text{kg}_s^{-1}\cdot\text{min}^{-1}$ .

Para complementar los resultados anteriores, en la Figura 3.14 se muestra la influencia de los parámetros hidrodinámicos ( $\alpha$ ,  $\beta$  y  $\mu_{\text{eff}}$ ) en las predicciones de los perfiles de velocidad pseudo-local. Para evaluar dicho impacto se utilizaron como caso de referencia las predicciones de los perfiles de velocidad pseudo-local utilizando los parámetros determinados en este trabajo. En la Figura 3.14a se muestra la importancia de determinar parámetros específicos para el biorreactor estudiado comparando los resultados con los obtenidos al utilizar los valores reportados por Ergun (1952), el TZM sobreestima la velocidad pseudo-local 100 veces; a una tasa de flujo de 2.5 VkgM, y esta sobreestimación de velocidad es aún mayor a valores más altos de VkgM. Por un lado, a 62.5 VkgM, un valor de  $\alpha$  menor al estimado nuevamente sobreestima la velocidad pseudo-local; eliminar las resistencias viscosas ( $\alpha \approx 0$ ) conduce a una velocidad pseudo-local 8 a 70 % más alta que la obtenida en el caso de referencia. Es importante señalar que cuanto menor es la fracción vacía, mayor es la sobreestimación cuando se ignoran las fuerzas viscosas debido a la presencia del empaque, ver Figura 3.14b. Por otro lado, a 62.5 VkgM, un valor de  $\beta$  menor que la referencia también sobreestima la velocidad pseudo-local, ver Figura 3.14c. Con los resultados obtenidos se puede dilucidar que desprestigiar las resistencias de inercia ( $\beta \approx 0$ ) se conduce a una velocidad pseudo-local 5-550 % mayor que la obtenida en el caso de referencia. En contraste con  $\alpha$ , cuanto mayor es la fracción vacía, mayor es la sobreestimación de la velocidad cuando se desprestigian las fuerzas de inercia. Finalmente, un valor más alto de viscosidad efectiva ( $\mu_{\text{eff}}$ ) subestima, y un valor más bajo de  $\mu_{\text{eff}}$  sobreestima la velocidad máxima, ver Figura 3.14d. Este análisis da una idea de la compleja interacción entre las fuerzas viscosas e inerciales en las regiones del núcleo y la pared del lecho, lo que a su vez da indicios sobre la importancia de la hidrodinámica en la transferencia de calor y masa en condiciones bióticas en el biorreactor.



**Figura 3.14** Evaluación de los efectos viscosos e inerciales sobre los perfiles de velocidad en la región del núcleo y la pared: (a) Comparación de los perfiles de velocidad obtenidos usando los parámetros hidrodinámicos estimados en este trabajo y los obtenidos por Ergun (1952) (b) efecto de  $\alpha$  sobre los perfiles de velocidad; efecto de  $\beta$  sobre los perfiles de velocidad; y (d) efecto de  $\mu_{\text{eff}}$  sobre los perfiles de velocidad.

### 3.3 Conclusiones del análisis hidrodinámico

En el presente análisis se obtuvieron descriptores hidrodinámicos para un biorreactor de charola con enfriamiento en la pared para un proceso de fermentación en medio sólido a escala de banco utilizando subproductos agroindustriales como empaque. En el análisis hidrodinámico caracterizó el perfil de la fracción vacía y los mecanismos viscosos e inerciales en las regiones del núcleo y la pared de la charola, lo que permitió el desarrollo de una correlación de caída de presión y un modelo hidrodinámico de dos zonas (TZM).

Por un lado, la correlación de caída de presión se utilizó para ajustar las observaciones experimentales a diferentes tasas de flujo volumétrico, temperaturas y contenidos de humedad de interés para el proceso de FMS, cuantificando las resistencias viscosas e inerciales y su impacto en la hidrodinámica. Es relevante mencionar que correlaciones desarrolladas en la literatura no pueden describir los valores de caída de presión observados en el presente trabajo, y por tanto, conducen a predicciones inapropiadas de los perfiles de velocidad pseudo-local. La mayor caída de presión observada en el biorreactor estudiado se relaciona con las características de las partículas estudiadas, es decir, contenido de humedad controlado, diámetro promedio de partículas, esfericidad promedio de partículas y la fracción vacía. Estos conducen a fenómenos específicos de contracción y expansión y áreas de superficie específicas y esfuerzos cortantes, que afectan fuertemente las pérdidas de energía por fricción. Se consideran para la determinación del diámetro esférico efectivo, pero esencialmente se tienen en cuenta en los valores estimados de  $\alpha$  y  $\beta$ . Sin embargo, se requieren estudios futuros sobre los efectos de estos diversos factores de partículas involucrados en el biorreactor de charola empacada sobre la caída de presión y, por lo tanto, la hidrodinámica, para llegar a conclusiones sólidas.

Por otro lado, el modelo de dos zonas permite la determinación del perfil de velocidad, junto con el espesor de la capa pseudo-límite y la viscosidad efectiva y los parámetros hidrodinámicos considerados esenciales para realizar el diseño racional de un biorreactor empacado. El modelo de dos zonas predice perfiles de velocidad idénticos a los del modelo hidrodinámico convencional (NSDF), pero reduce el tiempo de cálculo entre 300 y 360 veces, lo que será relevante al acoplar el modelo de dos zonas con los de transferencia de calor y



### **Capítulo 3. Hidrodinámica**

masa en condiciones bióticas. y condiciones abióticas, donde el tiempo de cálculo aumenta exponencialmente.

Todos los descriptores aclaran la importancia de la hidrodinámica en las diferentes regiones del biorreactor empacado, principalmente en la región de la pared, donde existe una interacción compleja entre las fuerzas de inercia y los esfuerzos cortantes. Su análisis indica la necesidad de incorporar la hidrodinámica al caracterizar la transferencia de calor en condiciones abióticas y bióticas en estudios futuros. Su magnitud permite la selección de condiciones de operación donde se minimizan las pérdidas de energía por fricción, aumentando las velocidades locales. Según los fundamentos de la ingeniería de reactores, las velocidades más altas cercanas a la pared facilitan la activación de reacciones metabólicas o la transferencia del calor generado por estas reacciones metabólicas.

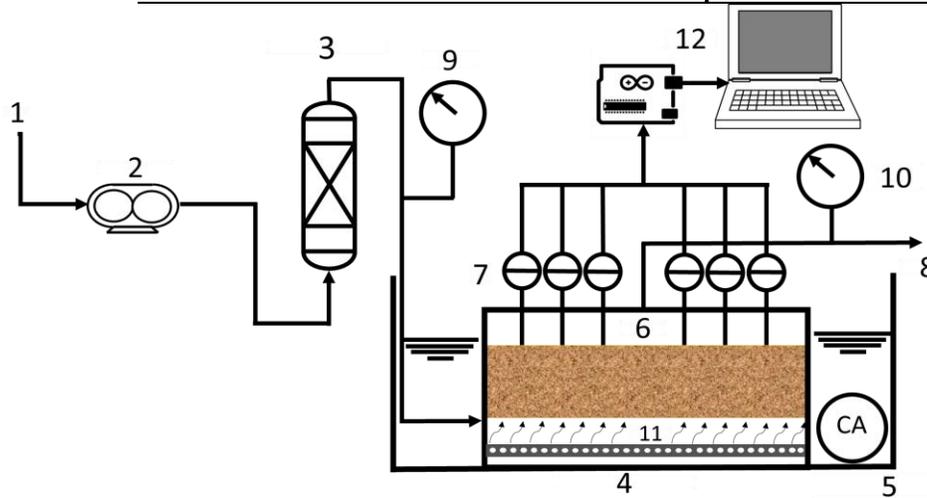
## Capítulo 4. Transferencia de calor

En este capítulo se describe el sistema experimental, los materiales y métodos que se utilizaron para la descripción de la temperatura tanto en estado estacionario como transitorio y los descriptores de transferencia de calor (conductividad térmica efectiva y coeficiente de transferencia de calor en la pared). Se presentan sus respectivas simulaciones en el sistema a condiciones de operación de interés industrial bajo un régimen abiótico acoplado los perfiles de velocidad obtenidos previamente en el análisis hidrodinámico (Capítulo 3).

### 4.1 Materiales y métodos

#### 4.1.1 Sistema experimental

El sistema experimental (Figura 4.1) corresponde al descrito anteriormente en la sección 3.1.1; sin embargo, se realizaron algunos cambios, el sistema consta de una alimentación de aire seco (1) regulado por un rotámetro (2) marca Cole-Parmer® con una capacidad máxima de  $10 \text{ L}_{\text{aire}} \cdot \text{min}^{-1}$ . El aire seco pasa por un humidificador (3) de vidrio sinterizado que permite llevar al punto de saturación del aire. El aire húmedo a  $298.15 \text{ K}$  pasa por un manómetro (9) de alta precisión marca OMEGA serie DPG4000, posteriormente entra al biorreactor (6) por la parte inferior a través de un difusor de nylon (11) tipo serpentín de  $6 \text{ mm}$  de diámetro con perforaciones equidistantes de  $1 \text{ mm}$  de diámetro y el aire sale por la parte superior (8) donde pasa nuevamente por un manómetro (10) de alta precisión marca OMEGA serie DPG4000. El biorreactor se encuentra dentro de un baño de calentamiento (4) equipado con un termo circulador (5) marca VWR modelo 1125 que permite regular y homogenizar la temperatura a las condiciones de operación deseadas. En la parte central de la tapa del biorreactor se introdujeron nueve termopares (7) tipo J para determinar los perfiles de temperatura en el lecho empacado adquiriendo los datos en línea con un sistema Arduino conectado a una computadora.



**Figura 4.1.** Sistema experimental de transferencia de calor: (1) entrada de aire; (2) rotámetro; (3) humidificador; (4) baño calefactor; (5) termo circulador; (6) biorreactor; (7) nueve termopares; (8) salida del aire; (9) manómetro ubicado en la entrada del biorreactor; (10) manómetro ubicado en la salida del biorreactor; (11) difusor de aire en el biorreactor; (12) sistema de adquisición de datos Arduino.

El biorreactor de charola con enfriamiento en la pared, el lecho empacado, la composición elemental del medio poroso y los métodos numéricos para resolver los modelos matemáticos se describen en las secciones 3.1.2, 3.1.3, 3.1.3.1 y 3.1.6.3 respectivamente.

## 4.1.2 Condiciones de operación

Las condiciones de operación evaluadas para la transferencia de calor se presentan en la Tabla 4.1.

**Tabla 4.1.** Condiciones de operación del biorreactor bajo condiciones abióticas.

Variable de operación	Magnitud
Composición del medio poroso (%)	Mezcla de subproductos de frutas y verduras con pasta de soya $CH_{1.87}O_{0.7}N_{0.0913}$
Temperatura del baño de calentamiento (K)	318.15
Flujo volumétrico de aireación ( $L_{air}.kg^{-1}.min^{-1}$ )	1.875, 2.50, 6.25
Altura del lecho empacado ( $m_b$ )	0.05
Temperatura de entrada del flujo de aireación (K)	298.15
Densidad del lecho empacado ( $g.s.cm^{-3}$ )	0.66
Humedad del lecho empacado (%)	60

El procedimiento experimental fue el siguiente: se agregaron 20 L<sub>agua</sub> al baño de calentamiento y con el termo circulador se fija a la temperatura de 318.15 K. Una vez alcanzada la temperatura de forma homogénea, se empacó el sustrato (previamente llevado a la humedad inicial) en el biorreactor hasta una altura de 0.05 m<sub>b</sub> y se cerró herméticamente. Se conectaron los sensores de temperatura, se sumergió el biorreactor al baño y se ancló adecuadamente para mantenerlo fijo, se introdujo el flujo de aire (fijando con el rotámetro a la condición deseada) y se registraron los datos de temperatura mediante el sistema de adquisición de datos marca Arduino®.

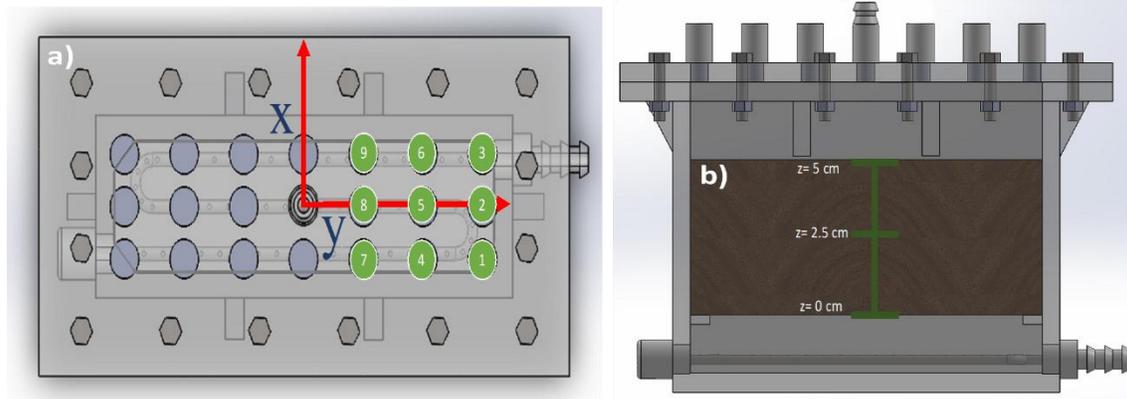
### **4.1.3 Experimentos de transferencia de calor**

#### **4.1.3.1 Experimentos en estado estacionario**

Para las pruebas de transferencia de calor en estado estacionario, una vez que el sistema alcanzó el estado estacionario; es decir, cuando la temperatura se mantuvo constante, se tomaron muestras de la temperatura en nueve puertos y a tres alturas diferentes (Figura 4.2a). Los valores de la temperatura se promediaron considerando los datos experimentales obtenidos con los termopares 1, 4 y 7; 2, 5 y 8; 3, 6 y 9 para obtener temperaturas medias en función del ancho del biorreactor (Figura 4.2b). La mitad del biorreactor que no se muestreó se consideró una condición de simetría de temperatura. La temperatura en la pared del biorreactor se obtuvo mediante un análisis a nivel CFD del biorreactor considerando las propiedades térmicas del material del sistema (acrílico) y el baño de temperatura.

#### **4.1.3.2 Experimentos de estado transitorio**

En los experimentos de transferencia de calor en estado transitorio se monitorearon las temperaturas desde que se introdujo el biorreactor (temperatura ambiente) al baño de temperatura (318.15 K) durante todo el proceso hasta alcanzar un estado estacionario (temperatura constante). Se utilizaron las mismas consideraciones que en los experimentos de estado estacionario, es decir, se promediaron los puertos de muestreo, pero sólo se consideró una altura de muestreo ( $z = 0.025 \text{ m}_b$ ).



**Figura 4.2.** Puertos de muestreo de temperatura para experimentos de transferencia de calor en estado estacionario y transitorio; a) puertos de muestreo en función del ancho del biorreactor, b) alturas de muestreo.

#### 4.1.4 Modelos matemáticos de transferencia de calor

La caracterización de los experimentos del biorreactor se realizó bajo condiciones abióticas, determinando la temperatura en diferentes puertos de muestreo (Figura 4.2) del sistema. Se realizó un análisis en estado estacionario (Ecuación 4.1) y transitorio (Ecuación 4.5) para determinar los descriptores, conductividad térmica efectiva ( $k_{eff}$ ) y coeficiente de transferencia de calor en la pared ( $h_w$ ).

##### 4.1.4.1 Modelo de transferencia de calor en estado estacionario.

Para el modelo de estado estacionario (Ecuación 4.1), el sistema se considera como pseudo-homogéneo bajo los siguientes supuestos:

1. No hay diferencia térmica entre la fase sólida y fluida, es decir, hay un equilibrio térmico.
2. Los gradientes de temperatura en la dirección “y” son despreciables.
3. Se descuida la conducción en la dirección axial porque se considera que el transporte convectivo en esta dirección es dominante (la misma dirección de flujo).
4. Las propiedades físicas (capacidad calorífica, densidad y viscosidad) del aire se mantienen constantes.

La velocidad del flujo de aire se acopla al término convectivo utilizando los perfiles hidrodinámicos obtenidos en el Capítulo 3.

$$r_f C_{p_f} \left( v_z \frac{\partial T}{\partial z} \right) + r_f C_{p_{mf}} \left( v_z \frac{\partial T}{\partial z} \right) = \frac{\partial}{\partial x} \left( k_{eff} \frac{\partial T}{\partial x} \right) \quad \text{Ecuación}$$

4.1

Donde  $r_f$  es la densidad del aire;  $C_{p_f}$  es la capacidad calorífica del aire;  $v_z$  es el componente axial de la velocidad pseudo-local;  $C_{p_{mf}}$  es la capacidad calorífica del aire saturado;  $k_{eff}$  es la conductividad efectiva térmica.

Condiciones de frontera:

$$z = 0 \quad T = T_0 \quad \text{Ecuación 4.2}$$

$$x = 0 \quad \frac{dT}{dx} = 0 \quad \text{Ecuación 4.3}$$

En la condición de límite de la pared, se tiene en cuenta el coeficiente de transferencia de calor de la pared ( $h_w$ ).

$$x = \frac{W}{2} \quad -k_{eff} \frac{dT}{dx} = h_w (T - T_b) \quad \text{Ecuación 4.4}$$

Donde  $T_0$  es la temperatura del aire a la entrada;  $T_b$  es la temperatura del baño de calentamiento;  $W$  es el ancho del biorreactor.

#### 4.1.4.2 Modelo de transferencia de calor transitoria

Para el modelo transitorio (Ecuación 4.5) el sistema se considera pseudo-heterogéneo con supuestos 2, 3 y 4 igual del estado estacionario, además de que el término transitorio considera una diferencia entre las propiedades físicas entre la fase sólida y la fase fluida.

La velocidad del flujo de aire se acopla al término convectivo utilizando los perfiles hidrodinámicos obtenidos en el Capítulo 3.

$$\left( rC_p \right)_{eff} \frac{\partial T}{\partial t} + r_f C_{p_f} e v_z \frac{\partial T}{\partial z} = k_{eff} \left( \frac{\partial^2 T}{\partial x^2} \right) \quad \text{Ecuación 4.5}$$

$$\left( rC_p \right)_{eff} = e r_f C_{p_{mf}} + (1 - e) e r_s C_{p_s} \quad \text{Ecuación 4.6}$$

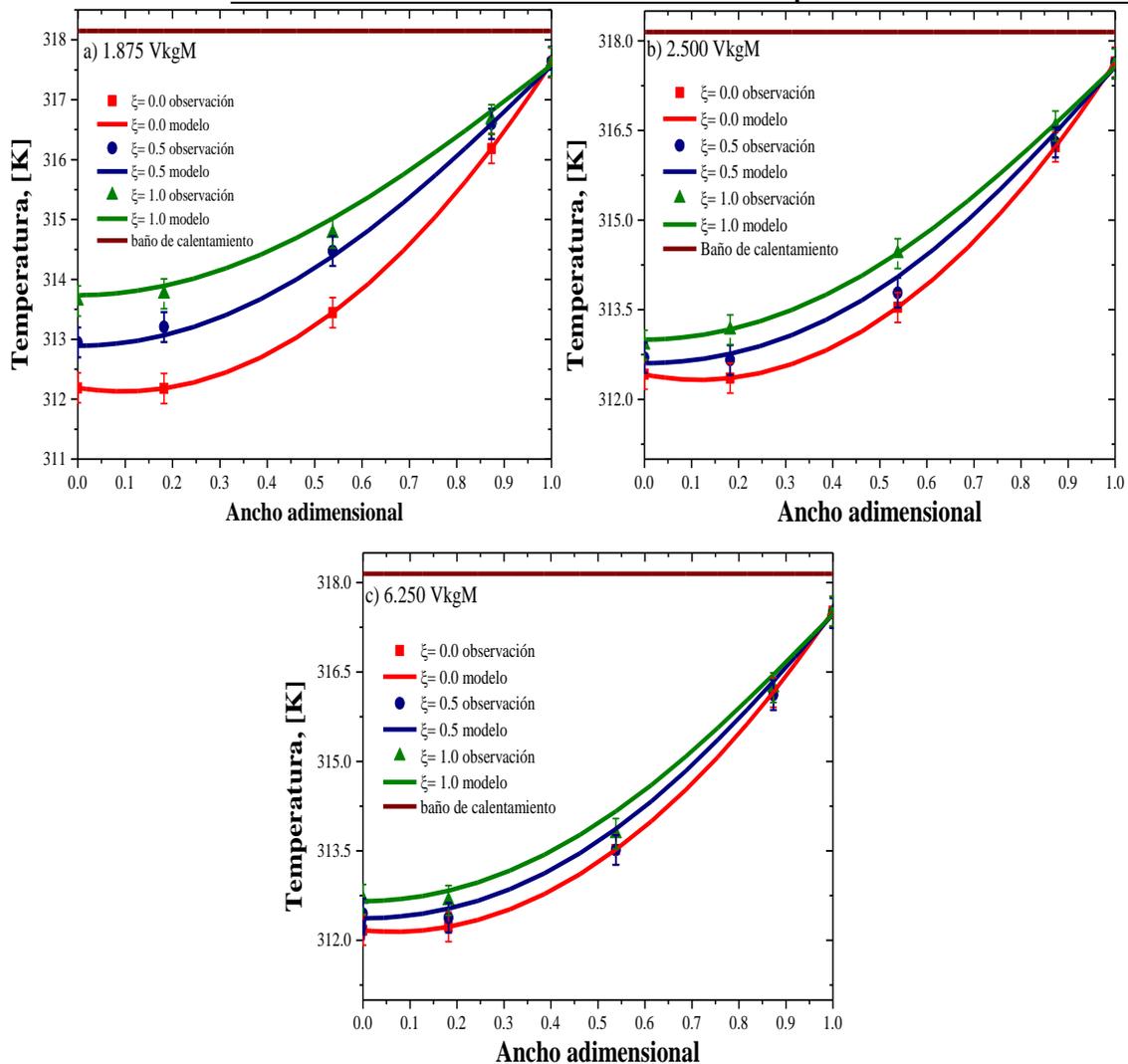
Donde  $\rho_f$  es la densidad del aire;  $C_{p_f}$  es la capacidad calorífica del aire;  $v_z$  es el componente axial de la velocidad pseudo-local;  $C_{p_{mf}}$  es la capacidad calorífica del aire húmedo;  $k_{eff}$  conductividad térmica efectiva,  $\varepsilon$  es la fracción vacía pseudo-local

## 4.2 Resultados

### 4.2.1 Transferencia de calor en estado estacionario

Mediante experimentos en condiciones abióticas (con el objetivo de determinar la contribución del lecho empacado y el biorreactor independiente de la reacción biológica) se evaluó el sistema y se analizó el impacto de la presencia (y variación) de un flujo volumétrico de aireación (aireación forzada) en condiciones de operación de interés industrial (humedad inicial del 60 % y temperatura del baño de 318.15 K). La Figura 4.3 muestra las predicciones obtenidas utilizando el modelo matemático (Ecuación 4.1) con la determinación de los descriptores que caracterizan el fenómeno, es decir, la conductividad térmica efectiva y el coeficiente de transferencia de calor en la pared; los descriptores se presentan en la Tabla 4.2. Se observa que el modelo propuesto con su respectiva estimación de descriptores ofrece una tendencia muy cercana a los datos experimentales (diferencia menor al 5 %).

Los datos obtenidos permiten dilucidar que en el fondo y centro del lecho empacado ( $z = 0$  y  $x = 0$ ), la temperatura es la más baja. Esto puede deberse a estar en la zona donde se suministra el flujo de aire; como la temperatura se determina en posiciones más altas del lecho (dirección axial) y en la dirección “x” (Ancho) en un área cercana a la pared, la temperatura aumenta generando gradientes de temperatura de hasta 5 °C; donde en esta zona se aprecia con precisión el efecto del flujo de aire.

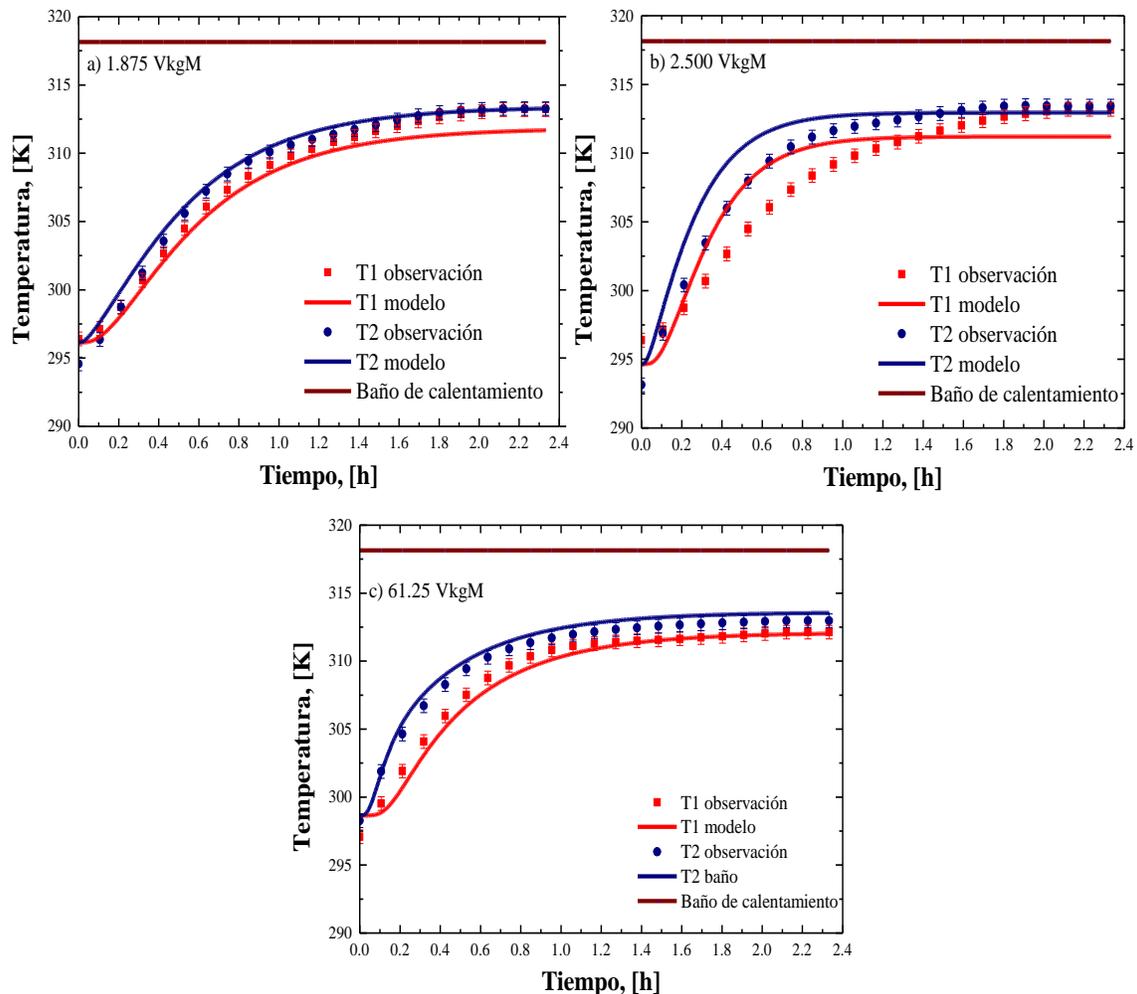


**Figura 4.3.** Perfiles de temperatura en estado estacionario a diferentes flujos de aireación, a) 1.875, b) 2.500 y c) 6.250 todos en VkgM. Los símbolos corresponden a los datos experimentales y las líneas (rojo, azul y verde) son las simulaciones obtenidas con el modelo matemático. La línea café es la temperatura del baño de calentamiento. Nota:  $\xi = \frac{z}{Z}$  donde Z es la altura total del lecho y z es la altura a la que se colocó el termopar.

## 4.2.2 Transferencia de calor en estado transitorio

Se realizaron experimentos en estado transitorio debido a la incertidumbre que presenta la estimación de los parámetros que caracterizan a la transferencia de calor en estado estacionario, esto debido a que el gradiente de temperatura es de alrededor de 3 a 5 K, por ello, con este análisis se obtuvieron gradientes cercanos a 15 K, lo cual brinda mayor

certidumbre a la estimación de los parámetros  $k_{eff}$  y  $h_w$ . En la Figura 4.4 se muestran los datos experimentales obtenidos y las predicciones desde que se introduce el biorreactor (previamente a temperatura ambiente) hasta que alcanza un estado estacionario. Las predicciones obtenidas con el modelo matemático (Ecuación 4.5) presentan una tendencia muy similar a los datos experimentales con ligeras variaciones (principalmente en la zona donde se alcanza el estado estacionario); sin embargo, la predicción difiere en menos de 1 K. La tendencia permite predecir adecuadamente la evolución de la temperatura excepto a un caudal de 2.500 VkgM donde la evolución en tiempos inferiores a 1.2 h puede diferir hasta en 3 K.



**Figura 4.4.** Perfiles de temperatura en estado transitorio a diferentes flujos de aireación, a) 1.875, b) 2.500 y c) 6.250, todos en VkgM. Los símbolos corresponden a los datos experimentales y las líneas (rojo, azul) son las simulaciones obtenidas con el modelo matemático. La línea café es la temperatura del baño de calentamiento.

### 4.2.3 Discusión sobre la transferencia de calor.

La Tabla 4.2 muestra los descriptores que caracterizan la transferencia de calor ( $k_{eff}$  y  $h_w$ ) tanto en estado estacionario como en estado transitorio.

La  $k_{eff}$  obtenida para el estado estacionario varía de  $1.24 \times 10^{-4}$  a  $9.05 \times 10^{-4} \text{ W.m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$  mientras que para el estado transitorio se encuentra en el rango de  $6.21 \times 10^{-1}$  a  $2.11 \times 10^{-1} \text{ W.m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ . Los datos obtenidos en estado transitorio están dentro del mismo orden que los reportados en la literatura; por ejemplo, Hasan *et al.*, (1998) para un flujo de aireación de  $0.20 \text{ L}_{aire} \cdot \text{min}^{-1}$  es  $2.15 \times 10^{-1} \text{ W.m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ , Fanaei *et al.*, (2009) con un soporte orgánico de salvado de trigo con un flujo de aireación de  $5 \text{ L} \cdot \text{min}^{-1}$  a  $25 \text{ L}_{aire} \cdot \text{min}^{-1}$ , reporta un valor de  $2.16 \times 10^{-1} \text{ W.m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ , Casciatori *et al.*, (2013), utilizando un soporte orgánico que es una mezcla de bagazo de caña de azúcar, salvado y pulpa de trigo y piel de naranja con contenidos de humedad de 4 a 80 %, reportaron valores de  $5.70 \times 10^{-2}$  a  $5.12 \times 10^{-1} \text{ W.m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ , Casciatori *et al.*, (2018) utilizando un soporte de bagazo de caña de azúcar orgánico con un flujo de aireación de  $6.6 \text{ L}_{aire} \cdot \text{min}^{-1}$  a  $20 \text{ L}_{aire} \cdot \text{min}^{-1}$  reportaron valores de  $9.00 \times 10^{-2}$  a  $2.5 \times 10^{-1} \text{ W.m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ .

El  $h_w$  en la pared en estado estacionario varía de  $3.10 \times 10^1$  a  $7.501 \times 10^1 \text{ W.m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$ , mientras que para el estado transitorio varía de  $6.57 \times 10^0$  a  $4.78 \times 10^2 \text{ W.m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$ . Los descriptores estimados en estado transitorio y estacionario están en el mismo orden que los reportados en la literatura; por ejemplo, Saucedo *et al.*, (1990) reportan un valor de  $1.15 \times 10^2 \text{ W.m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$ , Casciatori *et al.*, (2016) reportan un valor de  $1.65 \times 10^1$  a  $7.47 \times 10^1 \text{ W.m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$ , Finkler *et al.*, (2020) reporta un valor de  $1.60 \times 10^4 \text{ W.m}^{-3} \cdot \text{K}^{-1}$ .

Así mismo. se determinaron los descriptores de transferencia de calor considerando una aproximación de flujo pistón con resultados que difieren en al menos dos órdenes de magnitud de los que se obtuvieron considerando la hidrodinámica del sistema. Los resultados de  $k_{eff}$  en el rango de  $1.20 \times 10^{-6}$  a  $9.91 \times 10^{-6} \text{ W.m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$  y para  $h_w$  en estado estacionario varía de  $4.65 \times 10^{-2}$  a  $7.50 \times 10^{-2} \text{ W.m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$ . Los resultados difieren de los coeficientes obtenidos experimentalmente por Casciatori *et al.* (2013). Con estos datos se puede elucidar la importancia de caracterizar adecuadamente los perfiles de velocidad que caracterizan al sistema, permitiendo determinar la velocidad máxima alcanzada con precisión en el área

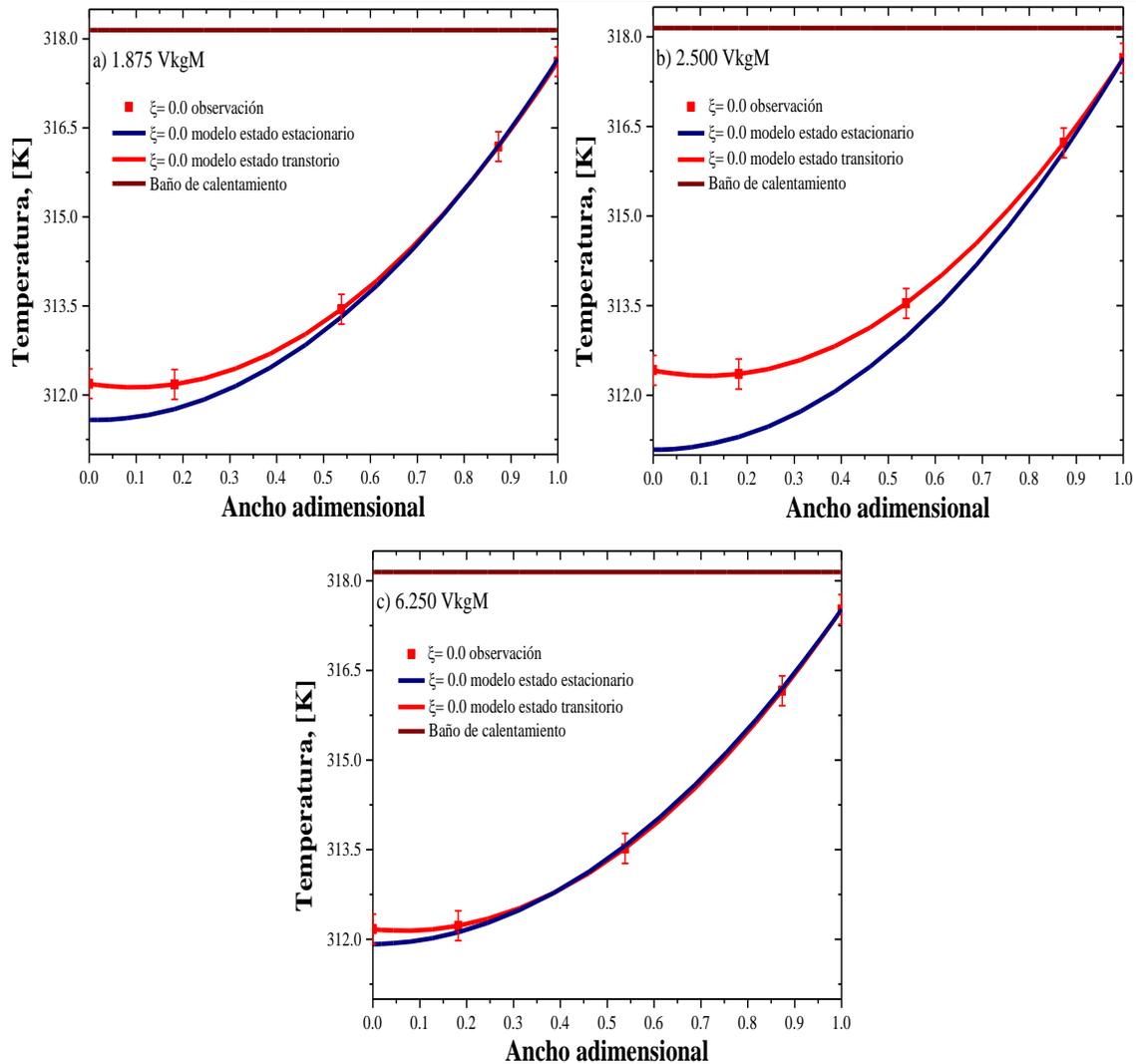
cercana al muro y no sólo aproximar como flujo pistón como generalmente se considera. Esto permite dar mayor certeza a la determinación del coeficiente de transferencia de calor en la pared.

**Tabla 4.2.** Descriptores de transferencia de calor en estado estacionario y transitorio

Estado estacionario			Estado transitorio	
VkgM (L <sub>air</sub> .kg <sup>s</sup> <sup>-1</sup> .min <sup>-1</sup> )	k <sub>eff</sub> (W.m <sup>-1</sup> .k <sup>-1</sup> )	h <sub>w</sub> (W.m <sup>-2</sup> .k <sup>-1</sup> )	k <sub>eff</sub> (W.m <sup>-1</sup> .k <sup>-1</sup> )	h <sub>w</sub> (W.m <sup>-2</sup> .k <sup>-1</sup> )
1.875	1.24 x10 <sup>-4</sup> ± 2.70 x10 <sup>-4</sup>	3.10 x10 <sup>1</sup> ± 2.95 x10 <sup>0</sup>	6.21 x10 <sup>-1</sup> ± 4.57 x10 <sup>-2</sup>	6.57 x10 <sup>0</sup> ± 3.43 x10 <sup>-1</sup>
2.500	6.89 x10 <sup>-4</sup> ± 7.31 x10 <sup>-5</sup>	4.65 x10 <sup>1</sup> ± 2.57 x10 <sup>0</sup>	5.11 x10 <sup>-1</sup> ± 4.18 x10 <sup>-2</sup>	2.03 x10 <sup>1</sup> ± 4.91 x10 <sup>-1</sup>
6.250	9.05 x10 <sup>-4</sup> ± 1.04 x10 <sup>-5</sup>	7.50 x10 <sup>1</sup> ± 8.97 x10 <sup>0</sup>	2.11 x10 <sup>-1</sup> ± 1.00 x10 <sup>-2</sup>	4.78 x10 <sup>2</sup> ± 9.26 x10 <sup>1</sup>

Por otro lado, Finkler *et al.*, (2020) reportaron perfiles de temperatura transitoria, algo a destacar es que mencionan que sus ajustes requirieron considerar que la velocidad en su sistema debe presentar variaciones, es decir, que la velocidad no presenta un comportamiento de flujo pistón.

En la Figura 4.5 se presentan los datos experimentales obtenidos en estado estacionario y las predicciones obtenidas usando los descriptores de transferencia de calor. La tendencia de las predicciones es adecuada a los datos experimentales; tan sólo en un flujo de 2.5 VkgM en un ancho adimensional de 0 a aproximadamente 0.5 la diferencia es cercana a 1.5 K. Sin embargo, ambos análisis presentan un ajuste adecuado en general. De acuerdo con los datos reportados en la literatura, obtenidos experimentalmente, el análisis transitorio presenta una mejor estimación en cuando a los órdenes de magnitud reportados.



**Figura 4.5.** Perfiles de temperatura en estado estacionario a diferentes flujos de aireación, a) 1.875, b) 2.500 y c) 6.250, todos en VkgM. Los símbolos corresponden a los datos experimentales. La línea roja es la simulación obtenida usando los descriptores de transferencia de calor de estado estacionario y la línea roja está usando los descriptores de transferencia de calor de estado transitorio obtenidos con los modelos matemáticos. La línea café es la temperatura del baño de calentamiento.

### 4.3 Conclusiones de análisis de transferencia de calor

En transferencia de calor se estimaron los parámetros de conductividad térmica efectiva ( $k_{eff}$ ) y el coeficiente de transferencia de calor en la pared ( $h_w$ ) en estado estacionario y transitorio, esto mediante datos experimentales de temperatura, incorporando los perfiles de velocidad obtenidos con el TZM. Los resultados de  $k_{eff}$  obtenida para el estado estacionario se encuentra



#### **Capítulo 4. Transferencia de calor**

en un rango de  $1.24 \times 10^{-4}$  a  $9.05 \times 10^{-4} \text{ W.m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$  mientras que para el estado transitorio se encuentra en el rango de  $6.21 \times 10^{-1}$  a  $2.11 \times 10^{-1} \text{ W.m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ ; por otra parte,  $h_w$  en estado estacionario oscila desde  $3.10 \times 10^1$  a  $7.501 \times 10^1 \text{ W.m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$ , mientras que para el estado transitorio oscila desde  $6.57 \times 10^0$  a  $4.78 \times 10^2 \text{ W.m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$ . Los parámetros también se determinaron considerando una aproximación de velocidad de flujo pistón, encontrando resultados con dos órdenes de magnitud menores respecto a lo obtenido con los perfiles de velocidad del TZM.

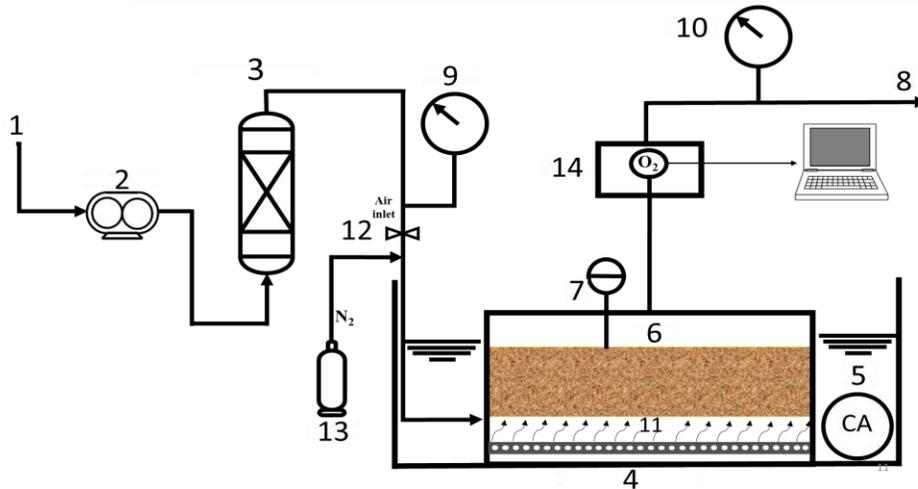
## Capítulo 5. Transferencia de masa

En este capítulo se describe el sistema experimental, los materiales y métodos que se utilizaron para la determinación de la concentración de oxígeno y los descriptores de transferencia de masa (coeficiente de dispersión). Se presentan las respectivas simulaciones en el sistema a condiciones de operación de interés industrial bajo un régimen abiótico. Es importante resaltar que se tomaron los datos reportados por Barrios *et al.*, (2015) adaptándolos a nuestro sistema experimental que cuenta con condiciones geométricas y de operación semejantes.

### 5.1 Materiales y métodos

#### 5.1.1 Sistema experimental

El sistema experimental (Figura 5.1) se describió en la sección 3.1.1; sin embargo, al igual que en los experimentos de transferencia de calor se realizaron algunos cambios. El sistema para este análisis consta de una alimentación de aire seco (1) regulado por un rotámetro (2) marca Cole-Parmer con una capacidad máxima de  $10 \text{ L}_{\text{aire}} \cdot \text{min}^{-1}$ . El aire seco pasa por un humidificador (3) de vidrio sinterizado que permite llevar al punto de saturación; el aire llega a una llave de paso (12) que sirve tanto para alimentar nitrógeno (13) como una mezcla de ambos gases. El aire húmedo pasa por un manómetro (9) de alta precisión marca OMEGA serie DPG4000, posteriormente el aire húmedo entra al biorreactor (6) por la parte inferior a través de un difusor de nylon (11) tipo serpentín de 6 mm de diámetro con perforaciones equidistantes de 1mm de diámetro y el aire sale por la parte superior (8) donde se mide la concentración de oxígeno en el biorreactor con un sensor marca Vernier registrando los datos en línea mediante la interfaz LabPro; el aire nuevamente pasa por un manómetro (10) de alta precisión marca OMEGA serie DPG4000. El biorreactor se encuentra dentro de un baño de calentamiento (4) equipado con un termo circulador (5) marca VWR modelo 1125 que permite regular y homogenizar la temperatura a las condiciones de operación deseadas. En la parte central de la tapa del biorreactor cuenta con un termopar (7) tipo J para determinar la temperatura en el lecho empacado adquiriendo los datos en línea con un sistema Arduino conectado a una computadora.



**Figura 5.1.** Sistema experimental de transferencia de masa: (1) entrada de aire; (2) rotámetro; (3) humidificador; (4) baño calefactor; (5) termo circulador; (6) biorreactor; (7) termopar; (8) salida del aire; (9) manómetro ubicado en la entrada del biorreactor; (10) manómetro ubicado en la salida del biorreactor; (11) difusor de aire en el biorreactor; (12) llave de paso; (13) nitrógeno gaseoso; (14) sensor de oxígeno y sistema de adquisición de datos.

El biorreactor de charola empacado con enfriamiento en la pared, el lecho empacado, la composición elemental del medio poroso y los métodos numéricos para resolver los modelos matemáticos se describen en las secciones 3.1.2, 3.1.3, 3.1.3.1 y 3.1.6.3 respectivamente.

### 5.1.2 Condiciones de operación

Las condiciones de operación que se evaluaron para la transferencia de calor en el caso de estudio se presentan en la tabla 5.1:

**Tabla 5.1.** Condiciones de operación del biorreactor bajo condiciones abióticas: Transferencia de masa

Parámetro	Magnitud
Composición del medio poroso (%)	Mezcla de subproductos de frutas y verduras con pasta de soya $\text{CH}_{1.87}\text{O}_{0.7}\text{N}_{0.0913}$
Temperatura del baño de calentamiento (K)	318.15
Flujo volumétrico de aireación ( $L_{\text{air}} \cdot \text{kg}_s^{-1} \cdot \text{min}^{-1}$ )	1.250, 1.875, 2.500
Altura del lecho empacado ( $m_b$ )	0.05
Temperatura de entrada del flujo de aireación (K)	298.15
Densidad del lecho empacado ( $\text{g}_s \cdot \text{cm}^{-3}$ )	0.66
Humedad del lecho empacado (%)	60

### 5.1.3 Experimentos de transferencia de masa

Los experimentos de transferencia de masa para determinar el grado de dispersión en el biorreactor se realizaron mediante un método de estímulo-respuesta que mediante un trazador (aire) se determina la distribución del tiempo de residencia del fluido (DTR).

El procedimiento experimental fue el siguiente: se agregan 20  $L_{\text{agua}}$  al baño de calentamiento y con el termo circulador se fija a la temperatura deseada (318 K), esperando a que se alcance la temperatura de forma homogénea. El sustrato (previamente llevado a la humedad inicial deseada) se empacó en el biorreactor hasta una altura de 0.05  $m_b$  y se cerró herméticamente. Se conectaron los sensores tanto de temperatura como de  $\text{O}_2$  y se introdujo el biorreactor al baño, sujetándolo adecuadamente para permanecer fijo. Posteriormente se suministró  $\text{N}_2$  hasta desplazar completamente el  $\text{O}_2$  presente en el lecho empacado y se inyectaron pulsos de aire a flujo volumétrico constante (contiene 21 % de  $\text{O}_2$ ) manteniendo constante el flujo de  $\text{N}_2$  y se registraron los datos mediante la interfaz LabPro.

### 5.1.3.1 Modelo de transferencia de masa

Para determinar el descriptor de transferencia de masa (coeficiente de dispersión), se resolvió un modelo de dispersión-convección:

$$\frac{\partial C_{O_2}}{\partial t} = D_{ax} \frac{\partial^2 C_{O_2}}{\partial z^2} - v_z \frac{\partial C_{O_2}}{\partial z} \quad \text{Ecuación 5.1}$$

Condiciones de frontera

$$t = 0 \quad C_{O_2} = C_{O_{2in}} \quad \text{Ecuación 5.2}$$

$$z = 0 \quad C_{O_2} = 0 \quad \text{Ecuación 5.3}$$

$$z = h \quad \frac{dC_{O_2}}{dz} = 0 \quad \text{Ecuación 5.4}$$

Donde  $C_{O_2}$  es la concentración de oxígeno;  $D_{ax}$  es el componente axial de dispersión;  $v_z$  es el componente axial de la velocidad pseudo-local;  $C_{O_{2in}}$  la concentración inicial de oxígeno.

El modelo matemático y la estimación del coeficiente de dispersión se resolvió utilizando el software Fortran mediante los métodos numéricos descritos en la sección 3.1.6.3

### 5.1.3.2 Módulo de dispersión

El módulo de dispersión (Ecuación 5.5) es un número adimensional que caracteriza la dispersión en todo el biorreactor:

$$\text{Módulo de dispersión} = \frac{D_{ax}}{v_{zss} L} \quad \text{Ecuación 5.5}$$

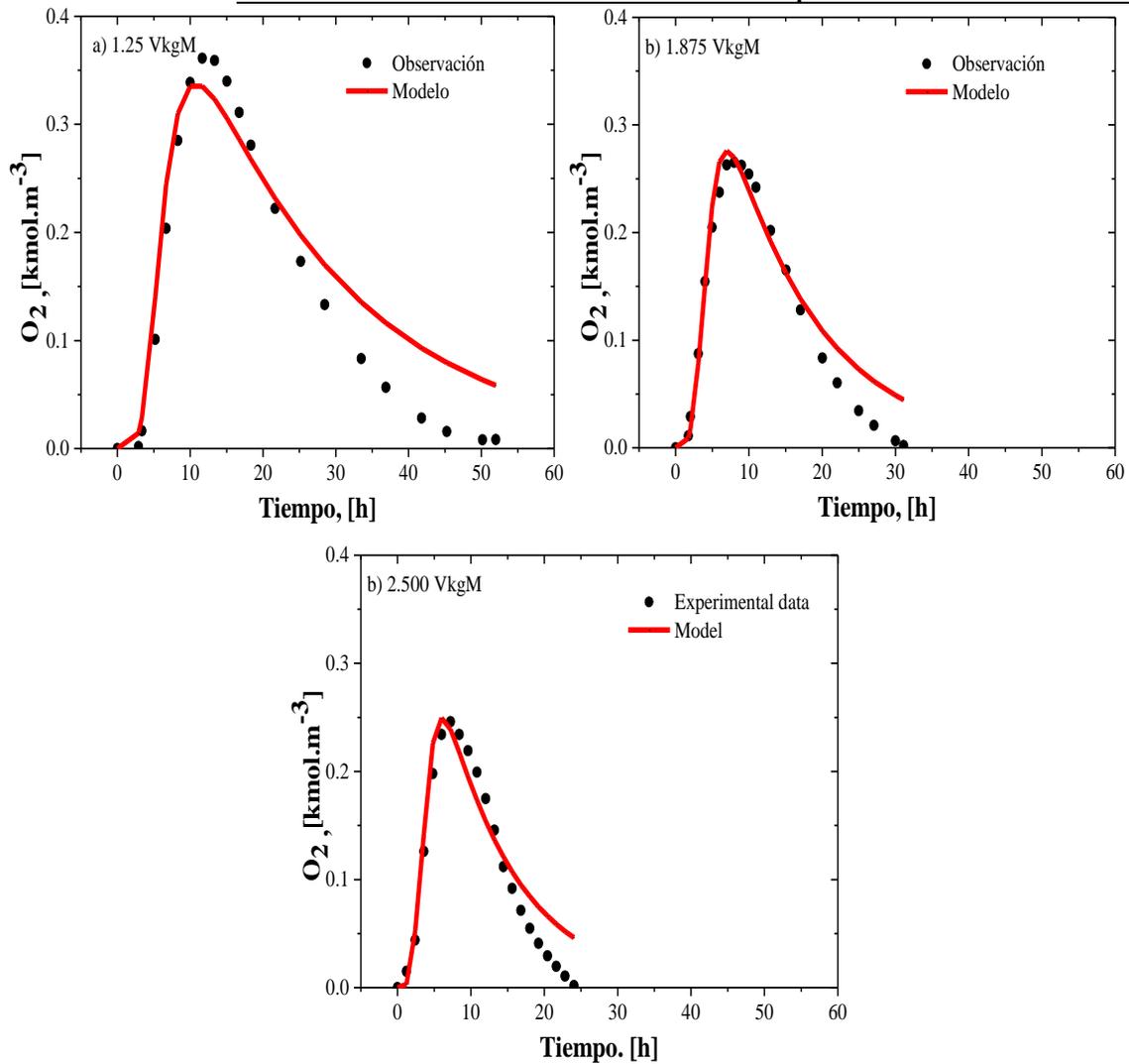
Donde  $D_{eff}$  es el coeficiente de dispersión,  $v_{zss}$  es la velocidad superficial y L es la longitud del biorreactor. El valor del módulo de dispersión nos indica lo siguiente (Levenspiel 2004): Un valor grande indica una rápida dispersión, un valor pequeño indica una dispersión lenta y un valor igual a 0 indica que no hay dispersión por lo que se trata de un flujo pistón.

## 5.2 Resultados

Mediante experimentos en condiciones abióticas (con el objetivo de determinar el aporte del lecho empacado y el biorreactor independiente de la reacción biológica) se evaluó el sistema y se analizó el impacto de la presencia (y variación) de un flujo volumétrico de aireación en condiciones de operación de interés industrial (humedad inicial del 60 % y temperatura del baño de 318.15 K). La Figura 5.2 muestra los datos y predicciones de la concentración de oxígeno obtenidos mediante el modelo matemático (Ecuación 5.1) con la determinación de los descriptores que caracterizan el fenómeno, es decir, el coeficiente de dispersión; los descriptores se presentan en la Tabla 5.2. La Figura 5.2 muestra los perfiles de concentración de oxígeno en las diferentes condiciones evaluadas (flujo de aireación). Se puede observar que en tiempos menores a donde se alcanza la concentración máxima de oxígeno, el ajuste es adecuado, obteniendo la misma tendencia como los datos experimentales; cuando la concentración comienza a disminuir, muestra una tendencia adecuada; sin embargo, en la parte final, la predicción no alcanza la concentración final de oxígeno. Esto puede deberse a que el modelo no logra describir posibles fenómenos de retro mezclado o posible canalización, esto podría inferir que existen áreas con una mínima presencia de oxígeno.

**Tabla 5.2.** Descriptores de transferencia de masa.

$V_{kgM} (L_{air}.kg^{-1}.min^{-1})$	$D_{ax} (m^2.s^{-1})$
1.250	$2.595 \times 10^{-3} \pm 2.204 \times 10^{-4}$
2.500	$4.234 \times 10^{-3} \pm 2.479 \times 10^{-4}$
6.250	$5.286 \times 10^{-3} \pm 4.628 \times 10^{-4}$



**Figura 5.2.** Perfiles de concentración de oxígeno a diferentes flujos de aireación, a) 1.875, b) 2.500 y c) 6.250 todos en  $V_{kgM}$ . Los símbolos son los datos experimentales y las líneas son las simulaciones obtenidas con el modelo matemático.

En la Tabla 5.3 se presenta el módulo de dispersión evaluado a las condiciones de operación de interés.

**Tabla 5.3.** Módulo de dispersión.

$V_{kgM}$ ( $L_{air}\cdot kg_s^{-1}\cdot min^{-1}$ )	$D_{ax}\cdot v_z^{-1}\cdot L^{-1}$
1.250	177.76
2.500	169.36
6.250	158.50

Barrios, (2015) reporta coeficientes de dispersión en un rango de  $2.77 \times 10^{-7}$  hasta  $9.77 \times 10^{-7}$  y módulos de dispersión de 0.123 hasta 0.220, representando diferencias en cuatro órdenes de magnitud en el coeficiente de dispersión respecto a lo obtenido en este trabajo. Por otra parte, en el módulo de dispersión la diferencia es de tres órdenes de magnitud. Estas diferencias radican en la forma de obtener coeficientes, en el trabajo de Barrios, (2015) se obtuvo calculando varianzas de la curva de tiempos de residencia y en este trabajo se resolvió un modelo matemático estimando el coeficiente con un ajuste a los datos experimentales. Los resultados obtenidos en ambos trabajos muestran que los mecanismos dispersivos tienen un efecto importante.

### **5.3 Conclusiones de análisis de transferencia de masa**

En el presente capítulo se estimaron los coeficientes de dispersión ( $D_{eff}$ ) con datos de concentración de  $O_2$ , los resultados  $D_{ax}$  oscilaron entre  $2.595 \times 10^{-3}$  y  $5.286 \times 10^{-3} \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$ . Dichos resultados muestran la necesidad de evaluar la dispersión en el biorreactor de estudio, debido existe una dispersión rápida que indica que no se cuenta con flujo pistón, lo cual concuerda con los resultados obtenidos en el capítulo 3.

La estimación de la dispersión en este tipo de sistemas es relevante, pues existen pocos estudios en la literatura que calculen experimentalmente el coeficiente de dispersión (generalmente se obtiene a partir de correlaciones), y puede presentar una gran incertidumbre debido a que las correlaciones en general sólo son fiables para el sistema experimental en el que se obtuvieron.

## Capítulo 6. Cinética biológica

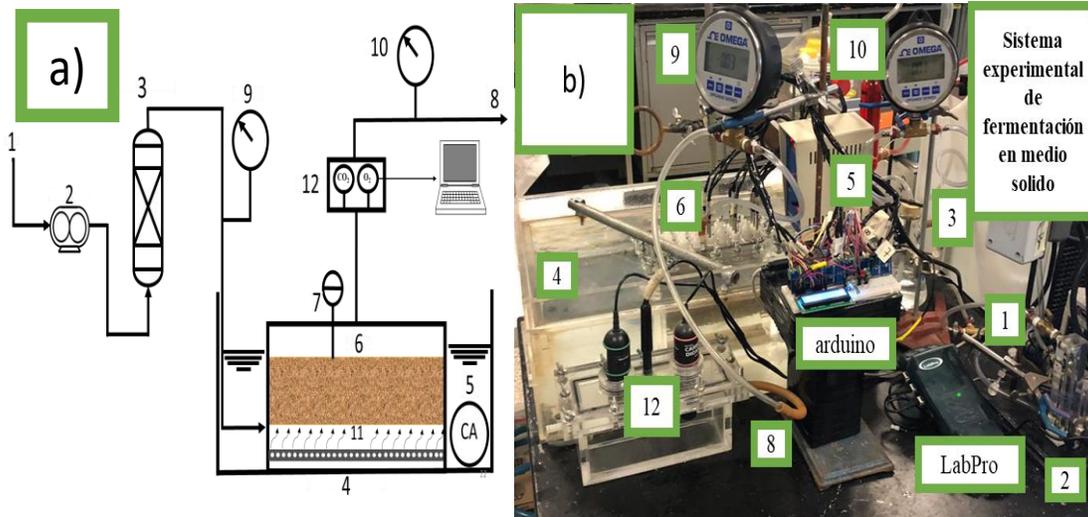
En este capítulo se describe el sistema experimental, los materiales y métodos que se utilizaron para evaluar la cinética biológica (FMS) determinando producción de CO<sub>2</sub>, consumo de oxígeno y sus respectivas las simulaciones en el sistema a condiciones de operación de interés industrial acoplando los perfiles de velocidad obtenidos previamente en el análisis hidrodinámico (Capítulo 3), descriptores de transferencia de calor (conductividad térmica efectiva y coeficiente de transferencia de calor en la pared) y los descriptores de transferencia de masa (coeficiente de dispersión). Es importante resaltar que se tomaron los datos reportados por Barrios, (2015) adaptándolos a nuestro sistema experimental que cuenta con condiciones geométricas y de operación semejantes con el objetivo de determinar los descriptores cinéticos.

### 6.1 Materiales y métodos

#### 6.1.1 Sistema experimental

El sistema experimental (Figura 6.1) se describió en la sección 6.1.1; sin embargo, al igual que en los experimentos de transferencia de calor y masa se realizaron algunos cambios. El sistema para este análisis consta de una alimentación de aire seco (1) regulado por un rotámetro (2) marca Cole-Parmer con una capacidad máxima de 10 L aire.min<sup>-1</sup>. El aire seco pasa por un humidificador (3) de vidrio sinterizado que permite llevar al punto de saturación. El aire húmedo pasa por un manómetro (9) de alta precisión marca OMEGA serie DPG4000, posteriormente el aire húmedo entra al biorreactor (6) por la parte inferior a través de un difusor de nylon (11) tipo serpentín de 6 mm de diámetro con perforaciones equidistantes de 1 mm de diámetro y el aire sale por la parte superior (8) donde se mide la concentración de oxígeno y dióxido de carbono en el biorreactor con sensores marca Vernier registrando los datos en línea mediante la interfaz LabPro; el aire nuevamente pasa por un manómetro (10) de alta precisión marca OMEGA serie DPG4000. El biorreactor se encuentra dentro de un baño de calentamiento (4) equipado con un termo circulador (5) marca VWR modelo 1125 que permite regular y homogenizar la temperatura a las condiciones de operación deseadas. En la parte central de la tapa del biorreactor cuenta con un termopar (7) tipo J para determinar

la temperatura en el lecho empacado adquiriendo los datos en línea con un sistema Arduino conectado a una computadora.



**Figura 6.1.** Sistema experimental para fermentación en medio sólido, a) esquema y b) foto: (1) entrada de aire; (2) rotámetro; (3) humidificador; (4) baño calefactor; (5) termo circulador; (6) biorreactor; (7) termopar; (8) salida del aire; (9) manómetro ubicado en la entrada del biorreactor; (10) manómetro ubicado en la salida del biorreactor; (11) difusor de aire en el biorreactor; (12) sensores de oxígeno y dióxido de carbono con sistema de adquisición de datos.

El biorreactor de charola empacado con enfriamiento en la pared, el lecho empacado, la composición elemental del medio poroso y los métodos numéricos para resolver los modelos matemáticos se describen en las secciones 3.1.2, 3.1.3, 3.1.3.1 y 3.1.6.3, respectivamente.

## 6.1.2 Condiciones de operación

Las condiciones de operación que se evaluaron para el proceso de FMS en el caso de estudio se presentan en la Tabla 6.1.

**Tabla 6.1.** Condiciones de operación del biorreactor bajo condiciones bióticas.

Parámetro	Magnitud
Composición del medio poroso (%)	Mezcla de subproductos de frutas y verduras con pasta de soya $CH_{1.87}O_{0.7}N_{0.0913}$
Temperatura del baño de calentamiento (K)	318.15
Flujo volumétrico de aireación ( $L_{air} \cdot kg_s^{-1} \cdot min^{-1}$ )	1.875
Altura del lecho empacado ( $m_b$ )	2 cm
Temperatura de entrada del flujo de aireación (K)	318.15 K
Densidad del lecho empacado ( $g_s \cdot cm^{-3}$ )	$0.66 g_s \cdot cm^{-3}$
Humedad del lecho empacado (%)	60

### 6.1.3 Experimentos de FMS

Los experimentos se realizaron con la metodología utilizada por Barrios *et al.*, (2015) que se describe a continuación:

#### 6.1.3.1 Microorganismo

El microorganismo para el proceso biológico fue *Yarrowia lipolytica* 2.2ab. La cepa empleada es considerada como GRAS (Generally Recognized As Safe).

#### 6.1.3.2 Propagación del microorganismo y preparación del inóculo.

La propagación de *Y. lipolytica* 2.2ab se realizó utilizando un liofilizado de la cepa; se suspendió con 10 mL de una solución 0.01 % (v/v) de Tween-80. Se inoculó 1 mL de la suspensión celular en matraces Erlenmeyer de 250 mL con agar papa dextrosa y se incubaron a 45 °C durante 7 días. El cultivo celular se colectó adicionando 3 mL de una solución estéril de Tween-80 al 0.01 % (v/v), se agitó con una barra magnética para recuperar la mayor cantidad de células. Se tomó una alícuota de 100  $\mu$ L de la suspensión y se diluyó 1:100 con solución de Tween-80 al 0.01 % (v/v) para realizar el conteo de las células en una cámara de Neubauer.

Nota: Para la conservación del microorganismo se mezclaron 500  $\mu\text{L}$  de la solución de células en viales con 500  $\mu\text{L}$  de una solución de glicerol al 30 % (v/v) y las células. La mezcla de conservación se mantuvo en refrigeración a 4 °C hasta su uso.



**Figura 6.2.** Propagación de la cepa *Yarrowia lipolytica* 2.2ab en agar papa dextrosa: a) Día 1 del proceso y b) Día 7 del proceso.

### 6.1.3.3 Medio de cultivo

El medio de cultivo (Barrios, 2015) empleado para la FMS se muestra en la Tabla 6.2, el objetivo del medio es suplementar la mezcla de subproductos agroindustriales con los nutrientes necesarios que permitan obtener una relación C/N de 10.

**Tabla 6.2.** Medio de cultivo utilizado como suplemento al sustrato agroindustrial en la fermentación en medio sólido.

Compuesto	Concentración ( $\text{g L}^{-1}$ )
Sulfato de amonio $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$	0.02
Fosfato de potasio monobásico $\text{KH}_2\text{PO}_4$	1.00
Sulfato de magnesio $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	0.50
Cloruro de potasio KCl	0.50
Glucosa	30.0

Nota: Para la preparación del medio de cultivo se disolvieron las sales en una solución buffer NaOH- $\text{NaH}_2\text{PO}_4$  0.2 M pH neutro.

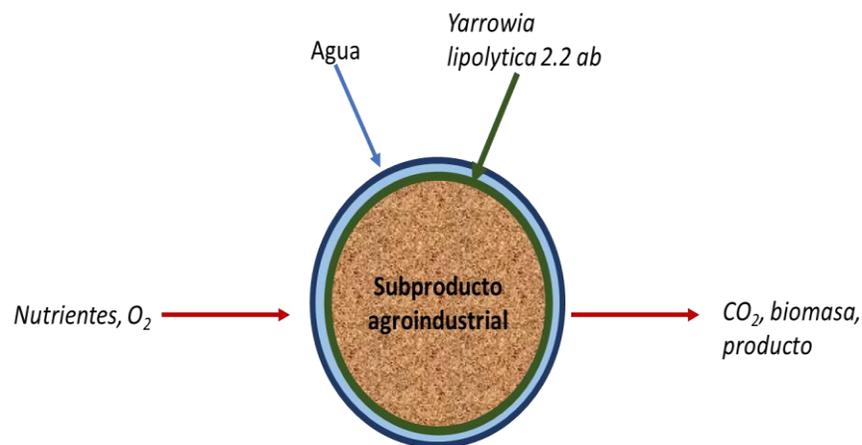
### 6.1.3.3 FMS en el biorreactor

Se empacó el medio poroso (subproductos de frutas y verduras-pasta de soya) con un contenido de humedad al 60 % y se impregnó el medio de cultivo previamente inoculado con una solución de  $1 \times 10^7$  cel.g<sub>ms</sub><sup>-1</sup> a una altura de 2 cm. La FMS se realizó a 45 °C durante 36 h, suministrando aire saturado a un flujo volumétrico de  $1.875 \text{ L}_{\text{air}}.\text{kg}_s^{-1}.\text{min}^{-1}$ .

### 6.1.4 Respirometría

La producción de CO<sub>2</sub> se puede inferir como indicador en el crecimiento del microorganismo (*Y. lipolytica 2.2ab*), y por lo tanto, como indicador de la producción de biomasa (Figura 6.3). Es necesario realizar un análisis adecuado de la respirometría del proceso. El proceso de FMS planteado en el caso de estudio cuenta con un suministro de aire (a 298.15 K) con el objetivo de regular (enfriar el sistema) la temperatura durante el proceso, debido al aumento por la producción de calor metabólico propio del proceso; y como suministro de O<sub>2</sub> para la respiración del microorganismo.

Las tasas de producción de CO<sub>2</sub> y consumo de O<sub>2</sub> se integraron mediante el método numérico del trapecio (método para integrar numéricamente el área bajo la curva) para obtener la producción acumulada de CO<sub>2</sub> (mgCO<sub>2</sub>.g<sub>ms</sub><sup>-1</sup>) y consumo acumulado de O<sub>2</sub> (mgCO<sub>2</sub>.g<sub>ms</sub><sup>-1</sup>). En la Figura 6.4 se presenta la producción acumulada de CO<sub>2</sub> ajustando los datos experimentales a tres modelos de cinética microbiana comúnmente utilizados en la literatura (modelo exponencial, modelo logístico y modelo de Gompertz).



**Figura. 6.3.** Esquematzación de un proceso de fermentación en medio sólido.

### 6.1.4.1 Modelos cinéticos

Los modelos cinéticos para evaluar la producción de CO<sub>2</sub> fueron el exponencial, logístico y de Gompertz ecuaciones 6.1, 6.3 y 6.5 en su forma diferencial y en las ecuaciones 6.2, 6.4 y 6.6 los modelos integrados respectivamente):

$$\frac{dCO_2}{dt} = \mu CO_2 \quad \text{Ecuación 6.1}$$

$$CO_2 = CO_{2_0} \exp(\mu t) \quad \text{Ecuación 6.2}$$

$$\frac{dCO_2}{dt} = \mu CO_2 \left( 1 - \frac{CO_2}{CO_{2_{\max}}} \right) \quad \text{Ecuación 6.3}$$

$$CO_2 = CO_{2_0} \exp(\mu t) \quad \text{Ecuación 6.4}$$

$$\frac{dCO_2}{dt} = \mu CO_2 \ln \left( \frac{CO_{2_{\max}}}{CO_2} \right) \quad \text{Ecuación 6.5}$$

$$CO_2 = CO_{2_{\max}} \exp\{-\exp[\mu^* -(CO_{2_0} t)]\} \quad \text{Ecuación 6.6}$$

Donde  $\mu$  es la tasa específica de crecimiento (h<sup>-1</sup>), CO<sub>2</sub> es la concentración de CO<sub>2</sub> (mgCO<sub>2</sub>.gms<sup>-1</sup>), CO<sub>2max</sub> es la concentración máxima de CO<sub>2</sub> (mgCO<sub>2</sub>.gms<sup>-1</sup>), CO<sub>20</sub> es la concentración inicial de CO<sub>2</sub> (mgCO<sub>2</sub>.gms<sup>-1</sup>) y t es el tiempo (h).

Los parámetros cinéticos del consumo de O<sub>2</sub> se obtuvieron con el modelo de Pirt representado en las ecuaciones 6.7 y 6.8 en su forma diferencial e integrada respectivamente:

$$-\frac{dS}{dt} = \frac{1}{Y_{CO_2/O_2}} \frac{dCO_2}{dt} + m_{O_2} CO_2 \quad \text{Ecuación 6.7}$$

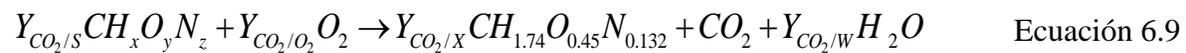
$$O_2 - O_{2_0} = \frac{1}{Y_{CO_2/O_2}} (CO_2 - CO_{2_0}) + \frac{m_{O_2} CO_{2_{\max}}}{\mu} \left[ \ln \left( \frac{CO_{2_{\max}} - CO_{2_0}}{CO_{2_{\max}} - CO_2} \right) \right] \quad \text{Ecuación 6.8}$$

Donde  $\mu$  es la tasa específica de crecimiento (h<sup>-1</sup>), CO<sub>2</sub> es la concentración de CO<sub>2</sub> (mgCO<sub>2</sub>.gms<sup>-1</sup>), CO<sub>2max</sub> es la concentración máxima de CO<sub>2</sub> (mgCO<sub>2</sub>.gms<sup>-1</sup>), CO<sub>20</sub> es la

concentración inicial de  $\text{CO}_2$  ( $\text{mg}_{\text{CO}_2} \cdot \text{g}_{\text{ms}}^{-1}$ ),  $Y_{\text{CO}_2/\text{O}_2}$  es el rendimiento de  $\text{O}_2$  ( $\text{mg}_{\text{O}_2} \cdot \text{mg}_{\text{CO}_2}^{-1}$ ),  $m_{\text{O}_2}$  coeficiente de mantenimiento ( $\text{mg}_{\text{O}_2} \cdot \text{mg}_{\text{CO}_2}^{-1} \text{ h}^{-1}$ ),  $O_2$  es la concentración de  $\text{O}_2$  ( $\text{mg}_{\text{O}_2} \cdot \text{g}_{\text{ms}}^{-1}$ ) y  $O_{20}$  es la concentración inicial de  $\text{O}_2$  ( $\text{mg}_{\text{O}_2} \cdot \text{g}_{\text{ms}}^{-1}$ ).

### 6.1.4.2 Balance estequiométrico.

Al emplear un sustrato complejo, como son subproductos agroindustriales, se puede proponer una biorreacción como la que describe la Ecuación 6.9. Los coeficientes de rendimiento pueden expresarse en base *C-mol*:



La Ecuación 6.9 se puede emplear para determinar los rendimientos de manera algebraica ya que conocemos la composición elemental del sustrato. El balance estequiométrico es relevante en este caso principalmente por la dificultad de medir experimentalmente la producción de biomasa y agua metabólica.

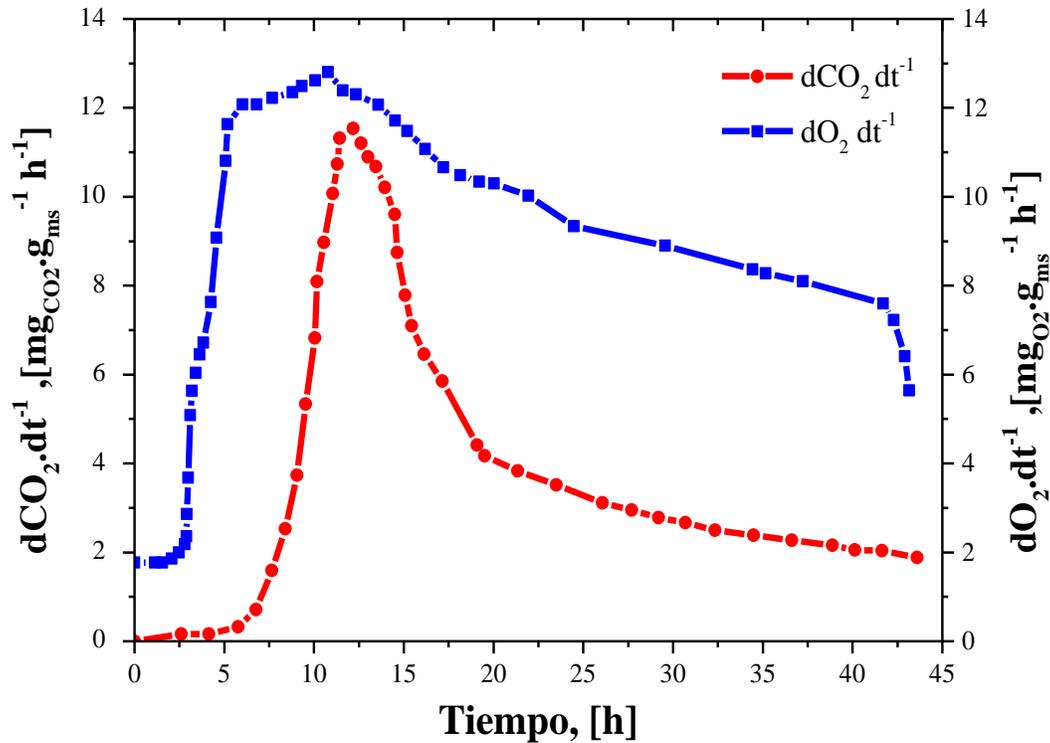
## 6.1.5 Resultados

### 6.1.5.1 Respirimetría

Se presentan en la Figura 6.4 la tasa de producción de  $\text{CO}_2$  ( $\text{dCO}_2 \text{ dt}^{-1}$ ) y de consumo de  $\text{O}_2$  ( $\text{dO}_2 \cdot \text{dt}^{-1}$ ) medida experimentalmente de la FMS de *Y. lipolytica 2.2ab* bajo las condiciones de operación de interés.

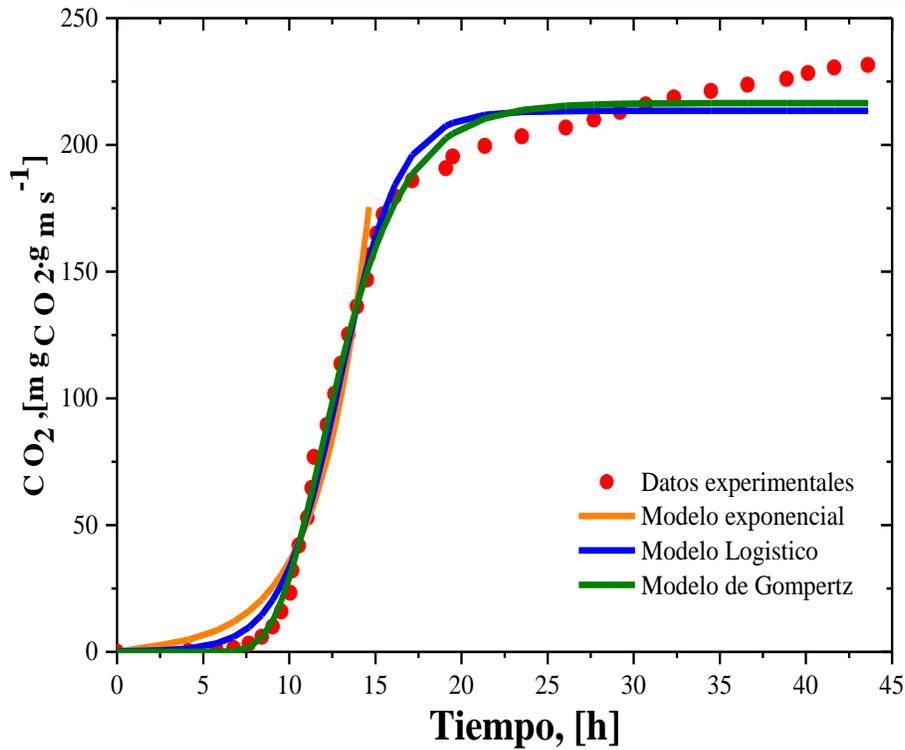
La tasa de producción de  $\text{CO}_2$  durante las primeras 6 h del proceso presenta un comportamiento constante (cerca a  $0 \text{ mg}_{\text{CO}_2} \cdot \text{g}_{\text{ss}}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$ ); posterior a este tiempo la tasa de crecimiento aumenta durante cerca de 7 h hasta un valor máximo de  $12 \text{ mg}_{\text{CO}_2} \cdot \text{g}_{\text{ss}}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$ . A partir de este punto comienza el decremento hasta un valor constante de  $2 \text{ mg}_{\text{CO}_2} \cdot \text{g}_{\text{ms}}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$  cerca de las 36 h, concuerda con lo reportado por Barrios (2015), que reporta la máxima producción de proteasas, siendo un metabolito de interés por las aplicaciones en las industria de los jabones, vinos, ablandamiento de pieles, antiinflamatorios, entre otros; aunque la producción, propuesta de mejoras al diseño y operación del proceso de FMS excede los alcances del presente trabajo.

Por otra parte, la tasa de consumo de O<sub>2</sub> durante las primeras 3 h del proceso presenta un comportamiento constante (cerca a 2 mg<sub>CO<sub>2</sub></sub>·g<sub>ss</sub><sup>-1</sup>·h<sup>-1</sup>); posterior a este tiempo aumenta la tasa consumo de O<sub>2</sub> durante cerca de 2 h hasta un valor máximo de 12.5 mg<sub>CO<sub>2</sub></sub>·g<sub>ss</sub><sup>-1</sup>·h<sup>-1</sup>. A partir de este punto comienza un estado estacionario cerca de 12.5 h y por último se aprecia un decremento hasta un valor constante de 6 mg<sub>CO<sub>2</sub></sub>·g<sub>ms</sub><sup>-1</sup>·h<sup>-1</sup> cerca de las 45 h.



**Figura 6.4.** Tasas de producción de CO<sub>2</sub> (línea roja) y consumo de O<sub>2</sub> (línea azul) en el proceso de FMS utilizando como microorganismo *Yarrowia lipolytica* 2.2ab

Las tasas de producción de CO<sub>2</sub> y consumo de O<sub>2</sub> se integraron mediante el método numérico del trapecio (método para integrar numéricamente el área bajo la curva) para obtener la producción acumulada de CO<sub>2</sub> (mg<sub>CO<sub>2</sub></sub>·g<sub>ss</sub><sup>-1</sup>) y consumo acumulado de O<sub>2</sub> (mg<sub>CO<sub>2</sub></sub>·g<sub>ss</sub><sup>-1</sup>). En la Figura 6.5 se presenta la producción acumulada de CO<sub>2</sub> ajustando los datos experimentales a tres modelos de cinética microbiana comúnmente utilizados en la literatura (modelo exponencial, modelo logístico y modelo de Gompertz).



**Figura 6.5.** Efecto del tiempo sobre el acumulado de CO<sub>2</sub> (puntos rojos) y el ajuste a tres modelos cinéticos: modelo exponencial (línea naranja), modelo logístico (línea azul) y modelo de Gompertz (línea verde).

En el perfil de la producción acumulada (Figura 6.5) se distinguen tres etapas: durante las primeras 7.5 h se tiene una fase lag o de adaptación (esta fase se caracteriza por permanecer constante e incluso puede que disminuya la producción). Una vez adaptado el microorganismo al medio, comienza su multiplicación de manera paulatina, esta segunda fase es de crecimiento exponencial (en esta fase la producción se multiplica su número aumentando hasta alcanzar la producción máxima) hasta cerca de las 17.5 h. Pasando a una etapa aún de crecimiento desacelerado o de acuerdo con el ajuste de los modelos una etapa estacionaria. En esta fase la producción de CO<sub>2</sub> permanece constante (o muy cercana) infiriendo un equilibrio entre la producción y consumo como consecuencia del agotamiento de los nutrientes o la acumulación de metabolitos inhibidores. En la Tabla 6.3 se presentan los parámetros cinéticos obtenidos en los diferentes modelos cinéticos (los parámetros se estimaron ajustando los datos experimentales en Fortran mediante los métodos numéricos descritos en la sección 3.1.6.3).

**Tabla 6.3.** Parámetros cinéticos en la producción acumulada de CO<sub>2</sub>

Parámetro cinético	Exponencial	logístico	Gompertz
CO <sub>20</sub> (mgCO <sub>2</sub> ·g <sub>ss</sub> <sup>-1</sup> )	1.152 ± 0.32	0.53 ± 0.31	11.852 ± 7.32
μ (h <sup>-1</sup> )	0.344 ± 0.082	0.58 ± 0.068	0.375 ± 0.092
CO <sub>2max</sub> (mgCO <sub>2</sub> ·g <sub>ss</sub> <sup>-1</sup> )	-----	213.11 ± 5.10	216.46 ± 12.2
R <sup>2</sup>	0.896	0.995	0.991

El modelo exponencial describe adecuadamente la tasa de producción de CO<sub>2</sub> hasta el punto donde termina la fase exponencial de crecimiento; sin embargo, la desventaja de este modelo es que considera un crecimiento o producción ilimitado. Por su parte los modelos logísticos y de Gompertz describen adecuadamente todo el proceso con R<sup>2</sup> > 0.99. No obstante, el modelo de Gompertz tiene una ligera desviación en el parámetro de CO<sub>20</sub>, que permite que el ajuste logístico sea ligeramente mejor, por lo cual se seleccionó como el modelo más adecuado para describir la producción de CO<sub>2</sub> y como la de biomasa.

En el perfil del consumo de O<sub>2</sub> (Figura 6.6) se distinguen cuatro etapas: durante las primeras 2.5 h se tiene una fase lag, la segunda fase es de consumo exponencial hasta cerca de las 20 h; pasando a una etapa aun de consumo desacelerado o de acuerdo con el ajuste de los modelos una etapa estacionaria. En la Tabla 6.4 se presentan los parámetros cinéticos obtenidos con el modelo de Pirt (los parámetros se estimaron ajustando los datos experimentales en Fortran mediante los métodos numéricos descritos en la sección 3.1.6.3).

**Tabla 6.4.** Parámetros cinéticos en el consumo de O<sub>2</sub>

Parámetro cinético	Pirt
O <sub>20</sub> (mgO <sub>2</sub> mgCO <sub>2</sub> <sup>-1</sup> )	0.00
Y <sub>CO<sub>2</sub>/O<sub>2</sub></sub> (mgO <sub>2</sub> ·mgCO <sub>2</sub> <sup>-1</sup> )	0.655 ± 0.15
mO <sub>2</sub> (mgO <sub>2</sub> mgCO <sub>2</sub> <sup>-1</sup> h <sup>-1</sup> )	1.51x10 <sup>-3</sup> ± 1.6 x10 <sup>-4</sup>
R <sup>2</sup>	0.879

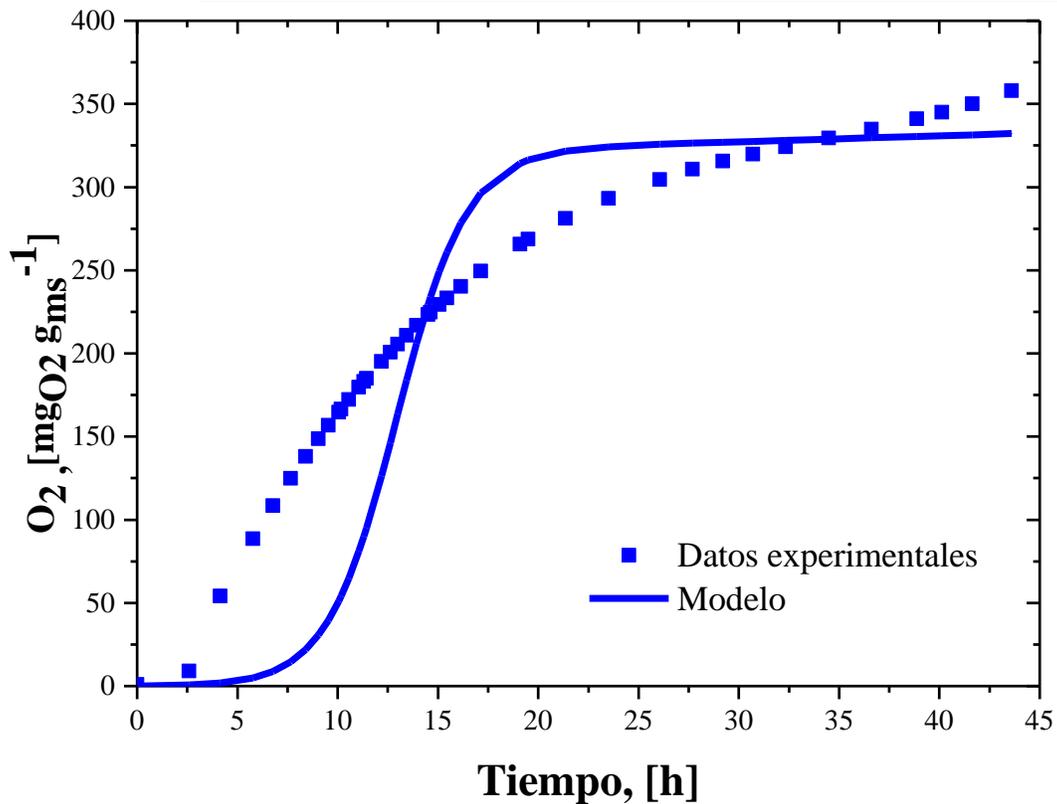


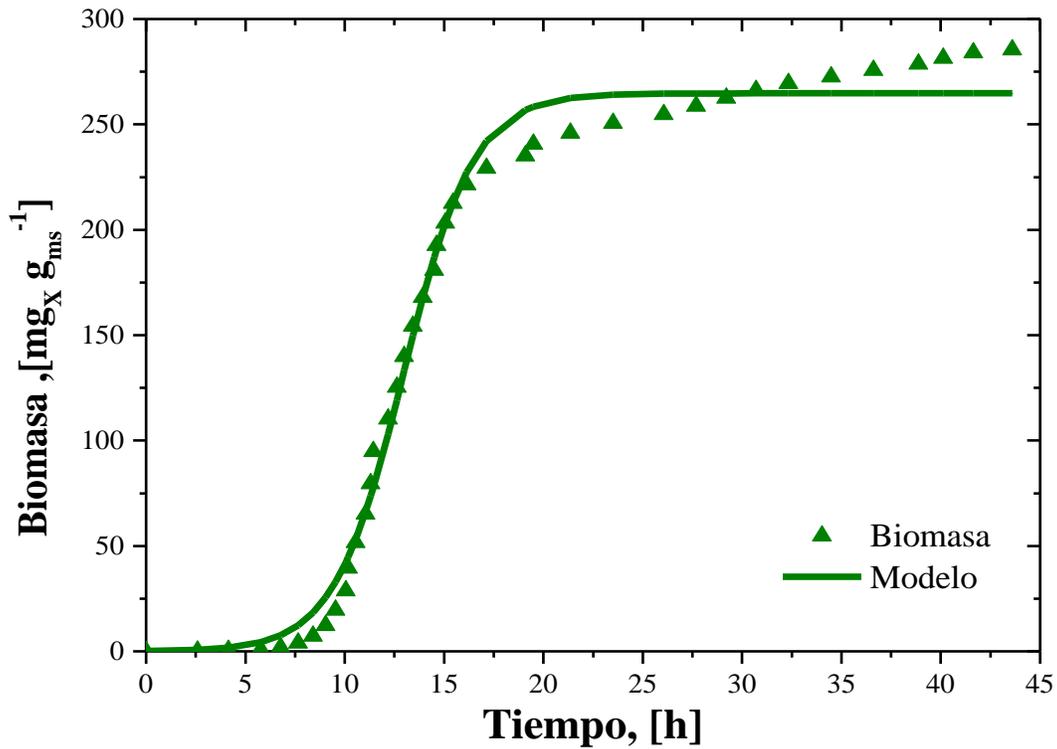
Figura 6.6. Efecto del tiempo en el consumo (puntos azules) y el ajuste del modelo de Pirt (línea azul).

Realizando el balance estequiométrico se obtuvo los coeficientes de rendimiento teóricos que se presentan en la tabla 6.5.

Tabla 6.5. Coeficientes de rendimiento.

Coefficiente de rendimiento	Valor	Valor
$Y_{CO_2/S}$	$1.70 \text{ Cmol}_S.\text{mol}_{CO_2}^{-1}$	$0.83 \text{ kg}_S.\text{kg}_{CO_2}^{-1}$
$Y_{CO_2/O_2}$	$1.31 \text{ mol}_{O_2}.\text{mol}_{CO_2}^{-1}$	$0.95 \text{ kg}_{O_2}.\text{kg}_{CO_2}^{-1}$
$Y_{CO_2/X}$	$0.70 \text{ Cmol}_X.\text{mol}_{CO_2}^{-1}$	$0.36 \text{ kg}_X.\text{kg}_{CO_2}^{-1}$
$Y_{CO_2/W}$	$0.99 \text{ mol}_W.\text{mol}_{CO_2}^{-1}$	$0.40 \text{ kg}_W.\text{kg}_{CO_2}^{-1}$

Con el coeficiente de rendimiento  $Y_{CO_2/X}$  y utilizando el peso molecular de la biomasa ( $22.78 \text{ mgX} \cdot \text{mmolX}^{-1}$ ) y del  $CO_2$  ( $44 \text{ mgCO}_2 \cdot \text{mmolCO}_2^{-1}$ ) obtenemos la producción acumulada de biomasa



**Figura 6.7.** Efecto del tiempo en el acumulado de biomasa (puntos verdes) y el ajuste con el modelo logístico (línea verde).

**Tabla 6.6.** Parámetros cinéticos de crecimiento celular obtenidos de la producción acumulada de biomasa

Parámetro cinético	logístico
$X_0 \text{ (mgX} \cdot \text{gms}^{-1}\text{)}$	$0.19 \pm 0.11$
$\mu \text{ (h}^{-1}\text{)}$	$0.58 \pm 0.069$
$X_{\text{max}} \text{ (mgX} \cdot \text{gms}^{-1}\text{)}$	$78.68 \pm 1.83$
$R^2$	0.988

## 6.2 Conclusiones

Se obtuvieron los parámetros cinéticos que caracterizan la producción de CO<sub>2</sub> (velocidad específica de crecimiento, concentración inicial y máxima de CO<sub>2</sub>) utilizando tres modelos cinéticos (exponencial, logístico y de Gompertz). El modelo que brindó mayor certidumbre y se seleccionó para utilizar los parámetros cinéticos en el siguiente capítulo fue el modelo logístico. También se obtuvieron los parámetros cinéticos que caracterizan el consumo de O<sub>2</sub> (velocidad específica de crecimiento, coeficiente de mantenimiento y rendimiento experimental  $Y_{CO_2/O_2}$ ) el modelo de Pirt y por último con el objetivo de determinar la producción de biomasa teórica se determinaron los rendimientos teóricos mediante un balance estequiométrico, y se obtuvieron los parámetros cinéticos que caracterizan la producción teórica de biomasa (velocidad específica de crecimiento, concentración inicial y máxima de X). Los resultados fueron CO<sub>2max</sub> de 213.11 mgCO<sub>2</sub>.gms<sup>-1</sup>,  $\mu$  de 0.58 h<sup>-1</sup>,  $Y_{CO_2/O_2}$  de 0.65 mgO<sub>2</sub>.mgCO<sub>2</sub><sup>-1</sup> y mO<sub>2</sub> de 1.51x10<sup>-3</sup> mgO<sub>2</sub> mgCO<sub>2</sub><sup>-1</sup>.h<sup>-1</sup>.

## Capítulo 7. Biorreactor

En este capítulo se presenta la integración de los descriptores de los fenómenos de transporte y cinéticos obtenidos previamente. Se adaptó el modelo matemático descrito por Casciatori *et al.* (2016).

### 7.1 Modelado matemático

En los sistemas de FMS la generación de gradientes de temperatura que afectan directamente el contenido de humedad y por ende la actividad de agua (un parámetro muy sensible en la producción en este tipo de proceso) son muy difíciles de evitar en el proceso. Los fenómenos de transferencia de calor y masa en FMS ocurren de manera simultánea y ambos dependen de alguna manera de los siguientes factores (Casciatori *et al.*, 2016): 1) generación crecimiento de biomasa microbiana que es dependiente de la temperatura y actividad de agua y su tolerancia a dichos cambios (generación de gradientes), también depende de la tasa de crecimiento específica, fisiología del microorganismo y la tasa de generación de calor metabólico; 2) Características de los medios porosos: presencia o ausencia de inertes, dimensión y forma de las partículas, heterogeneidad media, porosidad del lecho, contenido de humedad, comportamiento higroscópico; (3) Dimensiones del equipo: geometría, longitud, diámetro, distribución del aire dentro de la cama; (4) Condiciones operativas: caudal de aire, temperatura y humedad relativa del aire y temperatura de la camisa.

El modelo matemático se enfoca en la transferencia de calor y el contenido de agua en dos dimensiones heterogéneo. El modelo tiene las siguientes suposiciones:

- 1) Las propiedades físicas y térmicas son constantes (no dependen de la temperatura en el rango experimental),
- 2) El perfil de velocidad es constante,
- 3) La fracción vacía es constante,

Para el caso de estudio en particular las suposiciones 2 y 3 no aplican. Se considera que existe los perfiles de velocidad que oscilan en función del ancho del sistema, alcanzando una velocidad máxima en la zona cercana a la pared. Respecto a la fracción vacía también oscila en función de la posición del ancho y será considerado en el modelo; sin embargo, se realizó

la suposición de que dicha fracción vacía y por ende los perfiles de velocidad no son dependientes del tiempo.

### 7.1.1 Transferencia de masa

Para la fase fluida se empleó la ecuación 7.1

Para los componentes  $i = O_2, CO_2, H_2O$

$$r_f e_f \frac{\partial Y_i}{\partial t} + v_{z_i} e_f r_{as} \frac{\partial Y_i}{\partial z} = e_f D_{ax} r_f \frac{\partial^2 Y_i}{\partial z^2} + e_f D_x r_f \frac{\partial^2 Y_i}{\partial r^2} + k_{fs} a_i e_f (H_i X_i - Y_i) \quad \text{Ecuación 7.1}$$

Los términos de izquierda a derecha tenemos: el término dinámico que representa el cambio de la concentración del componente  $i$  en la fase fluida, el término convectivo que considera las resistencias inerciales debido a las interacciones fluido-fluido, el tercer y cuarto término están relacionados con la dispersión en función del ancho y de la posición axial, el último término representa la transferencia de masa interfacial sólido-fluido.

Las condiciones de frontera son:

$$t=0 \quad Y_i = Y_{i0} \quad \text{Ecuación 7.2}$$

$$z=0 \quad Y_i = Y_{i0} \quad \text{Ecuación 7.3}$$

$$z=L \quad \frac{\partial Y_i}{\partial z} = 0 \quad \text{Ecuación 7.4}$$

$$x=0 \quad \frac{\partial Y_i}{\partial x} = 0 \quad \text{Ecuación 7.5}$$

$$x=W \quad \frac{\partial Y_i}{\partial r} = 0 \quad \text{Ecuación 7.6}$$

La fase sólida del proceso está descrita por la Ecuación 7.7:

Para los componentes  $i = O_2, CO_2, H_2O$

$$\rho_{ss} \varepsilon_s \frac{\partial X_i}{\partial t} = \varepsilon_s D_{if z_i} \rho_{ss} \frac{\partial X_i}{\partial z^2} + \varepsilon_s D_{if x_i} \rho_{ss} \frac{\partial^2 X_i}{\partial x^2} + k_{fs} a_i \varepsilon_f (H_i X_i - Y_i) + R_i \quad \text{Ecuación 7.7}$$

Los términos de izquierda a derecha tenemos: el término dinámico que representa el cambio de la concentración del componente  $i$  en la fase sólida, el tercer y cuarto término están relacionados con la difusión del componente  $i$  en función del ancho y de la posición axial, el cuarto término representa la transferencia de masa interfacial sólido-fluido y el último término representa la reacción biológica del proceso.

Las condiciones de frontera son:

$$t=0 \quad X_i = X_{i0} \quad \text{Ecuación 7.8}$$

$$z=0 \quad \frac{\partial X_i}{\partial z} = 0 \quad \text{Ecuación 7.9}$$

$$z=L \quad \frac{\partial X_i}{\partial z} = 0 \quad \text{Ecuación 7.10}$$

$$x=0 \quad \frac{\partial X_i}{\partial x} = 0 \quad \text{Ecuación 7.11}$$

$$x=W \quad \frac{\partial X_i}{\partial r} = 0 \quad \text{Ecuación 7.12}$$

## 7.1.2 Transferencia de calor

Para la fase fluida se empleó la ecuación 7.13

$$\rho_f \varepsilon_f (C_{p_{as}} + Y_{H_2O} C_{p_{H_2O}}) \frac{\partial T_f}{\partial t} + v_z \varepsilon_f \rho_f (C_{p_{as}} + Y_{H_2O} C_{p_{H_2O}}) \frac{\partial T_f}{\partial z} = k_z^f \frac{\partial^2 T_f}{\partial z^2} + k_x^f \frac{\partial^2 T_f}{\partial x^2} - h_g a_i \varepsilon_s (T_f - T_s) + \Delta H_{vap} T_s k_{fs} a_i \varepsilon_s (H_i \rho_f Y_{H_2O} - \rho_{ss} X_{H_2O})$$

Ecuación 7.13

Los términos de izquierda a derecha tenemos: es el término de acumulación en la fase fluida, el segundo es el término convectivo, el tercer y cuarto término están relacionados con la conductividad térmica en función del ancho y de la posición axial, el quinto término representa la transferencia de calor interfacial sólido-fluido y el último término representa la transferencia de calor por evaporación.

Las condiciones de frontera son:

$$t=0 \quad T_f = T_b \quad \text{Ecuación 7.14}$$

$$z=0 \quad T_f = T_{fo} \quad \text{Ecuación 7.15}$$

$$z=L \quad \frac{\partial T_f}{\partial z} = 0 \quad \text{Ecuación 7.16}$$

$$x=0 \quad \frac{\partial T_f}{\partial x} = 0 \quad \text{Ecuación 7.17}$$

$$x=W \quad -k_x^f \frac{\partial T_f}{\partial x} = h_w (T_f - T_b) \quad \text{Ecuación 7.18}$$

La fase sólida del proceso se está descrita por la Ecuación 7.19:

$$\rho_{ss} \varepsilon_s (Cp_s + X_{H_2O} Cp_{H_2O}) \frac{\partial T_s}{\partial t} = k_z^s \frac{\partial^2 T_s}{\partial z^2} + k_x^s \frac{\partial^2 T_s}{\partial x^2} + h_g a_i \varepsilon_s (T_f - T_s) + \Delta H_{vap} T_s k_{fs} a_i \varepsilon_s (H_i \rho_f Y_{H_2O} - \rho_{ss} X_{H_2O}) + \Delta H_{R_i} R_i$$

Ecuación 7.19

Los términos de izquierda a derecha tenemos: es el término de acumulación en la fase sólida, el segundo y tercer término están relacionados con la conductividad térmica en función del ancho y de la posición axial, el cuarto término representa la transferencia de calor interfacial sólido-fluido y quinto término representa la transferencia de calor por evaporación y el último término es el calor de reacción.

Las condiciones de frontera son:

$$t=0 \quad T_s = T_b \quad \text{Ecuación 7.20}$$

$$z=0 \quad \frac{\partial T_s}{\partial z} = 0 \quad \text{Ecuación 7.21}$$

$$z=L \quad \frac{\partial T_s}{\partial z} = 0 \quad \text{Ecuación 7.22}$$

$$x=0 \quad \frac{\partial T_s}{\partial x} = 0 \quad \text{Ecuación 7.23}$$

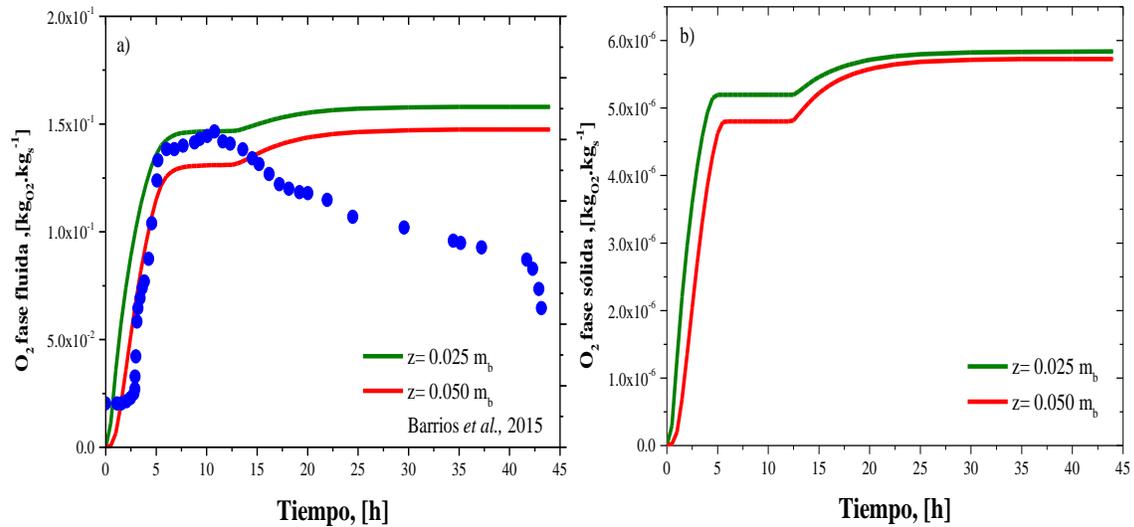
$$x=W \quad -k_z^s \frac{\partial T_s}{\partial x} = h_w (T_s - T_b) \quad \text{Ecuación 7.24}$$

Donde  $\rho_f$  es la densidad del aire seco,  $\epsilon_f$  es la fracción vacía,  $Y_i$  es la concentración en la fase fluida del componente O<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub> o H<sub>2</sub>O,  $v_{z_i}$  es el componente de la velocidad axial,  $D_{ax}$  es el término de la dispersión axial,  $D_x$  es el término de la dispersión en función del ancho,  $k_{fs}$  es el coeficiente de transferencia interfacial sólido-fluido,  $H_i$  constante de Henry,  $X$  es la concentración en la fase sólida del componente O<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub> o H<sub>2</sub>O,  $z$  es el componente de la posición axial,  $x$  es el componente de la posición en función del ancho,  $\rho_{ss}$  es la densidad del sólido,  $D_{ifz_i}$  es el coeficiente de difusividad en la posición axial,  $D_{ifx_i}$  es el coeficiente de difusividad en función del ancho,  $a_i$  es el área interfacial,  $R_i$  es término de reacción,  $Cp_{as}$  es la capacidad calorífica del aire seco,  $Cp_{H_2O}$  es la capacidad calorífica del agua,  $T_f$  es el componente de temperatura en el fluido,  $T_s$  es el componente de temperatura en el sólido,  $DH_{vap}$  es la entalpía de vaporización,  $h_g$  es el coeficiente de la transferencia de calor en la interfase sólido-fluido,  $k_x$  es la conducción térmica efectiva en función del ancho,  $k_z$  es la conducción térmica efectiva en la posición axial,  $h_w$  es el coeficiente de transferencia de calor en la pared,  $T_b$  es la temperatura del baño. Para emplear el modelo de Casciadori *et al.*, (2016) utilizando los descriptores determinados en los capítulos 3, 4, 5 y 6; se realizaron las siguientes suposiciones: 1) La conductividad térmica efectiva es igual en la posición axial como en función del ancho; 2) El coeficiente de dispersión es igual en la posición axial como en función del ancho; 3) Las propiedades físicas del sólido y el fluido son constantes en las condiciones de operación empleadas. Los valores numéricos de los parámetros se presentan en la sección de Nomenclatura.

## 7.2 Resultados

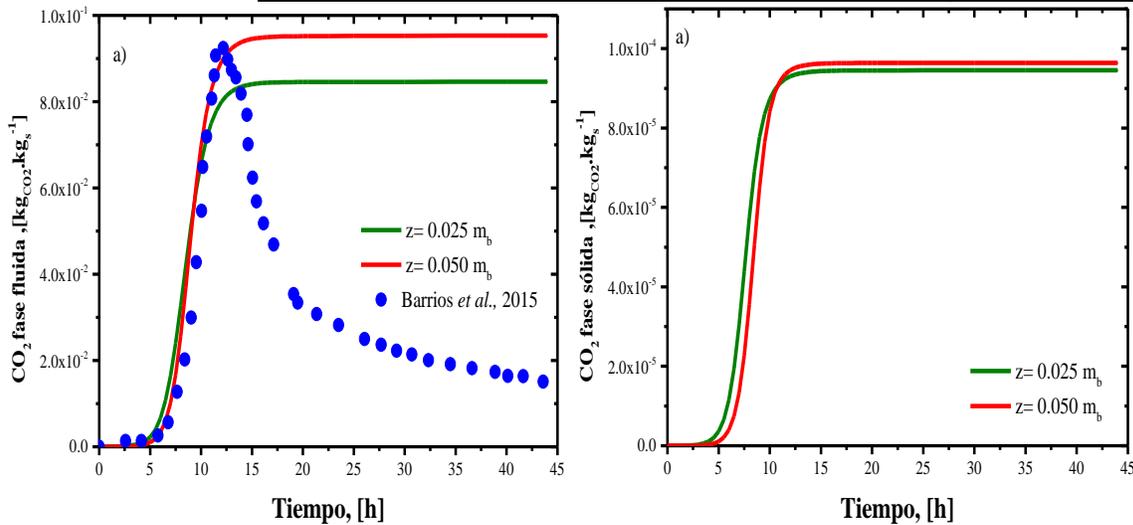
En la figura 7.1 se presenta la concentración de O<sub>2</sub> en la fase fluida y sólida; en la figura 7.2 se presenta la concentración de CO<sub>2</sub> en la fase fluida y sólida; en la figura 7.3 se presenta la concentración de H<sub>2</sub>O en la fase fluida y sólida y en la figura 7.4 presentan los perfiles de

temperatura en la fase fluida y sólida. Las simulaciones obtenidas se comparan con los datos reportados por Barrios *et al.*, 2015.



**Figura 7.1.** Efecto del tiempo sobre la concentración de  $O_2$  en: a) fase fluida y b) fase sólida; las líneas son las simulaciones obtenidas a dos alturas del lecho empacado:  $0.025 m_b$  (verde) y  $0.050 m_b$  (roja). Los puntos azules son los datos experimentales reportados por Barrios *et al.*, 2015.

En la figura 8.1 se presentan los datos de la concentración de oxígeno en la fase fluida (a) y en la fase sólida (b) evaluando en dos posiciones axiales del biorreactor. Para la fase fluida se puede ver que las simulaciones pueden reproducir adecuadamente los resultados experimentales durante las primeras 12 h. Se observó que durante las primeras 5 h donde se presenta una fase ascendente de  $O_2$  en el sistema hasta llegar a un estado estacionario cerca de 7.5 h después donde las simulaciones predicen un ligero aumento de  $O_2$  para llegar nuevamente a un estado estacionario durante el resto del proceso. Por otra parte, los datos experimentales muestran una fase de descenso del  $O_2$ . En el caso la fase sólida, se observó el mismo comportamiento, aunque con concentraciones muy pequeñas (cerca de cinco ordenes de magnitud menores respecto a la fase fluida).

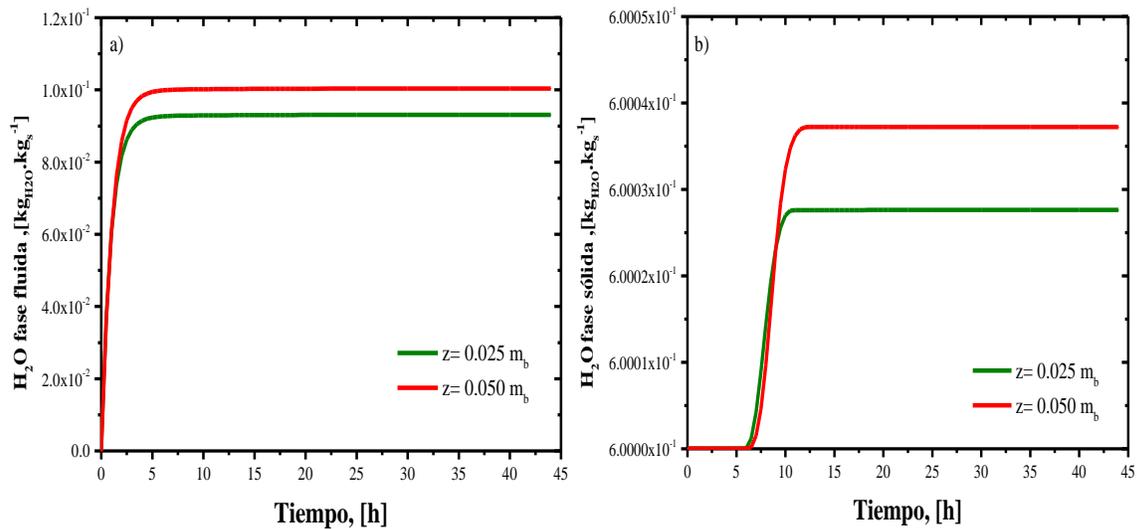


**Figura 7.2.** Evaluación en el tiempo de la concentración de CO<sub>2</sub>: a) fase fluida y b) fase sólida; las líneas son las simulaciones obtenidas a dos alturas del lecho empacado: 0.025 m<sub>b</sub> (verde) y 0.050 m<sub>b</sub> (roja). Los puntos azules son los datos experimentales reportados por Barrios *et al.*, 2015.

En la figura 8.2 se presentan los datos de la concentración de CO<sub>2</sub> en la fase fluida (a) y fase sólida (b). Al igual que en la fase fluida para O<sub>2</sub>, se puede apreciar que las simulaciones pueden reproducir adecuadamente los resultados experimentales durante las primeras 12 h particularmente a una altura de lecho de 0.05 m<sub>b</sub>, lo cual tiene sentido dado que los datos experimentales se obtuvieron precisamente a la salida del lecho empacado. En la figura se aprecia que durante las primeras 5 h donde se presenta una fase lag de CO<sub>2</sub>, posterior a esto comienza la fase exponencial de crecimiento en el sistema hasta llegar la producción máxima de CO<sub>2</sub>, a partir de este punto se llega en las simulaciones a un estado estacionario de cerca de las 12.5 h de iniciado el proceso; sin embargo, los resultados experimentales muestran como comienza una fase de decremento en la producción de CO<sub>2</sub>. En la fase sólida presenta un comportamiento similar, aunque con una concentración más baja (tres órdenes de magnitud).

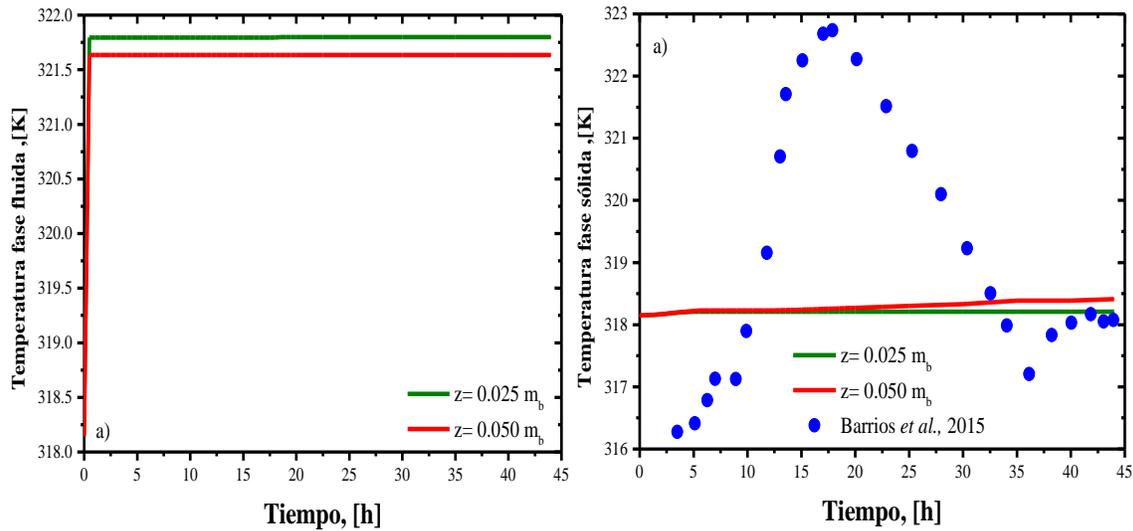
En la figura 8.3 se presentan los datos de la concentración de H<sub>2</sub>O en la fase fluida (a) y fase sólida (b). La concentración en la fase sólida de H<sub>2</sub>O ésta en el rango de 0.6 kg<sub>H2O</sub> por cada kg<sub>s</sub>; es decir, nos muestra que el 60 % de humedad inicial en el sólido varía muy poco; experimentalmente Barrios *et al.*, 2015 no presentan resultados al respecto; sin embargo, aunque este tipo de procesos se caracteriza por un descenso en la humedad inicial, se trata de

minimizar con un flujo de aire saturado. Las simulaciones indican que las pérdidas de humedad, debidas al aumento de la temperatura por la generación de calor metabólico, son mínimas, lo cual es favorable para este tipo de procesos. Sin embargo, dado que los coeficientes de transferencia de calor empleados se obtuvieron bajo condiciones abióticas, se tiene incertidumbre en los resultados. En la fase fluida la concentración de H<sub>2</sub>O presenta un comportamiento similar, aunque con concentraciones seis veces más pequeñas que en el sólido.



**Figura 7.3.** Evaluación en el tiempo de la concentración de H<sub>2</sub>O: a) fase fluida y b) fase sólida; las líneas son las simulaciones obtenidas a dos alturas del lecho empacado: 0.025 m<sub>b</sub> (verde) y 0.050 m<sub>b</sub> (roja).

En la figura 7.4 se presentan los perfiles de temperatura en la fase fluida (a) y fase sólida (b). La temperatura en la fase fluida sufre un aumento muy repentino de 3 a 4 K respecto a la temperatura del baño en cerca de una hora y se mantiene constante, en cambio en la fase sólida la temperatura se mantiene relativamente constante con un ligero aumento (menor a 1 K) presentando un comportamiento que difiere al experimental donde se alcanzan gradientes de hasta 7 K, este comportamiento puede ser debido a los descriptores de transferencia de calor obtenidos en el trabajo, principalmente, ya que fueron determinados bajo condiciones abióticas donde no se considera la reacción biológica y por ende la generación de calor metabólico.



**Figura 7.4.** Temperatura: a) fase fluida y b) fase sólida; las líneas son las simulaciones obtenidas a dos alturas del lecho empacado:  $0.025 m_b$  (verde) y  $0.050 m_b$  (roja). Los puntos azules son los datos experimentales reportados por Barrios *et al.*, 2015.

## 7.3 Conclusiones

El modelado del biorreactor presentó una predicción adecuada del  $O_2$  y  $CO_2$  en la fase fluida, ya que fue capaz de describir el comportamiento principalmente en la fase lag y de crecimiento exponencial de  $CO_2$  (desde el inicio del proceso hasta las 12.5 h); y también brinda una predicción deseable del contenido de agua en la fase sólida, aunque es poco probable que el sistema presente dicho comportamiento. Todas las desviaciones del comportamiento experimental pueden tener origen en que los descriptores fenomenológicos se determinaron bajo condiciones abióticas, con lo cual no se captura la influencia de las reacciones metabólicas (y sus requerimientos de  $O_2$ ) y la generación de calor metabólico, por ejemplo; sin embargo, el modelo tiene resultados positivos y prometedores para futuras contribuciones donde se caracterice los fenómenos de transporte bajo condiciones bióticas.

Finalmente se integraron los descriptores obtenidos individualmente a un modelo pseudo-heterogéneo de dos fases (fase fluida y sólida) que permite caracterizar la cinética y los fenómenos de transporte de calor y masa. Las simulaciones del proceso presentan resultados positivos, particularmente en la concentración de  $CO_2$ ,  $O_2$  y  $H_2O$  hasta las 12 horas de



---

## **Capítulo 7. Biorreactor**

iniciada la fermentación en medio sólido, zona donde se alcanza la máxima producción de  $\text{CO}_2$ .

## Capítulo 8. Conclusiones generales y perspectivas

- En el presente análisis se desarrollaron metodologías experimentales y numéricas que permiten caracterizar y describir el comportamiento de un biorreactor de charola con enfriamiento en la pared para un proceso de fermentación en medio sólido a escala de banco utilizando subproductos agroindustriales como empaque.
- En dinámica de fluidos se caracterizó bajo condiciones abióticas el perfil de la fracción vacía y los mecanismos viscosos e inerciales en las regiones del núcleo y la pared de la charola, lo que permitió el desarrollo de una correlación de caída de presión y un modelo hidrodinámico de dos zonas (TZM).
- En transferencia de calor se caracterizó bajo condiciones abióticas determinando la conductividad térmica efectiva y el coeficiente de transferencia de calor en la pared, teniendo en cuenta el efecto de la hidrodinámica; tanto en estado transitorio como estacionario mediante datos experimentales de temperatura.
- En transferencia de masa se caracterizó bajo condiciones abióticas determinando el coeficiente y módulo de dispersión, teniendo en cuenta el efecto de la hidrodinámica.
- En cinética se obtuvieron los parámetros que caracterizan la producción de  $\text{CO}_2$  (velocidad específica de crecimiento, concentración inicial y máxima de  $\text{CO}_2$ , el consumo de  $\text{O}_2$  (velocidad específica de crecimiento, coeficiente de mantenimiento y rendimiento experimental  $Y_{\text{CO}_2/\text{O}_2}$ ) y rendimientos teóricos mediante un balance estequiométrico.
- Se modeló el sistema completo mediante un modelo pseudo-heterogéneo que distingue la fase fluida y la fase sólida integrando los descriptores obtenidos en la presente investigación.
- En este trabajo se han sentado las bases metodológicas y numéricas para caracterizar un biorreactor diseñado y construido para un proceso de fermentación en medio sólido, y se ha caracterizado adecuadamente el efecto del sustrato, la geometría del biorreactor y accesorios (difusor, conexiones, etc.). El trabajo permite dilucidar el efecto y la importancia de la hidrodinámica en los fenómenos de transferencia de calor y masa y cinéticos.



## Capítulo 8. Conclusiones generales y perspectivas

- Es necesario llevar trabajo experimental bajo condiciones bióticas para determinar los descriptores fenomenológicos, ya que permitirá una predicción más concreta del proceso. El proceso biótico tendría cambios significativos, por ejemplo, al crecer el microorganismo provocara una variación de la fracción vacía y por ende de los perfiles de velocidad. Por otra parte, la generación de calor metabólico provocara un incremento en los gradientes de temperatura.

## Anexo A. Hidrodinámica

Tabla A.1. Datos experimentales de caída de presión

Humedad inicial del 6%			
Flujo volumétrico de aireación ( $L_{air}, kg_s^{-1}, min^{-1}$ )	Caída de presión a 298.15 K ( $Pa, m_b^{-1}$ )	Caída de presión a 308.15 K ( $Pa, m_b^{-1}$ )	Caída de presión a 318.15 K ( $Pa, m_b^{-1}$ )
1.25	142.8 ± 75.9	158.0 ± 85.9	248.0 ± 85.9
1.88	228.2 ± 70.9	252.0 ± 88.9	390.6 ± 80.9
2.50	303.4 ± 98.9	334.4 ± 80.9	513.2 ± 81.9
6.25	600.0 ± 133.3	733.3 ± 88.9	933.3 ± 88.9
12.50	2133.3 ± 88.9	2266.7 ± 88.9	2666.7 ± 88.9
18.75	3733.3 ± 88.9	4133.3 ± 88.9	4666.7 ± 88.9
25.00	6133.3 ± 88.9	6666.7 ± 88.9	7200.0 ± 266.7
31.25	8466.7 ± 177.8	9133.3 ± 177.8	10733.3 ± 88.9
37.50	11933.3 ± 88.9	12133.3 ± 88.9	14066.7 ± 88.9
43.75	14066.7 ± 98.9	15466.7 ± 88.9	18200.0 ± 133.3
50.00	17933.3 ± 222.2	19000.0 ± 133.3	22333.3 ± 88.9
56.25	22733.3 ± 98.9	23866.7 ± 88.9	27533.3 ± 88.9
62.50	27666.7 ± 88.9	29466.7 ± 88.9	30133.3 ± 222.2

Humedad inicial del 30%			
Flujo volumétrico de aireación ( $L_{air}, kg_s^{-1}, min^{-1}$ )	Caída de presión a 298.15 K ( $Pa, m_b^{-1}$ )	Caída de presión a 308.15 K ( $Pa, m_b^{-1}$ )	Caída de presión a 318.15 K ( $Pa, m_b^{-1}$ )
1.25	283.4 ± 85.9	282.6 ± 89.9	283.2 ± 133.3
1.88	443.8 ± 80.9	443.2 ± 80.9	444.4 ± 80.8
2.50	580.4 ± 79.9	580.4 ± 78.9	582.6 ± 88.9
6.25	866.7 ± 88.9	1000.0 ± 1.0	1066.7 ± 88.9
12.50	2466.7 ± 88.9	2800.0 ± 1.0	2933.3 ± 88.9
18.75	4400.0 ± 133.9	4533.3 ± 88.9	5266.7 ± 88.9
25.00	7066.7 ± 88.9	7800.0 ± 133.3	8066.7 ± 88.9
31.25	10466.7 ± 88.9	10800.0 ± 1.0	11066.7 ± 88.9
37.50	14333.3 ± 88.9	14733.3 ± 88.9	14666.7 ± 88.9
43.75	17733.3 ± 88.9	18266.7 ± 88.9	18466.7 ± 88.9
50.00	21933.3 ± 222.2	22400.0 ± 1.0	23133.3 ± 88.9
56.25	23800.0 ± 133.3	26600.0 ± 1.0	26800.0 ± 133.3
62.50	28333.3 ± 88.9	29800.0 ± 133.3	31333.3 ± 177.8

Humedad inicial del 60%			
Flujo volumétrico de aireación ( $L_{air}, kg_s^{-1}, min^{-1}$ )	Caída de presión a 298.15 K ( $Pa, m_b^{-1}$ )	Caída de presión a 308.15 K ( $Pa, m_b^{-1}$ )	Caída de presión a 318.15 K ( $Pa, m_b^{-1}$ )
1.25	206.8 ± 88.9	261.2 ± 80.9	245.4 ± 88.9
1.88	326.6 ± 88.9	410.2 ± 85.9	386.2 ± 88.9
2.50	430.2 ± 88.9	537.6 ± 89.9	507.4 ± 88.9
6.25	866.7 ± 88.9	1066.7 ± 88.9	1133.3 ± 88.9
12.50	2933.3 ± 88.9	3066.7 ± 88.9	2800.0 ± 133.3
18.75	4600.0 ± 133.3	5866.7 ± 88.9	5533.3 ± 222.2
25.00	7333.3 ± 222.2	8000.0 ± 266.7	8200.0 ± 133.3
31.25	9400.0 ± 266.7	11266.7 ± 88.9	11000.0 ± 133.3
37.50	12533.3 ± 177.8	13200.0 ± 133.3	13400.0 ± 133.3
43.75	16066.7 ± 222.2	16066.7 ± 88.9	17266.7 ± 88.9

## Bibliografía

- Achenbach, E. (1995). Heat and flow characteristics of packed beds. *Experimental Thermal and Fluid Science*, 10(1), 17-27. doi:[https://doi.org/10.1016/0894-1777\(94\)00077-L](https://doi.org/10.1016/0894-1777(94)00077-L)
- Aparicio-Mauricio, G., Ruiz, R., Lopez-Isunza, F., & Castillo-Araiza, C. (2017). A simple approach to describe hydrodynamics and its effect on heat and mass transport in an industrial wall-cooled fixed bed catalytic reactor: ODH of ethane on a MoVNbTeO formulation. doi:<https://doi.org/10.1016/j.cej.2017.03.043>
- Arora, S., Rani, R., & Ghosh, S. (2018). Bioreactors in solid state fermentation technology: Desing, applications and engineering aspects. *Journal of Biotechnology*, 268, 16-34. doi:<https://doi.org/10.1016/j.jbiotec.2018.01.010>
- Ashok, A., Doriya, K., Ram, D., Rao, M., & Santhosh, D. (2017). Design of Solid State Bioreactor for Industrial Applications: An Overview to Conventional Bioreactors. *Biocatalysis and Agricultural Biotechnology*, 9, 11-18. doi:<https://doi.org/10.1016/j.bcab.2016.10.014>
- Auria, R., Morales, M., Villegas, E., & Revah, S. (1993). Influence of Mold Growth on the Pressure Drop in Aerated Solid State Fermentors. *Biotechnology and Bioengineering*, 41(11), 1007-1012. doi:<https://doi.org/10.1002/bit.260411102>
- Auria, R., Ortíz, I., Villegas, E., & Revah, S. (1995). Influence of growth and high mould concentration on the pressure drop in solid state fermentation. *Process Biochemistry*, 30(8), 751-756. doi:[https://doi.org/10.1016/0032-9592\(95\)00004-6](https://doi.org/10.1016/0032-9592(95)00004-6)
- Ávila, N., Tarragó-Castellanos, M., & Barrios-Gonzalez, J. (2016). Environmental cues that induce the physiology of solid medium: a study on lovastatin production by *Aspergillus terreus*. *Journal of Applied Microbiology*, 122(4), 1029-1038. doi:<https://doi.org/10.1111/jam.13391>
- Barrios-Nolasco, A. (2015). *Diseño, arranque y caracterización de un biorreactor de charolas para fermentación en medio solido*. Tesis de maestría, Universidad Autonoma Metropolitana unidad Iztapalapa, Posgrado en Biotecnología.

- Benenati, R. F., & Brosilow, C. B. (1962). Void fraction distribution in beds of spheres. *A.I.Ch.E. Journal*, 8(3), 359-361. doi:<https://doi.org/10.1002/aic.690080319>
- Bey, O., & Eigenberger, G. (1997). Fluid flow through catalyst filled tubes. *Chemical Engineering Science*, 52(8), 1365-1376. doi:[https://doi.org/10.1016/S0009-2509\(96\)00509-X](https://doi.org/10.1016/S0009-2509(96)00509-X)
- Bird, R., Stewart, W., & Lightfoot, E. (1960). *Transport Phenomena*. New York : John Wiley and Sons.
- Buenrostro, J. (2013). *Diseño de un proceso continuo para la producción de ácido elálgico*. Tesis Doctorado, Universidad Autónoma de Coahuila, Facultad de Ciencias Químicas.
- Carrilo, G. (2011). *Producción de lipasas por Yarrowia lipolytica en fermentación en medio sólido*. Tesis de maestría, Universidad Autónoma Metropolitana unidad Iztapalapa, Posgrado de Biotecnología.
- Casciadori, F., & Thomeo, J. (2018). Heat transfer in packed-beds of agricultural waste with low rates of air flow applicable to solid-state fermentation. *Chemical Engineering Science*, 97-111. doi:<https://doi.org/10.1016/j.ces.2018.05.024>
- Casciadori, F., Bück, A., Cláudio, J., & Tsotsas, E. (2016). Two-phase and two-dimensional model describing heat and water transfer during solid-state fermentation within a packed-bed bioreactor. *Chemical Engineering Journal*(287), 103-116.
- Casciadori, F., Laurentino, C., Lopes, K., Goncalves, A., & Thomeo, J. (2013). Stagnant effective thermal conductivity of agroindustrial residues for solid-state fermentation. *International Journal of Food Properties*, 16(7), 1578-1593. doi:<https://doi.org/10.1016/j.cej.2015.10.108>
- Castillo-Araiza, C. (2008). *Estudio del comportamiento del reactor de oxidación parcial de o-xileno a anhídrido ftálico*. Tesis doctorado, Universidad Autónoma Metropolitana unidad Iztapalapa, Posgrado de Ingeniería Química.

- Castillo-Araiza, C., & López-Isunza, F. (2010). Modeling the Partial Oxidation of o-Xylene in an Industrial Packed-Bed Catalytic Reactor: The Role of Hydrodynamics and Catalyst Activity in the Heat Transport. *Industrial & Engineering Chemical Research*, 6845-6853. doi:<https://doi.org/10.1021/ie901720z>
- Chen, H. (2013). *Modern Solid State Fermentation (Theory and Practice)*. Springer.
- Coelho, M., Amaral, P., & Belo, I. (2010). *Yarrowia lipolytica*: an industrial workhorse. . *Current research, technology and education topics in applied microbiology and microbial biotechnology*, 930-944. Obtenido de <https://core.ac.uk/download/pdf/55618042.pdf>
- Couder-García, M. (2018). *Caracterización de los fenómenos de transporte (momento, calor y masa) en un biorreactor de charola para fermentación en medio sólido bajo condiciones abióticas*. Tesis de maestría, Universidad Autónoma Metropolitana unidad Iztapalapa, Posgrado de Ingeniería Química.
- De Klerk, A. (2003). Voidage variation in packed beds at small column to particle diameter ratio. *A.I.Ch.E Journal*, 2022-2029. doi:<https://doi.org/10.1002/aic.690490812>
- Dhillon, G. S., Kaur, S., Sarma, S. J., & Brar, S. K. (2013). Integrated process for fungal citric acid fermentation using apple processing wastes and sequential extraction of chitosan from waste stream. *Industrial Crops and Products*, 346-351. doi:<https://doi.org/10.1016/j.indcrop.2013.08.010>
- Durand, A., & Chereau, D. (1988). A New Pilot Reactor for Solid-State Fermentation: Application to the Protein Enrichment of Sugar Beet Pulp. *Biotechnology and Bioengineering*, 31, 476-486. doi:10.1002/bit.260310513
- Ergun. (1952). Fluid Flow Through Packed Columns. *Chemical Engineering Progress*, 89-94. doi:<https://doi.org/10.1021/ie50474a011>
- Fanaei, M. A., & Vaziri, B. M. (2009). Modeling of temperature gradients in packed-bed solid-state bioreactors. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 48, 446-451. doi:<https://doi.org/10.1016/j.cep.2008.06.001>

- Figuroa, A. (2011). *Modelamiento de la transferencia de calor y masa (agua) en un biorreactor de charolas para fermentación en medio sólido*. Tesis de doctorado, Universidad Autónoma Metropolitana, Biotecnología, Ciudad de México.
- Figuroa-Montero, A., Esparza-Isunza, T., Saucedo-Castañeda, G., Huerta-Ochoa, S., Gutiérrez-Rojas, M., & Favela-Torres, E. (2011). Improvement of heat removal in solid-state fermentation tray bioreactors by forced air convection. *Journal Chemical Technology Biotechnology*, 86, 1321-1331. doi:10.1002/jctb.2637
- Finkler, A. T., Zanlorenzi, M., Fuchs, G., Scholz, L., de Lima, L., Krieger, N., de Matos, L. (2020). Estimation of heat and mass transfer coefficients in a pilot packed-bed solid-state fermentation bioreactor. *Chemical Engineering Journal*, 408. doi:https://doi.org/10.1016/j.cej.2020.127246
- Ghildyal, N., Gowthaman, M., Rao Raghava, K., & Karanth, N. (1994). Interaction of transport resistances with biochemical reaction in packed-bed solid-state fermentor: Effect of temperature gradients. *Enzyme and Microbial Technology*, 16(3), 253-257. doi:https://doi.org/10.1016/0141-0229(94)90051-5
- Giese, M., Rottchafer, K., & Vortmeyer, D. (1998). Measured and Modeled Superficial Flow Profiles in Packed Beds with Liquid Flow. *A. I. Ch. E. Journal*, 44(2), 484-490. doi:https://doi.org/10.1002/aic.690440225
- Gómez-Ramos, G., Castillo-Araiza, C., Huerta-Ochoa, S., Couder-García, M., & Preado-Barragan, A. (2019). Assessment of hydrodynamics in a novel bench-scale wall-cooled packed bioreactor under abiotic conditions. *Chemical Engineering Journal*, 375, 15. doi:https://doi.org/10.1016/j.cej.2019.121945
- González-Sánchez, M., Pérez-Fabiel, S., Wong-Villareal, A., Bello-Mendoza, R., & Yañez-Ocampo, G. (2016). Residuos agroindustriales con potencial para la producción de metano mediante la digestión anaerobia. *Revista Argentina de microbiología*, 47(3), 229-235. doi:https://doi.org/10.1016/j.ram.2015.05.003
- Govindarao, V., & Froment, G. (1986). Voidage profiles in packed bed of spheres. *Chemical Engineering Science*, 533-539. doi:https://doi.org/10.1016/0009-2509(86)87035-X

- Govindarao, V., & Ramrao, K. (1988). Prediction of location of particles in the wall region of a randomly packed bed of spheres. *Chemical Engineering Science*, 46(2), 2544-4545. doi:[https://doi.org/10.1016/0009-2509\(91\)80032-T](https://doi.org/10.1016/0009-2509(91)80032-T)
- Gowthaman, M., Raghava, R., Ghyldyal, N., & Karanth, N. (1993). Gas concentration and temperature gradients in a packed bed solid-state fermentor. *Biotechnology Advances*, 11(3), 611-620. doi:[https://doi.org/10.1016/0734-9750\(93\)90030-Q](https://doi.org/10.1016/0734-9750(93)90030-Q)
- Gumbira-Saíd, E., Greenfield, P., Mitchell, D., & Doelle, H. (1993). Operational parameters for packed beds in solid-state fermentation. *Biotechnology advances*, 11(3), 599-610. doi:[https://doi.org/10.1016/0734-9750\(93\)90029-M](https://doi.org/10.1016/0734-9750(93)90029-M)
- Hasan, S., Costa, J., & Sanzo, A. (1998). Heat transfer simulation of solid state fermentation in a packed bed bioreactor. *Biotechnology Techniques*, 12, 787-791. Obtenido de <https://link.springer.com/article/10.1023/A:1008887828569>
- Levenspiel, O. (2004). *Ingeniería de las reacciones químicas* (3 ed.). CDMX: Limusa Wiley.
- López, A., Luna, C., Buenrostro, J., Hernández, R., Huerta, S., Escalona, H., Prado, L. (2016). Efecto del pH, temperatura y fuente de proteína y carbohidratos en la producción de proteasas por *Yarrowia lipolytica* en cultivo sólido. *Revista Mexicana de Ingeniería Química*, 57-67. Obtenido de <http://www.scielo.org.mx/pdf/rmiq/v15n1/1665-2738-rmiq-15-01-00057.pdf>
- López-Ramírez, N. (2019). *Producción de celulasas y xilanasas por fermentación en estado sólido en biorreactores de escala semipiloto*. Tesis de doctorado, Universidad Autónoma Metropolitana, Ciencias Biológicas y de la Salud.
- Manan, M. A., & Webb, C. (2017). Design aspects of solid state fermentation as applied to microbial bioprocessing. *Journal of Applied Biotechnology & Bioengineering*, 4(1), 511-532. doi:10.15406/jabb.2017.04.00094
- Mitchell, D., Berovix, M., & Krieger, N. (2000). Biochemical Engineering Aspects of Solid State Bioprocessing. En *Advances in Biochemical Engineering/Biotechnology* (Vol. 68, págs. 61-138). Springer.

- Mitchell, D., Krieger, N., & Berovic, M. (2006). *Solid-State Fermentation Bioreactors (Fundamentals of Design and Operation)*. Berlin: Springer.
- Pandey, A. (2003). Solid-state fermentation. *Biochemical Engineering Journal*, 13(2), 81-84. doi:[https://doi.org/10.1016/S1369-703X\(02\)00121-3](https://doi.org/10.1016/S1369-703X(02)00121-3)
- Pandey, A., Soccol, C., & Larroche, C. (2008). *Current Developments in Solid-state*. New Delhi: Springer Science.
- Pastrana, L. (1996). Fundamentos de la fermentación en estado sólido y aplicación a la industria alimentaria. *Ciencia y Tecnología Alimentaria*, 4-12. doi:<https://www.tandfonline.com/doi/pdf/10.1080/11358129609487556?needAccess=true>
- Pessoa, D., Finkler, A., Lopes, A., Mitchell, D., & de Lima, L. (2019). CFD simulation of a packed-bed solid-state fermentation bioreactor. *Applied Mathematical Modelling*, 70, 439-458. doi:<https://doi.org/10.1016/j.apm.2019.01.032>
- Pessoa, D., Finkler, A., Machado, A., Luz, L., & Mitchell, D. (2016). Fluid Dynamics Simulation of a Pilot-Scale Solid-State Fermentation Bioreactor. *Chemical Engineering Transactions*, 49, 49-54. doi:<https://doi.org/10.3303/CET1649009>
- Prabhakar, A., Krishnaiah, K., Janaun, J., & Bono, A. (2005). An overview of Engineering Aspects of Solid State Fermentation. *Malaysian Journal of Microbiology*, 7(6), 10-16. doi:[https://doi.org/10.1016/0141-0229\(85\)90083-3](https://doi.org/10.1016/0141-0229(85)90083-3)
- Raimbault, M. (1998). General and microbiological aspects of solid substrate fermentation. *Electronic Journal of Biotechnology*, 1(3), 1-15. doi:<https://scielo.conicyt.cl/pdf/ejb/v1n3/a09.pdf>
- Richard, T., Veeken, A., Wilde, V., & Hamelers, H. (2004). Air-Filled Porosity and Permeability Relationships during Solid-State Fermentation. *Biotechnology Progress*, 20(5), 1372-1381. doi:10.1021/bp0499505
- Ruíz-Leza, H. A., Rodríguez-Jasso, R. M., Rodríguez-Herrera, R., Contreras-Esquivel, J. C., & Aguilar, C. N. (2007). Diseño de Biorreactores para fermentación en medio sólido.

- Revista Mexicana de Ingeniería Química*, 6(1), 33-40. Obtenido de <http://www.redalyc.org/articulo.oa?id=62060105>
- Sangsurasak, P., & Mitchell, D. (1998). Validation of a model describing two-dimensional heat transfer during solid-state fermentation in packed bed bioreactors. *Biotechnology and bioengineering*, 60(6), 739-749. doi:10.1002/(sici)1097-0290(19981220)60:6<739::aid-bit10>3.0.co;2-u
- Sangsurasak, P., Mitchell, D., & Hossain, M. (1993). Transient two dimensional heat conduction by orthogonal collocation technique. *International Communications in Heat and Mass Transfer*, 20(4), 557-566. doi:[https://doi.org/10.1016/0735-1933\(93\)90067-6](https://doi.org/10.1016/0735-1933(93)90067-6)
- Saucedo-Castañeda, G., Gutierréz-Rojas, M., Bacquet, G., Raimbault, M., & Viniegra-González, G. (1990). Heat Transfer Simulation in Solid Substrate Fermentation. *Biotechnology and Bioengineering*, 35, 802-808. doi:10.1002/bit.260350808
- Schlichting, H., & Gersten, K. (2016). *Boundary-Layer Theory*. Springer.
- Singhania, R., Patel, A., Soccol, C., & Pandey, A. (2009). Recent advances in solid-state fermentation. *Biochemical Engineering Journal*, 44(1), 13-18. doi:<https://doi.org/10.1016/j.bej.2008.10.019>
- Soares, V. F., Castillo, L. R., Bon, E. P., & Freire, D. M. (2005). High-yield *Bacillus subtilis* protease production by solid-state fermentation. *Applied Biochemical Biotechnology*, 121-124, 311-319. doi: [https://doi.org/10.1007/978-1-59259-991-2\\_27](https://doi.org/10.1007/978-1-59259-991-2_27)
- Soccol, C., Scopel, E., Junior, L., Grace, S., Lorencia, A., & de Souza, L. (2017). Recent developments and innovations in solid state fermentation. *Biotechnology Research & Innovation*, 20. doi:<https://doi.org/10.1016/j.biortech.2020.124566>
- Soccol, R. C., Ferreira da costa, E. S., Junior-Letti, L. A., Grace-Karp, S., Woiciechowski, A., & Vandenberghe, L. (2017). Recent developments and innovations in solid state fermentation. *Biotechnology research and innovation*, 1(1), 52-71. doi:<https://doi.org/10.1016/j.biori.2017.01.002>

- Tallmadge, J. A. (1970). Packed bed pressure drop - An extension to higher Reynolds numbers. *A.I.Ch.E. Journal*, 16(6), 1092-1093. doi:<https://doi.org/10.1002/aic.690160639>
- Velmurugan, P., Hur, H., Balachandar, V., Kamala, S., Lee, K., Lee, S., . . . Oh, B. (2011). Monascus pigment production by solid-state fermentation with corn cob substrate. *Journal of Bioscience and Bioengineering*, 590-594. doi:<https://doi.org/10.1016/j.jbiosc.2011.08.009>
- von Meien, O., & Mitchell, D. (2002). A two-phase model for water and heat transfer within an Intermittently-mixed solid-state fermentation bioreactor with forced aeration. *Biotechnology and bioengineering*, 79(4), 416-428. doi:10.1002/bit.10268
- Vortmeyer, D., & Schuster, J. (1983). Evaluation of steady flow profiles in rectangular and circular packed beds by a variational method. *Chemical Engineering Science*, 38(10), 1691-1699. doi:[https://doi.org/10.1016/0009-2509\(83\)85026-X](https://doi.org/10.1016/0009-2509(83)85026-X)
- Weber, F., Oostra, J., Tramper, J., & Rinzema, A. (2002). Validation of a Model for Process Development and Scale-Up of Packed-Bed Solid-State Bioreactors. *Biotechnology and Bioengineering*, 77(4), 381-393. doi:10.1002/bit.10087