



Casa abierta al tiempo

UNIVERSIDAD AUTÓNOMA METROPOLITANA
Unidad Iztapalapa

Posgrado en ingeniería química

“Caracterización de los fenómenos de transporte (momento, calor y masa) en un biorreactor de charola para fermentación en medio sólido bajo condiciones abióticas”

Para obtener el grado en:

Maestro en Ciencias (Ingeniería Química)

Presenta:

I.Q. Moisés Couder García

Director de tesis:

Dr. Carlos Omar Castillo Araiza

Codirectora:

Dra. L. Arely Prado Barragán



Casa abierta al tiempo

UNIVERSIDAD AUTÓNOMA METROPOLITANA

ACTA DE EXAMEN DE GRADO

No. 00129

Matrícula: 2163802820

CARACTERIZACIÓN DE LOS
FENÓMENOS DE TRANSPORTE
(MOMENTO, CALOR Y MASA) EN
UN BIORREACTOR DE CHAROLA
PARA FERMENTACIÓN EN MEDIO
SOLIDO BAJO CONDICIONES
ABIÓTICAS.

En la Ciudad de México, se presentaron a las 16:00 horas del día 30 del mes de octubre del año 2018 en la Unidad Iztapalapa de la Universidad Autónoma Metropolitana, los suscritos miembros del jurado:

DR. SERGIO HUERTA OCHOA
DRA. LILIA ARELY DE JESUS PRADO BARRAGAN
DR. GAMALIEL CHE GALICIA

Bajo la Presidencia del primero y con carácter de Secretario el último, se reunieron para proceder al Examen de Grado cuya denominación aparece al margen, para la obtención del grado de:

MAESTRO EN CIENCIAS (INGENIERIA QUIMICA)

DE: MOISES COUDER GARCIA

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

Aprobar

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

REVISÓ

LIC. JULIO CESAR DE LARA ISASSI
DIRECTOR DE SISTEMAS ESCOLARES

DIRECTOR DE LA DIVISIÓN DE CBI

DR. JESUS ALBERTO OCHOA TAPIA

PRESIDENTE

DR. SERGIO HUERTA OCHOA

VOCAL

DRA. LILIA ARELY DE JESUS PRADO
BARRAGAN

SECRETARIO

DR. GAMALIEL CHE GALICIA

Agradecimientos

Este trabajo ha sido posible gracias a el apoyo de muchas personas, apoyo en formas diferentes, como: enseñanza, consejos, regañños, ánimos, al final todo cuenta.

En primer lugar, quiero agradecer a toda mi familia, por todo el apoyo brindado, claro que sin su ayuda no habría sido posible estar en el lugar de hoy, a mi mama por todo el animo que me ha dado siempre y de igual forma a mis hermanos, por hacer mas soportable el salir de casa a un ambiente diferente.

A mi papa, por que siempre nos enseñó a ser buenas personas.

A mi asesor Omar por ser una pieza fundamental en el desarrollo de este trabajo, por todos sus consejos, sus comentarios, y toda la enseñanza brindada. Por permitirme la participación en un proyecto muy interesante y tener la confianza en mí.

A mis asesores el Dr. Serio y la Dra. Arely, por todos los comentarios a lo largo de esta etapa, son personas muy buenas, hacen que el ambiente de trabajo sea muy cómodo.

A mi compañero de proyecto Gerardo, por darme todo el apoyo en esta etapa, la colaboración con el ha sido fundamental para el desarrollo de este trabajo.

Sin duda alguna gracias a todo el grupo de investigación: Tania, Gus, Ilda, Camacho, Alex, Toño, Alexis, todos han aportado un poco en la elaboración de este trabajo, ya sea mediante de ánimos o enseñanzas, todos hacen que la estadía en el lugar de trabajo sea muy agradable.

A Montse por ser la persona que me motiva a seguir a delante, por confiar en mí, por ser la mejor compañera en esta difícil etapa, por darme todos los ánimos que he necesitado en los tiempos de incertidumbre, hace que todo valga la pena.

Y por supuesto al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACYT) por el apoyo económico a lo largo de esta etapa, que permitió el desarrollo de este trabajo.

Moisés

Resumen General

La fermentación en medio sólido (FMS) es una tecnología prometedora debido que, a partir de subproductos agroindustriales es posible, recuperar y producir metabolitos con valor agregado. La FMS utiliza un menor requerimiento de agua de agua con respecto a la fermentación sumergida (FSm), además, se ha demostrado que los costos de implementación para la FMS son menores a los costos de implementación de procesos de FSm. Sin embargo, la FMS aún tiene limitaciones de acumulación del calor metabólico producido por los microorganismos, siendo uno de los factores, que dificultan el diseño conceptual de biorreactores a escala industrial.

Para lograr un diseño conceptual confiable de biorreactores para la FMS, es necesario realizar una caracterización de los fenómenos de transporte (momento, calor y masa) presentes en un biorreactor de FMS. En la actualidad, el diseño conceptual de esta clase de biorreactores se realiza de manera heurística, sin realizar un estudio determinístico sobre la hidrodinámica, la transferencia de calor y masa dentro del biorreactor.

En el presente trabajo se caracterizaron los distintos mecanismos de transporte en un biorreactor de lecho empacado de una FMS en condiciones abióticas con geometría rectangular. El biorreactor se empaco con subproductos agroindustriales conformado por pasta de soya y cascaras de frutas y verduras, previamente deshidratadas, el empaque tuvo una altura de 5 cm, mientras que el flujo de alimentación de aire fue de 0.2, 0.3 y 0.4 litros de aire por minuto (0.5, 0.75 y 1 VKgM). La temperatura fue regulada por inmersión en un baño de agua con temperatura controlada.

Primero se caracterizó la hidrodinámica del biorreactor de FMS, empacado y bajo condiciones abióticas. Esto se realizó empleando dos modelos diferentes: el modelo convencional de Navier-Stokes-Darcy-Forchheimer, y un modelo pseudo-analítico que se desarrolló a partir del modelo convencional mediante la determinación de la viscosidad turbulenta (parámetro presente en el modelo hidrodinámico de dos zonas). Para ambos modelos, las resistencias viscosas e inerciales debidas a la presencia del sólido (pasta de soya y cascaras de frutas y verduras) se determinaron a partir de datos experimentales de caída de presión. Así también se caracterizó la transferencia de calor incorporando el efecto de la hidrodinámica, y estimando la conductividad térmica efectiva en la dirección del ancho y el coeficiente de transferencia de calor en la pared. Se encontró que la conductividad térmica efectiva del biorreactor que se determinó en este trabajo es hasta 10 veces menor a lo que se obtiene de la literatura mediante correlaciones, las cuales sólo toman en cuenta las características del sólido (pasta de soya y cascaras de frutas y verduras). También se obtuvo una correlación para la conductividad térmica efectiva en la cual se toma una

contribución estática (mecanismos independientes del flujo del fluido) y otra contribución dinámica (mecanismos dependientes del flujo del fluido), en la cual se obtuvo que la conductividad térmica efectiva es 10 veces mayor en la región de la pared (donde se encuentra la velocidad máxima).

Finalmente se caracterizó la dispersión dentro del biorreactor. El ajuste de datos experimentales de concentración de oxígeno/tiempo con un modelo de convección-dispersión permitió la determinación del coeficiente de dispersión, o el inverso del número de Peclet (D/UL). Se obtuvieron valores de D/UL de alrededor de 176 lo cual sugiere que existen fenómenos de retro-mezclado, lo cual puede limitar (en algunas zonas) el transporte de oxígeno a sólo el mecanismo de difusión en el biorreactor.

Contenido

Agradecimientos	
Resumen general	
Índice de figuras	
Índice de tablas	
Índice de ecuaciones	
Nomenclatura	
Capítulo 1	17
1. Introducción	17
Capítulo 2	21
2. Generalidades de fenómenos de transporte en biorreactores para FMS	21
2.1 Fermentación en Medio Sólido (FMS).....	21
2.1.1 Aplicaciones de la FMS.....	22
2.1.2 Etapas generales de un proceso de FMS.....	23
2.2 Tipos de Biorreactores para la fermentación en medio sólido.....	23
2.2.1 Biorreactores de charola.....	24
2.2.2 Biorreactores de lecho empacado.....	24
2.3 Bases de transferencia de calor y masa en biorreactores para fermentación en medio sólido.....	26
2.3.1 Fenómenos presentes en el interior del sustrato.....	26
2.3.2 Fenómenos presentes en la pared del biorreactor.....	27
2.3.3 Transferencia entre subsistemas cuando el lecho es tratado como una fase simple pseudo-homogénea.....	27
2.3.4 Transferencia entre subsistemas cuando el lecho es tratado como dos fases separadas.....	28
2.4 Problemas de diseño en biorreactores para FMS.....	28
2.4.1 Problemas de transferencia de masa.....	28
2.4.2 Problemas de transferencia de calor.....	29
Capítulo 3	31
3. Definición del problema	31
3.1 Pregunta de Investigación.....	32

3.2	Objetivos.....	32
3.2.1	Objetivo general.....	32
3.2.2	Objetivos específicos	32
Capítulo 4.	34
4. Hidrodinámica	34
4.1	Estudios de hidrodinámica.	34
4.1.1	Modelo Navier-Stokes-Darcy-Forchheimer	35
4.2	Sistema experimental	36
4.2.1	Algoritmo para la caracterización de la hidrodinámica	38
4.2.2	Modelos de hidrodinámica	38
4.2.3	Caída de presión	42
4.2.4	Fracción vacía.....	45
4.3	Resultados y discusión.....	46
4.3.1	Caída de presión	46
4.3.2	Estimación de parámetros viscosos e inerciales	49
4.3.3	Perfil de fracción vacía	50
4.3.4	Perfil de velocidad.....	51
4.3.5	Viscosidad Turbulenta.....	55
4.3.6	Capa límite	56
4.4	Conclusiones y perspectivas	57
Capítulo 5.	59
5. Transferencia de calor bajo condiciones abióticas	59
5.1	Transferencia de calor en biorreactores de lecho empacado	59
5.2	Conductividad Térmica en biorreactores de lecho empacado para FMS	63
5.3	Conductividad térmica efectiva	64
5.4	Modelo de transferencia de calor para el sistema en estudio	65
5.4.1	Condiciones de operación	67
5.4.2	Algoritmo para la caracterización de la transferencia de calor	68
5.5	Resultados y discusión.....	69
5.5.1	Estimación de la conductividad térmica efectiva.....	69
5.5.2	Contribuciones estática y dinámica	73

5.5.3 Conductividad térmica efectiva y coeficiente de transferencia de calor en la pared.	75
5.6 Conclusiones y perspectivas del trabajo.....	78
Capítulo 6.....	80
6. Transferencia de masa bajo condiciones abióticas.....	80
6.1 Estudios de transferencia de masa en biorreactores de lecho empacado	80
6.2 Transferencia de masa en el sistema en estudio.....	80
6.2.1 Condiciones de operación.....	81
6.2.2 Algoritmo para la caracterización de la dispersión.	82
6.3 Resultados y discusión.....	83
6.3.1 Estimación de parámetros	83
6.3.2 Correlación para el coeficiente de dispersión.....	86
6.4 Conclusiones y perspectivas	86
Capítulo 7.....	88
7. Conclusiones generales	88
Referencias Bibliográficas	89
Anexos	96
A. Descripción del sistema experimental	96

Índice de Figuras

Figura 2.1. Esquema de un biorreactor de charolas [35].	24
Figura 2.2. Esquema de un biorreactor de lecho empacado [35].	25
Figura 2.3. Diferencia entre aireación “sobre” el lecho y aireación forzada “entre” el lecho [35].	27
Figura 4.1. Dimensiones del biorreactor en estudio (las dimensiones solo describen la zona donde se empaca el lecho).	37
Figura 4.2. Algoritmo para la caracterización de la hidrodinámica.....	38
Figura 4.3. Regiones dentro del biorreactor: (zona roja) región de la pared y (zona amarilla) región del centro (o del núcleo).	39
Figura 4.4. Vista lateral del biorreactor (simetría en el biorreactor).	41

Figura 4.5. Arreglo experimental para llevar a cabo la medición de la caída de presión. ..	45
Figura 4.6. Caída de presión obtenidas experimentalmente con flujos desde 1 hasta 10 litros de aire por minuto: (■) Temperatura de 20°C; (●) Temperatura de 30°C; (▲) Temperatura de 45°C.	47
Figura 4.7. Caída de presión estimadas mediante tres correlaciones diferentes de la literatura, calculados a una temperatura de 20°C: (—) Ecuación de Ergun [42]; (—) Ecuación de Tallmadge [50]; (—) Ecuación de Einfeld & Schnitzlein [51].	48
Figura 4.8. Caída de presión experimental obtenida a una temperatura de 20°C y flujos de aireación desde: 1 hasta 10 litros de aire por minuto.	48
Figura 4.9. Caída de presión en el biorreactor ajustando la ecuación de Ergun [42], datos experimentales: (■)20°C; (▲) 30°C; (◆) 45°C, Predicciones: (—)20°C; (—) 30°C; (—) 45°C.	50
Figura 4.10. Perfil de fracción vacía en la región cercana a la pared.	51
Figura 4.11. Perfil de velocidad a 0.5 VKgM y temperatura de 45°C: (■) Navier-Stokes-Darcy-Forchheimer; (—) Modelo de dos zonas. [44]; (—) Flujo pistón.	52
Figura 4.12. Perfil de velocidad a 0.75 VKgM de flujo de aireación y temperatura de 45°C: (■) Navier-Stokes-Darcy-Forchheimer; (—) Modelo de dos zonas. [44]; (—) Flujo pistón....	53
Figura 4.13. Perfil de velocidad a 1 VKgM de flujo de aireación y temperatura de 45°C: (■) Navier-Stokes-Darcy-Forchheimer; (—) Modelo de dos zonas. [44]; (—) Flujo pistón.	53
Figura 4.14. Comparación entre perfiles de velocidad a 300 ml/min: (---) Barrios et al. (2015) [22]; (—) Modelo de dos zonas [44]; (—) flujo pistón; (■) Navier-Stokes-Darcy-Forchheimer.	54
Figura 4.15. Viscosidad Turbulenta: (■) Temperatura de 20°C ;(●) Temperatura de 45°C	55
Figura 4.16. Correlación de la viscosidad turbulenta: (■) Datos experimentales; (—) Correlación.	56
Figura 4.17. Variación del espesor de la capa límite con respecto al flujo de aireación: (■) Temperatura de 45°C ;(●) Temperatura de 20 °C.	57
Figura 5.1. Localización de coordenadas dentro del biorreactor: la dirección “x” es el ancho, la dirección “y” es el largo y la dirección “z” es la altura del lecho.	65

Figura 5.2. Arreglo experimental para llevar a cabo la medición del campo de temperatura.	68
Figura 5.3. Mediciones dentro del biorreactor para tener un campo de temperatura: (figura izquierda) mediciones en el ancho; (figura derecha) mediciones axiales.....	68
Figura 5.4. Algoritmo para la caracterización de la transferencia de calor en el biorreactor de lecho empacado.	69
Figura 5.5. Predicciones del modelo empleado, a un flujo de aireación de 0.5 VKgM: (■) datos experimentales a $z = 0$ cm; (●) $z = 2.5$ cm; (▲) $z = 5$ cm; predicciones del modelo: (–) $z = 0$ cm; (–) $z = 2.5$ cm; (–) $z = 5$ cm.....	71
Figura 5.6. Predicciones del modelo empleado, a un flujo de aireación de 0.75 VKgM: (■) datos experimentales a $z = 0$ cm; (●) $z = 2.5$ cm; (▲) $z = 5$ cm; predicciones del modelo: (–) $z = 0$ cm; (–) $z = 2.5$ cm; (–) $z = 5$ cm.....	71
Figura 5.7. Predicciones del modelo empleado, a un flujo de aireación de 1 VKgM: (■) datos experimentales a $z = 0$ cm; (●) $z = 2.5$ cm; (▲) $z = 5$ cm; predicciones del modelo: (–) $z = 0$ cm; (–) $z = 2.5$ cm; (–) $z = 5$ cm.....	72
Figura 5.8. Predicciones del modelo empleando la conductividad térmica propuesta por Barrios et al. (2015) a un flujo de 0.75 VKgM: (■) datos experimentales a $z = 0$ cm; (●) $z = 2.5$ cm; (▲) $z = 5$ cm; predicciones del modelo: (–) $z = 0$ cm; (–) $z = 2.5$ cm; (–) $z = 5$ cm..	73
Figura 5.9. Conductividad térmica efectiva en función de la posición: (–) flujo de 0.5 VKgM; (–) flujo de 0.75 VKgM (–) flujo de 1 VKgM.....	74
Figura 5.10. Predicciones del modelo empleado, a un flujo de aireación de 0.5 VKgM: (■) datos experimentales a $z = 0$ cm; (●) $z = 2.5$ cm; (▲) $z = 5$ cm; predicciones del modelo: (–) $z = 0$ cm; (–) $z = 2.5$ cm; (–) $z = 5$ cm.....	76
Figura 5.11. Predicciones del modelo empleado, a un flujo de aireación de 0.75 VKgM: (■) datos experimentales a $z = 0$ cm; (●) $z = 2.5$ cm; (▲) $z = 5$ cm; predicciones del modelo: (–) $z = 0$ cm; (–) $z = 2.5$ cm; (–) $z = 5$ cm.....	76
Figura 5.12. Predicciones del modelo empleado, a un flujo de aireación de 1 VKgM: (■) datos experimentales a $z = 0$ cm; (●) $z = 2.5$ cm; (▲) $z = 5$ cm; predicciones del modelo: (–) $z = 0$ cm; (–) $z = 2.5$ cm; (–) $z = 5$ cm.....	77

Figura 6.1. Dirección axial (dirección del flujo del fluido).....	81
Figura 6.2. Arreglo experimental para llevar a cabo la medición del tiempo de residencia del oxígeno.....	82
Figura 6.3. Algoritmo para la caracterización de la dispersión en el biorreactor de lecho empacado.....	83
Figura 6.4. Ajuste del modelo dispersión-convección a los datos experimentales: (■) Observaciones a un flujo de 0.5 VKgM;(-) predicciones del modelo.....	84
Figura 6.5. Ajuste del modelo dispersión-convección a los datos experimentales: (■) Observaciones a un flujo de 0.75 VKgM;(-) predicciones del modelo.....	85
Figura 6.6. Ajuste del modelo dispersión-convección a los datos experimentales: (■) Observaciones a un flujo de 1 VKgM;(-) predicciones del modelo.....	85
Figura A.1. Esquema explosionado del biorreactor de charolas (Barrios et al. 2015).	98
Figura A.2. Diferentes vistas del biorreactor [22].....	99
Figura A.3. Fotografía frontal del sistema experimental.	100
Figura A.4 Fotografía del sistema experimental.	100

Índice de tablas

Tabla 4.1. Variables independientes y variables de respuesta.	44
Tabla 4.2. Parámetros de operación en estudios abióticos.	44
Tabla 4.3. Resultados de caída de presión.....	46
Tabla 4.4. Estimación de parámetros de la ecuación de Ergun [42].	49
Tabla 5.1. Parámetros de operación en estudios abióticos.	67
Tabla 5.2. Estimación de la conductividad térmica efectiva.....	70
Tabla 5.3. Estimación de la conductividad térmica efectiva y el coeficiente global de transferencia de calor en la pared.	77
Tabla 6.1. Parámetros de operación en estudios abióticos.	81
Tabla 6.2. Estimación del coeficiente y módulo de dispersión.....	83
Tabla A.1. Propiedades del acrílico.....	96

Tabla A.2. Propiedades de la junta de neopreno.....	96
Tabla A.3. Partes del biorreactor.....	98
Tabla A.4. Instrumentacion del sistema experimental.....	100

Índice de ecuaciones

(4.1) Ecuación de caída de presión de Ergun (1952).....	35
(4.2) Modelo convencional: Navier-Stokes-Darcy-Forchheimer	35
(4.3) Términos viscosos e inerciales de Darcy y Forchheimer.....	36
(4.4) Contribuciones viscosas.....	36
(4.5) Contribuciones inerciales	36
(4.6) Ecuación diferencial de velocidad en la región del centro	39
(4.7) Ecuación algebraica de velocidad en la región del centro.....	39
(4.8) Parámetro de la ecuación algebraica de velocidad en la región del centro	39
(4.9) Parámetro de la ecuación algebraica de velocidad en la región del centro	39
(4.10) Parámetro que caracteriza la permeabilidad del lecho empacado	39
(4.11) Parámetro que caracteriza la permeabilidad del lecho empacado	39
(4.12) Modelo hidrodinámico de interacciones fluido-fluido	40
(4.13) Ecuación precursora de la ecuación de velocidad en la región cercana a la pared ..	40
(4.14) Ecuación precursora de la ecuación de velocidad en la región cercana a la pared ..	40
(4.15) Ecuación algebraica de velocidad en la región cercana a la pared.....	40
(4.16) Ecuación de la capa límite	40
(4.17) Correlación de caída de presión de Ergun (1952).....	43
(4.18) Correlación de caída de presión de Tallmadge (1970)	43
(4.19) Correlación de caída de presión de Einfeld & Schnitzlein (2001).....	43
(4.20) Correlación del perfil de fracción vacía (región del centro) de de Klerk (2003)	45
(4.21) Correlación del perfil de fracción vacía (región de la pared) de de Klerk (2003).....	45
(4.22) Distancia adimensional basado en el diámetro de partícula.....	45
(4.23) Correlación de fracción vacía media de de Klerk (2003)	46

(4.24) Función objetivo a minimizar	49
(4.25) Correlación de la viscosidad turbulenta (flujos menores a 5 VKgM)	56
(4.26) Correlación de la viscosidad turbulenta (flujos mayores a 5 VKgM)	56
(5.1) Modelo de transferencia de calor propuesto por Sucedo-Castañeda <i>et al</i> (1989).....	60
(5.2) Modelo de transferencia de calor utilizado por Sangsurasak y Mitchell (1995).....	60
(5.3) Modelo de transferencia de calor utilizado por Sangsurasak y Mitchell (1998).....	61
(5.4) Modelo de transferencia de calor utilizado por Mitchell <i>et al</i> (2003)	61
(5.5) Modelo de calor en la fase gas utilizado por Casciadori <i>et al</i> (2016)	62
(5.6) Modelo de calor en la fase sólida utilizado por Casciadori <i>et al</i> (2016)	62
(5.7) Modelo de transferencia de calor utilizado por Casciadori y Thomeo (2018)	63
(5.8) Modelo de transferencia de calor utilizado en este trabajo.....	65
(5.9) Correlación de la conductividad térmica efectiva	74
(6.1) Modelo de dispersión-convección.....	80
(6.2) Correlación de la difusividad efectiva.....	86

Nomenclatura

C_p	Capacidad calorífica a presión constante [J kg ⁻¹ K ⁻¹].
k_f	Conductividad térmica del fluido [W m ⁻¹ K ⁻¹].
k_s	Conductividad térmica del sólido [W m ⁻¹ K ⁻¹].
d_p	Diámetro de partícula [m].
U	Velocidad superficial [m s ⁻¹].
v_z	Velocidad intersticial en la dirección axial [m s ⁻¹].
v_z^{CR}	Velocidad intersticial en la región del núcleo [m s ⁻¹].
v_z^{WR}	Velocidad intersticial en la región de la pared [m s ⁻¹].
K	Permeabilidad en el lecho [m ²].
K_z	pseudo-permeabilidad en el lecho [m].

t	Tiempo [s].
T	Temperatura [K].
T_b	Temperatura del baño de calentamiento [K].
T_a	Temperatura del aire de alimentación [K].
$K_{eff,x}$	Conductividad térmica efectiva [$W m^{-1}K^{-1}$].
k_0	Contribución estática de la conductividad térmica efectiva [$W m^{-1}K^{-1}$].
h_w	Coefficiente de transferencia de calor en la pared [$W m^{-1}K^{-1}$].
Re_p	Número de Reynolds basado en el diámetro de partícula: ($U\rho_f dp/\mu_f$).
Pr	Número de Prandtl: ($Cp_f\mu_f/k_f$).
Sc	Número de Schmidt: ($\mu_f/\rho_f D$).
D	Difusividad del oxígeno en nitrógeno [$m^2 s^{-1}$].
D_{eff}	Coefficiente de dispersión o difusividad efectiva [$m^2 s^{-1}$].
D^0	Contribución estática de la difusividad efectiva [$m^2 s^{-1}$].
C_n	Concentración molar de oxígeno [$kmol m^{-3}$].
b	Ancho del reactor [m].
L	Altura del lecho empacado [m].
$VKgM$	Flujo de aireación [$l Kg sustrato húmedo^{-1} min^{-1}$].
μ_f	Viscosidad dinámica del fluido [Pa s].
μ_t	Viscosidad turbulenta [Pa s].
ρ_f	Densidad del fluido [$kg m^{-3}$].
ε	Fracción vacía [adimensional].
$\bar{\varepsilon}$	Fracción vacía media [adimensional].
β	Parámetro de la ecuación de Ergun (resistencias inerciales).
α	Parámetro de la ecuación de Ergun (resistencias viscosas).

η	Límite entre la región del centro y de la pared [m].
δ	Contribución dinámica de la conductividad térmica efectiva [$\text{W m}^{-1}\text{K}^{-1}$].
γ	Contribución dinámica de la difusividad efectiva [$\text{m}^2 \text{s}^{-1}$].

Subíndices

z	Posición axial en el biorreactor.
x	Posición en el ancho del biorreactor.
eff	Parámetro efectivo.
f	Fluido.
s	Sólido.
b	Baño de calentamiento.
w	Pared.

Abreviaciones

FMS	Fermentación en medio sólido.
FSm	Fermentación sumergida (o líquida).
NSDF	Modelo de Navier-Stokes-Darcy-Forchheimer
PBB	Biorreactor de lecho empacado (por sus siglas en inglés).

Capítulo 1.

Introducción

Capítulo 1.

1. Introducción

La Fermentación en Medio Sólido (FMS), se lleva a cabo sobre la superficie del sustrato sólido o semisólido en ausencia de agua libre [1, 2, 3, 4]. A diferencia de la fermentación sumergida (FSm), el sustrato no se encuentra diluido en grandes volúmenes de agua. Este tipo de fermentación ha sido aplicada desde antes de los años 40's, aunque, esta tecnología quedó en el olvido, debido a la importancia que obtuvo la FSm en esos años. Sin embargo, a partir de los años 70's adquirido más estudio científico, con la producción de proteínas mediante residuos agroindustriales [1, 2, 3, 4, 5], se produjo un gran interés sobre la FMS. Desde entonces se han desarrollado diferentes procesos de la FMS, para producir una gran variedad de productos como: enzimas [6, 7, 8, 9, 10], alimento para animales [3, 5], ácidos orgánicos [11, 12, 13], pigmentos [14, 15, 16], etc. Así también su uso se ha enfocado a biorprocesos como: biorremediación y biolixiviación, entre otros [17].

Se ha demostrado que la FMS tiene ventajas de rendimiento de productos, sobre la FSm, esto debido a que la FMS, simula el hábitat natural en el cual se desarrollan los microorganismos que requieren una baja actividad de agua [1, 3, 5]. Es importante mencionar que, en este proceso, los microorganismos viables para su uso son hongos y levaduras, debido al bajo contenido de humedad que requieren para su desarrollo (40-60%) [3]. Aunque se han hecho publicaciones, en las cuales, ciertas bacterias se desarrollan bien en sustratos sólidos [18, 19].

Los biorreactores son los equipos en los que se lleva a cabo una fermentación por lo que, también son conocidos como: fermentadores. Existen cuatro tipos tomando como referencia al sustrato y el tipo de aireación (con o sin aireación forzada) [1, 2, 20]: biorreactores de charola, de lecho empacado, de tambor rotatorio y de lecho fluidizado. También se pueden clasificar según el tipo de mezclado en el sustrato [2, 20]: Biorreactores estáticos (lecho empacado o de charolas) o biorreactores agitados (tambor rotatorio). Se han reportado estudios en fermentadores a escala laboratorio y banco, los cuales presentan problemas de gradientes de temperatura y humedad al interior, por lo que se espera que, al llevar el reactor a escala industrial, estos problemas sean mayores. Uno de los mayores retos que presenta la FMS es diseñar un biorreactor en el cual se pueda controlar la humedad, temperatura, concentración de microorganismos en el sustrato utilizado y que, además, no existan resistencias a la transferencia de calor y masa [2].

Los fermentadores de lecho empacado son una de las clases de biorreactores más citados en la literatura [7, 21, 22, 23, 24, 25, 26, 27, 28, 29] debido a su fácil y económica operación. En esta clase de sistemas el sustrato se coloca sobre una bandeja perforada para facilitar el

flujo de aire a través del sustrato. Este sistema principalmente se utiliza para la producción de enzimas [22, 6]. El problema que presenta este tipo de biorreactores es la aparición de gradientes de temperatura, humedad y oxígeno a lo largo del lecho. Los gradientes de temperatura se deben principalmente a la baja conductividad térmica del sustrato, lo cual afecta al crecimiento del microorganismo, como consecuencia limitando la producción de los metabolitos de interés [25, 26, 28, 30, 31]. Para disminuir la aparición de estos gradientes de temperatura, la altura del sustrato empacado se limita a un rango de 20 cm hasta 1 m [20]. No obstante, este tipo de mecanismos (gradientes de temperatura) siempre se tienen en esta clase de sistemas, y su caracterización mediante la integración de datos experimentales [25, 26, 31, 7] y modelado [7, 23, 28, 24, 31, 30, 32] es necesaria para su escalamiento [1, 33, 34, 20, 2].

La caracterización de los mecanismos de transferencia de momento, calor y masa se lleva a cabo en sistemas a escala banco utilizando una configuración geométrica y condiciones de operación similares a las que se tienen en un biorreactor a escala industrial. La transferencia de calor se ha caracterizado en los biorreactores de lecho empacado [7, 23, 25, 26, 24, 20, 35, 31, 32, 30]. No obstante, la mayor parte de estos estudios no consideran adecuadamente el posible efecto de la hidrodinámica en la transferencia de calor y masa. Hay poca información en la descripción de la hidrodinámica en biorreactores con aireación forzada [35, 20]. Existen trabajos sobre la caracterización de la caída de presión, por ejemplo, Auria *et al.* (1993) [21] estudiaron el efecto de la caída de presión en el crecimiento microbiano. Así también, Gumbira-Saíd *et al.* (1993) [27], estudiaron el efecto del tamaño de partícula del sustrato sobre el crecimiento del microorganismo y en la caída de presión en un fermentador de lecho empacado. No obstante, actualmente no se tienen estudios sobre la caída de presión y su relación con los perfiles de velocidad del aire, y su impacto sobre la transferencia de calor en fermentadores de lecho empacado con aireación forzada.

En el presente trabajo se determinó experimentalmente el del flujo de aireación en la caída de presión, para posteriormente predecir los perfiles de velocidad del aire en el biorreactor. Y después poder considerarlos en el estudio de transferencia de calor y masa. Este documento se divide en 7 capítulos. El capítulo 1 es esta breve introducción, mientras que, en el capítulo 2 se explican las generalidades de los biorreactores de lecho empacado, desde su forma de empleo, hasta los mecanismos de transporte presentes en este tipo de sistemas. En el capítulo 3 se define la problemática existente y se definen los objetivos en base a la revisión bibliográfica realizada. En el capítulo 4 se aborda el tema de la hidrodinámica en biorreactores de lecho empacado, se presentan los experimentos realizados; y los modelos empleados, las correlaciones empleadas para obtener caídas de presión y perfiles de fracción vacía, a considerar para la obtención de un perfil de velocidad confiable. En el capítulo 5 se desarrolla el tema de transferencia de calor en los biorreactores de lecho empacado, se describen los modelos que se han utilizado a través de los años, hasta los resultados de la estimación de la conductividad térmica efectiva y del

coeficiente de transferencia de calor en la pared, tomando en cuenta el efecto de la hidrodinámica.

El capítulo 6 es sobre la transferencia de masa, haciendo un enfoque en los pocos estudios reportados en la caracterización de la dispersión dentro de estos sistemas, el modelo de dispersión empleado y el cálculo del módulo de dispersión para conocer el grado de dispersión que existe en el sistema experimental.

Finalmente, en el capítulo 7 se expresan las conclusiones del trabajo, así como futuras perspectivas.

Capítulo 2.

Generalidades de fenómenos de transporte en
biorreactores para FMS.

Capítulo 2.

2. Generalidades de fenómenos de transporte en biorreactores para FMS.

2.1 Fermentación en Medio Sólido (FMS).

La fermentación en medio sólido (FMS) consiste en el crecimiento de microorganismos sobre un sustrato sólido húmedo en ausencia o casi ausencia de agua libre [1,3, 4, 5, 35]. El sustrato debe poseer la suficiente humedad para favorecer el crecimiento y el metabolismo de los microorganismos. La FMS surge como una tecnología potencial para la producción de productos microbianos tales como: enzimas [6, 7, 8, 9, 10, 22], alimento para animales [5], ácidos orgánicos [11, 12, 13], pigmentos [14, 15, 16], etc. El uso de subproductos agroindustriales como sustratos o inclusive sustrato soporte en procesos de FMS ofrece una vía alternativa para agregar valor a éstos, que de otra forma tendrían un valor nulo o serían considerados como residuos no utilizables. Aunado a lo anterior, los procesos en medios sólidos tienen menor requerimiento de energía, producen menos agua residual y son ecológicos, resolviendo el problema de la eliminación de residuos sólidos con alto contenido acuoso [3, 5].

La FMS ofrece una oportunidad para el aprovechamiento de los subproductos de la industria agroalimentaria. Al paso de los años, se han definido criterios de selección de los residuos para ser aprovechados con fines biotecnológicos, algunos de ellos son [34]:

- Que el principal componente del residuo pueda ser utilizado como sustrato para la producción fermentativa de insumos de procesos industriales.
- Que el residuo esté disponible localmente y en las cantidades necesarias para asegurar la fabricación de un producto de interés.
- Que no requiera pretratamiento, y en caso de requerirlo, que éste sea sencillo y económico.
- Que la disponibilidad del residuo permita planificar el proceso para el cual se va a utilizar.

Ventajas y desventajas de la FMS.

Se consideran como ventajas los siguientes aspectos [2, 3]:

- Los medios de cultivo son simples, generalmente subproductos agroindustriales que presentan un alto contenido de los nutrientes necesarios.

- La baja actividad del agua (a_w) ayuda a evitar contaminaciones, especialmente de bacterias.
- Requiere poco volumen de agua, lo que disminuye el tamaño del biorreactor.
- El proceso de recuperación de producto es simple. Algunos productos son utilizados integralmente como alimento animal, productos para control biológico, etc.
- Alta concentración de productos.

Entre las principales desventajas se encuentran:

- Su aplicación se limita a microorganismos que crecen en bajos contenidos de humedad.
- La extracción del calor metabólico puede ser un problema, sobre todo cuando se trabaja a gran escala y no se controla el proceso (gradientes de temperatura en el sustrato).
- La naturaleza sólida del sustrato trae problemas al medir los parámetros de la fermentación, como el pH, temperatura, contenido de humedad y concentración de sustrato y productos en tiempo real.
- El sistema es más complejo de estudiar, debido a que cuenta con tres fases: la fase sólida (sustrato), fase líquida (agua contenida en el sustrato), y fase fluida (aire presente en el biorreactor).
- Existen resistencias a la transferencia de calor y oxígeno intra-partícula, lo cual limita la producción de los metabolitos deseados.

2.1.1 Aplicaciones de la FMS.

En las últimas cuatro décadas se ha incrementado el interés de la FMS para la producción de diversos productos, los cuales incluyen [35, 3]:

- Enzimas como: amilasas, proteasas, lipasas, pectinasas, celulasas.
- Pigmentos
- Compuestos de sabores y aromas
- Compuestos orgánicos como: etanol, ácido oxálico, ácido cítrico y ácido láctico, entre otros.
- Enriquecidos proteicos para alimento de animales (ensilaje).
- Alimento para animales con niveles reducidos de toxinas o con digestibilidad mejorada.
- Antibióticos (penicilina).
- Inóculo de esporas (como el inóculo de esporas de *Penicillium roqueforti* para la producción de “blue cheese”).

▪ Etapas generales de un proceso de FMS

A un nivel general, las etapas de un proceso de FMS no difieren de la FSm. Las etapas son las siguientes [2, 35]:

- La preparación del sustrato sólido (diámetro de la partícula, pH, concentración de nutrientes).
- Preparación de inóculo.
- Inoculación del sustrato húmedo.
- Incubación a la temperatura conveniente.
- Mantenimiento de las condiciones óptimas (pH, temperatura, humedad, mezclado, aireación, patrón de flujo) del proceso.
- Recuperación del producto.

La FMS es un proceso que ocupa volúmenes de agua menores que la FSm, debido a que no requiere agua libre. Sin embargo, es un proceso de interacciones complejas entre tres fases (flujo de aire, sustrato sólido, agua en el interior del sustrato) [2, 3, 35]. Aun así, la FMS se encuentra bajo investigación constante, desarrollando nuevos procesos, para el aprovechamiento de subproductos agroindustriales. Un equipo de vital importancia para llevar a cabo este proceso, son los biorreactores, los cuales, deben asegurar las condiciones adecuadas para el crecimiento del microorganismo (temperatura, humedad y aireación adecuada).

En la siguiente sección, se describen brevemente algunos biorreactores comúnmente usados para procesos de FMS.

2.2 Tipos de Biorreactores para la fermentación en medio sólido

Los biorreactores se pueden clasificar según el tipo de aireación que tengan y agitación con el que cuenten [3, 35]; en este sentido, se dividen en cuatro grupos, los cuales, son los siguientes:

- Grupo I: Biorreactores sin aireación forzada y sin mezclado (o poco frecuente) (Biorreactor de tipo charolas)
- Grupo II: Biorreactores con aireación forzada y sin mezclado (o poco frecuente) (Biorreactor de lecho empacado)
- Grupo III: Biorreactores sin aireación forzada y con mezclado frecuente (Biorreactor de tambor rotatorio)
- Grupo IV: Biorreactores con aireación forzada y con mezclado frecuente (Biorreactor de lecho fluidizado)

En la siguiente sección, se describe brevemente dos tipos de biorreactores diferentes: biorreactores de charola y biorreactores de lecho empacado, siendo el segundo tipo el sistema experimental utilizado en el presente trabajo.

2.2.1 Biorreactores de charola

Los biorreactores de charolas son sistemas simples, en los que el sustrato se extiende en charolas de madera o acero inoxidable, los cuales, son perforadas en el fondo para facilitar la convección de aire [1, 3, 35]. El sustrato se coloca en la charola homogéneamente en capas delgadas (desde 5 cm hasta 15 cm de altura) que también están arreglados con un espacio entre ellos para permitir la aireación [35]. Las charolas son arregladas en una cámara o cuarto con temperatura y humedad controlada. Este modelo es fácil de escalar, pero requiere grandes áreas para operación, labor intensiva y dificultades con el control de la contaminación [35]. Los problemas de operación pueden ocurrir con la transferencia de oxígeno, lo cual depende de las características de la charola y el espesor o altura de la capa de sustrato. Cuando el sustrato es inoculado, la concentración de oxígeno es uniforme. Sin embargo, cuando son utilizados 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 oxígeno lo cual es inevitable, especialmente para mayores espesores de sustrato [1, 3, 35].

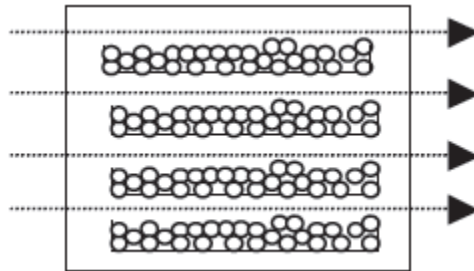


Figura 2.1. Esquema de un biorreactor de charolas [35].

2.2.2 Biorreactores de lecho empacado

Los biorreactores de lecho empacado se caracterizan por tener un sustrato estático sobre una placa base a través de la cual se aplica aireación forzada [2, 3, 35]. El diseño típico es una columna cilíndrica alta y delgada, sin embargo, son posibles algunas variaciones al diseño.

La aireación forzada se aplica comúnmente desde la parte inferior o fondo; debido a que, si la aireación se hiciera desde la parte superior, el lecho sufriría compactación, lo cual aumentaría la caída de presión en el interior del sistema [35]. La humedad de aire entrante puede mantenerse alta para minimizar la pérdida de agua del sustrato. De manera similar,

el flujo del aire entrante puede ser manipulado para auxiliar en la regulación de la temperatura de incubación [25, 26]. No obstante, en la mayoría de los casos la temperatura del aire entrante se mantiene constante [21, 24, 26, 28, 35, 30, 31, 32, 36].

Las columnas generalmente tienen una altura de entre 20 cm hasta 1 metro, pueden ser colocadas en baños de agua para controlar la temperatura [22, 31], pero para columnas de mayor diámetro (mayores a 10 cm) es esencial una chaqueta de agua para el control de temperatura [25, 26, 31].

Una de las ventajas de los biorreactores de lecho empacado es que son relativamente simples y permiten mejor control de la temperatura y humedad del proceso comparado con los biorreactores de charolas [1, 3, 4, 35]. Debido a lo anterior, muchos investigadores han empleado los biorreactores de lecho empacado. Las principales desventajas de los biorreactores de lecho empacado incluyen dificultades con el vaciado del producto final desde el biorreactor, crecimiento no uniforme, baja remoción de calor, y problemas con el escalamiento [1, 2, 35].

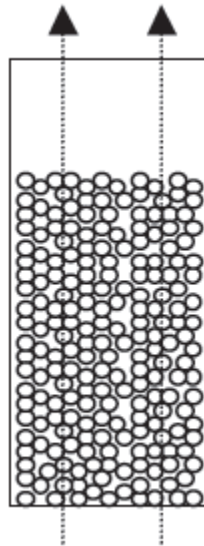


Figura 2.2. Esquema de un biorreactor de lecho empacado [35].

Sin embargo, como se mencionó antes, existen retos de diseño en los biorreactores para FMS, los cuales, para atenderlos con mayor posibilidad de éxito, es necesario un mayor entendimiento de los fenómenos que coexisten, dependiendo el tipo de biorreactor (aireación forzada, agitados, estáticos). En el siguiente apartado se da una breve descripción de los fenómenos que pueden estar presentes en los biorreactores de charola y de lecho empacado.

2.3 Bases de transferencia de calor y masa en biorreactores para fermentación en medio sólido.

Cada tipo de biorreactor que se utiliza en FMS tiene tres subsistemas, la pared del biorreactor, el lecho con el sustrato y los gases del “headspace”. El lecho con el sustrato puede por sí mismo ser tratado como un sistema con dos fases separadas, las fases sólida y gaseosa [7], o puede ser tratada como una sola fase pseudo-homogénea con las propiedades efectivas de las fases sólida y gaseosa [22, 24, 23, 28, 30, 31, 36, 32].

2.3.1 Fenómenos presentes en el interior del sustrato

Los fenómenos que se mencionan a continuación son para un sustrato estático, el cual se considera como una simple fase pseudo-homogénea [35]:

Producción de calor metabólico. El lecho es el sitio del crecimiento microbiano, y por lo tanto el sitio de la producción de calor metabólico.

Conducción. Esto ocurre en respuesta a los gradientes de temperatura, con la energía fluyendo de regiones calientes a regiones frías. Dependiendo del biorreactor, gradientes de temperatura significantes pueden existir en ninguna, una, dos o tres dimensiones. La conducción usualmente es de menor importancia si el lecho es aireado forzosamente o mezclado.

Difusión. Los componentes de la fase gas (O_2 , CO_2 y vapor de agua) se difundirán entre 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 solo es importante en los biorreactores de tipo charola.

Transferencia de calor convectivo. Esto ocurre si el lecho es aireado forzosamente. Como 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. Desde que el aire se mueve a través del lecho, se lleva la energía lejos desde el sitio de producción, y esto representa un gran flujo de energía a través del lecho.

Evaporación. El agua se evapora desde el sólido hasta la fase de aire, 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 para airear el biorreactor, si la temperatura del aire incrementa mientras el aire está dentro del lecho, la capacidad del aire de absorber agua incrementa.

Transferencia de masa convectiva. Como el flujo de aire forzado a través del lecho, arrastra vapor de agua, oxígeno y dióxido de carbono, lo que representa grandes flujos de esos componentes.

2.3.2 Fenómenos presentes en la pared del biorreactor.

El calor será transferido a través de la pared del biorreactor por conducción si hay un gradiente de temperatura a través de ella. Teniendo en cuenta que, dependiendo del gradiente de temperatura, la conducción no se produce necesariamente directamente desde el interior hacia el exterior. La distribución de las temperaturas en las paredes del biorreactor de FMS y su influencia en la conducción han recibido muy poca atención [35, 37, 20].

2.3.3 Transferencia entre subsistemas cuando el lecho es tratado como una fase simple pseudo-homogénea.

La transferencia de calor puede ocurrir entre cualquiera de las fases: el lecho y la pared del biorreactor. En todos los tipos de biorreactores, el calor puede ser transferido por conducción desde el sustrato hacia la pared. También, habrá transferencia de calor por convección entre el aire y la pared del biorreactor [34, 20, 35, 31].

- En biorreactores, en los cuales, la aireación es forzada, el flujo convectivo de aire dejando el lecho, arrastra energía y masa (vapor de agua, oxígeno y dióxido de carbono).
- En biorreactores donde el aire es circulado sólo pasando por la superficie del lecho, la transferencia de calor y masa ocurre por conducción y difusión a través de la capa de gas estático en la superficie del lecho, hacia el aire que circula arriba del lecho. Mientras que una cantidad significativa de agua puede evaporarse a partir de las partículas de sustrato expuestas.

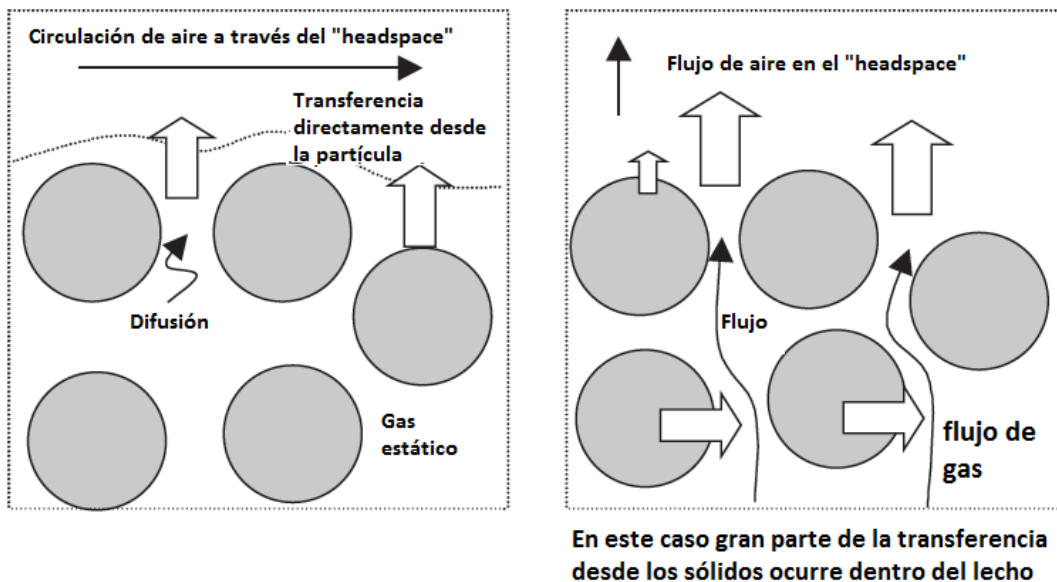


Figura 2.3. Diferencia entre aireación "sobre" el lecho y aireación forzada "entre" el lecho [35].

En la Figura 3.3 se puede apreciar la diferencia entre dos tipos de aireación: sobre el lecho (biorreactores de charola), donde el transporte de masa y energía se ve limitado a difusión, y la aireación forzada entre el lecho (biorreactores de lecho empacado), en la cual, el transporte de masa y energía se promueve de manera convectiva, mientras que la difusión se limita para ciertas zonas donde la aireación pueda no existir.

2.3.4 Transferencia entre subsistemas cuando el lecho es tratado como dos fases separadas

En algunos casos, el sustrato no es tratado como una fase pseudo-homogénea, sino como dos fases separadas. De hecho, esto es necesario en los casos en donde no es razonable suponer que las partículas del sustrato y el aire que se encuentra entre las partículas están en equilibrio térmico y de humedad [35].

2.4 Problemas de diseño en biorreactores para FMS

Los problemas que se encuentran en el proceso de la fermentación son generalmente debido al inapropiado diseño del reactor, el cual debe mantener la humedad requerida, la temperatura y que no existan gradientes de concentración de oxígeno al interior del sustrato. La eficiencia, productividad y economía de la FMS es afectada por varios factores como la transferencia de masa y calor a un nivel macro y micro en el biorreactor [1, 4, 22, 5, 2, 3, 35].

En los siguientes apartados, se mencionan las dificultades que deben solucionarse, para poder llevar el escalamiento a nivel industrial de los biorreactores de lecho empacado.

2.4.1 Problemas de transferencia de masa

A un nivel microscópico, la transferencia de masa depende de la naturaleza y del patrón de crecimiento del microorganismo y su respuesta a los cambios del ambiente local. El crecimiento del microorganismo depende de la difusión intra e inter-partícula de gases como oxígeno, dióxido de carbono, nutrientes y productos del metabolismo en el sustrato [35].

A nivel macroscópico, el flujo de aire en la entrada y la salida del reactor afecta el calor sensible y la composición de oxígeno, dióxido de carbono y humedad. Los problemas en FMS ocurren en reactores industriales donde, el problema de la ausencia de agua libre y la generación de calor metabólico, pueden resultar en gradientes de temperatura [2, 3, 35]. Para asegurar una buena transferencia de calor y masa en el reactor, deben ser adoptadas velocidades de flujo adecuados y patrones de contacto entre las fases en el biorreactor.

El tamaño de partícula y forma del sustrato puede afectar el patrón de flujo y la porosidad en el lecho [21, 27]. El mezclado y la aireación benefician a una buena transferencia de nutrientes en el lecho. Para mantener la humedad adecuada en el sustrato, el monitoreo continuo de la humedad en la entrada y salida del aire es esencial [2].

En sistemas con aireación forzada, la transferencia de oxígeno es menos probable que sea un factor limitante [25, 26], pero la transferencia de algunos nutrientes puede afectar el crecimiento del microorganismo. En el caso de hongos filamentosos, la capa en el sustrato depende de la transferencia intra-partícula de oxígeno y el contenido de humedad de la partícula [33].

2.4.2 Problemas de transferencia de calor

La generación de calor es directamente proporcional a la actividad metabólica del microorganismo en el biorreactor [1, 38, 4]. A medida que la fermentación avanza, el oxígeno se difunde y activa la bio-reacción, liberando calor, el cual, se acumula en el biorreactor debido a las pobres propiedades de transporte del sustrato (baja conductividad térmica) [2, 3, 35]. Por lo que, gradientes de temperatura se pueden crear con una temperatura que ascienda tan alto como 70 °C (la temperatura óptima fluctúa entre 35 a 45°C, dependiendo del microorganismo empleado). La remoción de calor y regulación depende de la aireación en el sistema de fermentación. Altas temperaturas, afectan la germinación de esporas, el crecimiento, y, por lo tanto, la formación de productos [1, 2, 3, 35]. Baja humedad, baja conductividad térmica del sustrato, resulta en una transferencia de calor pobre en la FMS [2].

Para dar un paso más en la mejora de este tipo de sistemas, es necesaria una caracterización adecuada de los fenómenos de transporte (momentum, calor y masa), debido a que con la información que pueda brindar esta caracterización, se pueden proponer nuevos diseños que podrían mejorar esta problemática. En los siguientes capítulos se desarrolla toda la caracterización.

Capítulo 3.

Planteamiento del problema.

Capítulo 3.

3. Definición del problema.

La fermentación en medio sólido (FMS) ofrece una alternativa para llevar a cabo procesos, en los cuales, se crean productos de valor agregado a partir de desechos agroindustriales [1, 2, 3]. En México se generan anualmente alrededor de 76 millones de toneladas de residuos orgánicos de frutas (limón, peras, manzanas, papaya, piña, plátano, naranja) y vegetales (maíz, caña de azúcar, frijol, col, zanahoria, tomate, lechuga, papa). Estos residuos, provenientes de la industria de alimentos, así como del sector agroindustrial y doméstico [39], puede ser aprovechado para usarlo en la FMS y producir diferentes productos con valor agregado.

La producción de las proteasas es de interés industrial ya que esta clase de enzimas representan alrededor del 60% de ventas en el mundo [40]. Las proteasas son utilizadas para la fabricación de bebidas, panificaciones, galletería, ablandadores de carne, jabones, saborizantes, etc.

El diseño conceptual de un biorreactor de FMS para producir proteasas presenta complicaciones en la ingeniería de diseño ya que en los biorreactores que se utilizan para su producción, de charola y de lecho empacado, se presentan resistencias a la transferencia de calor , debido a la actividad metabólica del microorganismo y a la baja conductividad térmica del sustrato [2, 3, 35], que deben ser caracterizadas adecuadamente para el adecuado diseño conceptual de esta tecnología. Es importante resaltar que las altas temperaturas afectan la germinación de esporas, el crecimiento y como consecuencia, la producción de proteasas [2]

Sin embargo, para poder llevar a escala industrial este tipo de biorreactores, existen problemas de diseño, en los cuales, se genera un aumento de temperatura, debido a la actividad metabólica del microorganismo y a la baja conductividad térmica del sustrato [2, 3, 35], esta baja conductividad es la principal resistencia a la transferencia de calor. Las altas temperaturas afectan la germinación de esporas, el crecimiento y como consecuencia: la formación de productos [2].

Para proponer el diseño de nuevos biorreactores y mejorar ciertos aspectos en términos de los fenómenos de transferencia de energía, es necesario llevar a cabo una caracterización de los fenómenos de transporte presentes en el biorreactor. Aunando a lo anterior, es importante resaltar que los biorreactores de lecho empacado con aireación forzada no existen actualmente a escala industrial [4, 38, 33], debido al problema de acumulación de calor metabólico dentro del biorreactor [1, 2, 3], de aquí la importancia del presente estudio.

3.1 Pregunta de Investigación

¿Es relevante tomar en cuenta la hidrodinámica al estudiar los fenómenos de transporte de calor y masa?

¿Se pueden proponer mejoras en el diseño conceptual, mediante una adecuada caracterización de los fenómenos de transporte (momento, calor y masa)?

3.2 Objetivos

3.2.1 Objetivo general

Caracterizar la hidrodinámica, la transferencia de calor y masa en un biorreactor de charola con aireación forzada para la fermentación en medio sólido en condiciones abióticas.

3.2.2 Objetivos específicos

- ✓ Describir la hidrodinámica dentro del biorreactor obteniendo los perfiles de velocidad a través de experimentos de caída de presión, y la determinación de la viscosidad turbulenta.
- ✓ Caracterizar la transferencia de calor estimando la conductividad térmica efectiva y el coeficiente global de transferencia de calor en la pared (tomando en cuenta el efecto de la hidrodinámica) mediante datos experimentales.
- ✓ Evaluar el coeficiente de dispersión y el módulo de dispersión del oxígeno dentro del biorreactor, mediante mediciones experimentales de distribución de tiempos de residencia.

Capítulo 4.

Hidrodinámica.

Capítulo 4.

4. Hidrodinámica

4.1 Estudios de hidrodinámica.

Para estudiar el biorreactor de lecho empacado con geometría rectangular, se consideró el estudio realizado por Vortmeyer y Schuster (1983) [41]. Ellos determinaron mediante modelado el perfil de velocidad en un lecho rectangular, comparando sus resultados con observaciones locales de velocidad. Encontraron que las mismas correlaciones desarrolladas para sistemas cilíndricos eran aplicables a sistemas rectangulares, sin embargo, emplearon perfiles de fracción las cuales sólo toman en cuenta el efecto de la pared (sin oscilaciones) y, como consecuencia obtuvieron perfiles de velocidad planos en donde sólo se muestra la velocidad máxima cerca a la pared.

Actualmente se han publicado pocos estudios sobre la caracterización de la hidrodinámica en biorreactores de lecho empacado, a continuación, se mencionan estos trabajos:

En 1993, Auria y colaboradores [21] llevaron a cabo estudios de caída de presión en un lecho empacado de 8 cm de altura del lecho y 2 cm de diámetro interno. El medio fue un sustrato artificial basado en una resina (amberlita), impregnada con nutrientes, los flujos de aireación fueron de: 0.0325, 0.0675 y 0.1 litros de aire min^{-1} . Los autores reportaron que, la caída de presión presenta un perfil semejante al comportamiento de la producción de dióxido de carbono. En sus mediciones reportan que la caída de presión aumentó de 2060 Pa m^{-1} a 6766 Pa m^{-1} , debido al crecimiento microbiano (*Aspergillus niger* ANH15), sin embargo, el estudio estuvo orientado a encontrar la relación entre la caída de presión en el lecho y el crecimiento del microorganismo. En este trabajo no se obtuvieron perfiles de velocidad. En el mismo año, Gumbira-Sa'id [27], estudió el efecto del diámetro de partícula y el crecimiento del microorganismo (*Rhizopus oligosporus* ACM 145F) sobre la caída de presión en dos lechos empacados con aireación forzada: el primero de 4.9 cm de diámetro interno y 60 cm de alto, mientras que el segundo biorreactor de 4.2 cm de diámetro interno por 5.2 cm de altura, las partículas tenían un diámetro de: 2, 3 y 4 mm, mientras que el flujo de aireación fue de: 12.5 litros de aire min^{-1} . La caída de presión máxima registrada fue empleando las partículas más pequeñas (2 mm de diámetro), las mediciones variaron de la siguiente forma: 225.55 Pa m^{-1} en partículas de 2 mm de diámetro, 201.03 Pa m^{-1} en partículas de 3 mm y 187.96 Pa m^{-1} en partículas de 4 mm. En este trabajo, los autores utilizaron la ecuación de Ergun [42] para calcular la fracción vacía dentro del lecho usando los datos experimentales de caída de presión:

$$\frac{\Delta p}{L} = 150 \frac{(1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \frac{\mu_f U}{(\phi_s d_p)^2} + 1.75 \frac{(1 - \varepsilon) \rho_f U^2}{\varepsilon^3 \phi_s d_p} \quad (4.1)$$

Donde Δp es la caída de presión (g cm^{-2}); L es la altura del lecho (cm); ε es la fracción vacía; μ_f es la viscosidad del fluido ($\text{g cm}^{-1} \text{s}^{-1}$); U es la velocidad superficial del gas en la ausencia de la columna empacada (cm s^{-1}); ϕ_s es la esfericidad de la partícula; d_p es el diámetro de partícula (cm); y ρ_f es la densidad del fluido (g cm^{-3}). Sin embargo, este estudio fue realizado para relacionar la caída de presión con el crecimiento microbiano y no para caracterizar la permeabilidad del lecho y obtener un perfil de velocidad. Aunado al hecho de que no se comprobó si la ecuación de Ergun predecía la caída de presión del sistema en estudio [42].

En ambos trabajos, los autores llegaron a la conclusión de que, en caso de no contar con un equipo para medir la concentración de oxígeno y dióxido de carbono, se puede usar la caída de presión como un indicador del crecimiento microbiano. Por otro lado, Pessoa *et al.* (2016) [43] llevaron a cabo la simulación de un biorreactor de lecho empacado a escala piloto mediante la Dinámica de Fluidos Computacional (CFD) empleando el software Ansys fluent en el cual realizaron experimentos de caída de presión para estimar las resistencias viscosas e inerciales del sustrato. Empleando un flujo de aire de 4000 l min^{-1} , obtuvieron caídas de presión entre: 761.2 hasta 1712.7 Pa m^{-1} . Sin embargo, emplearon una fracción vacía media, lo cual genera incertidumbre principalmente en lo que pasa cerca a la pared, debido a que es la región en donde se encuentra una mayor fracción vacía, como consecuencia, se obtiene un perfil de velocidad plano (flujo pistón).

4.1.1 Modelo Navier-Stokes-Darcy-Forchheimer

El modelo de Navier-Stokes-Darcy-Forchheimer es uno de los más empleados para describir el perfil de velocidad en un lecho empacado [44, 45, 46], este es un modelo que toma en cuenta el medio poroso como pseudo-continuo y es aplicable a fluidos newtonianos (suponiendo viscosidad y densidad constantes). El modelo es el siguiente:

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho_f \varepsilon \vec{u}) + \rho_f \varepsilon \vec{u} \cdot (\nabla \varepsilon \vec{u}) = -\nabla \varepsilon p + \mu_f \nabla^2 \varepsilon \vec{u} + \rho_f \vec{g} - \vec{R}_{g-s} \quad (4.2)$$

Donde:

- $\left[\frac{\partial}{\partial t} (\rho_f \varepsilon \vec{u}) + \rho_f \varepsilon \vec{u} \cdot (\nabla \varepsilon \vec{u}) \right]$: son las fuerzas inerciales, provenientes de la ecuación de Navier-Stokes.
- $[-\nabla \varepsilon p]$: Es la caída de presión.
- $[\mu_f \nabla^2 \varepsilon \vec{u}]$: Es el término que toma en cuenta los cortes viscosos.
- $[\rho_f \vec{g}]$: Son las fuerzas volumétricas.

- $[\vec{R}_{g-s}]$: Son las interacciones sólido-fluido, que toma en cuenta la presencia del sólido (Términos Darcy-Forchheimer).

Donde el ultimo termino, representa las resistencias viscosas e inerciales, debido a la presencia del sólido, los términos fueron propuestos por Darcy y Forchheimer:

$$\vec{R}_{g-s} = \frac{\mu_f}{k(\varepsilon)d_p^2} \vec{u} + \frac{\rho_f}{k_z(\varepsilon)d_p} \vec{u}^2 \quad (4.3)$$

Para predecir los campos de velocidad, se utilizan diferentes expresiones para las variables $k(\varepsilon)$ y $k_z(\varepsilon)$. Estas expresiones tienen una relación directa con las ecuaciones usadas para calcular la caída de presión en lechos empacados [45]. Las siguientes ecuaciones muestran la dependencia de $k(\varepsilon)$ y $k_z(\varepsilon)$ con la fracción vacía, según Ergun [42]:

$$k(\varepsilon) = -\frac{1}{150 \left(\frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \right)}; \text{Para } Re_p < 10 \quad (4.4)$$

$$k_z(\varepsilon) = -\frac{1}{1.75 \left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \right)}; \text{Para } Re_p > 10 \quad (4.5)$$

4.2 Sistema experimental

El sistema en estudio es un biorreactor de charola (lecho rectangular) con aireación forzada, el cual se encuentra en un baño de agua con temperatura controlada, también cuenta con un humidificador para asegurar una alta humedad en el aire de entrada y así, evitar la pérdida de humedad en el lecho durante la operación del sistema. El sustrato está conformado por partículas esféricas de 1.5 mm de diámetro, lo cual da una relación de ancho a diámetro de partícula de 100. Mientras que para el rango de flujo de aireación se optó por emplear flujos de: 0.2, 0.3 y 0.4 litros de aire por minuto (0.5, 0.75 y 1 VKgM). El lecho esta soportado por una malla de acero inoxidable. El sistema se describe detalladamente en el anexo A.

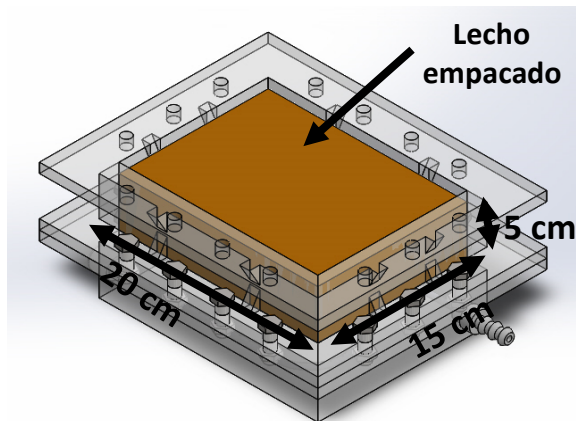


Figura 4.1. Dimensiones del biorreactor en estudio (las dimensiones solo describen la zona donde se empaqueta el lecho).

En la Figura 4.1 se observa el biorreactor rectangular, y las dimensiones que toma el lecho empacado, la imagen se muestra sin la tapa, la cual es atornillada al cuerpo del biorreactor, además, cuenta con una junta de neopreno para evitar la entrada de agua del sistema de calentamiento.

El medio poroso para empaquetar el biorreactor estuvo conformado por una mezcla que contenía: 46.7 % de subproductos de frutas y verduras y un 53.3% de pasta de soya, en donde los subproductos de frutas y verduras se sometieron a un proceso de deshidratación y homogeneización de tamaño de partícula mediante tamizado, el proceso se describe a continuación [22]:

1. Se colectaron subproductos frescos de frutas y verduras de diversas fuentes de los alrededores de la universidad (UAM-I).
2. Posteriormente se deshidrataron los subproductos frescos por medio de la aplicación de un flujo de aire a 60 °C en un secador tipo charola de 10 kg de capacidad durante 12-15 horas, hasta alcanzar una humedad de alrededor del 6%.
3. La materia seca se trituró en porciones de 300 a 400 g en una licuadora de uso doméstico en periodos de 30 s con el objetivo de reducir el tamaño de partícula.
4. Por último, la materia seca se tamizó y se separó en porciones según el tamaño de partícula. Para este trabajo se emplearon las partículas de tamaño entre 1.68 mm y 1.41 mm.

4.2.1 Algoritmo para la caracterización de la hidrodinámica

En el siguiente diagrama, se muestra el algoritmo que se siguió para la caracterización de la hidrodinámica en el biorreactor de lecho empacado con aireación forzada:

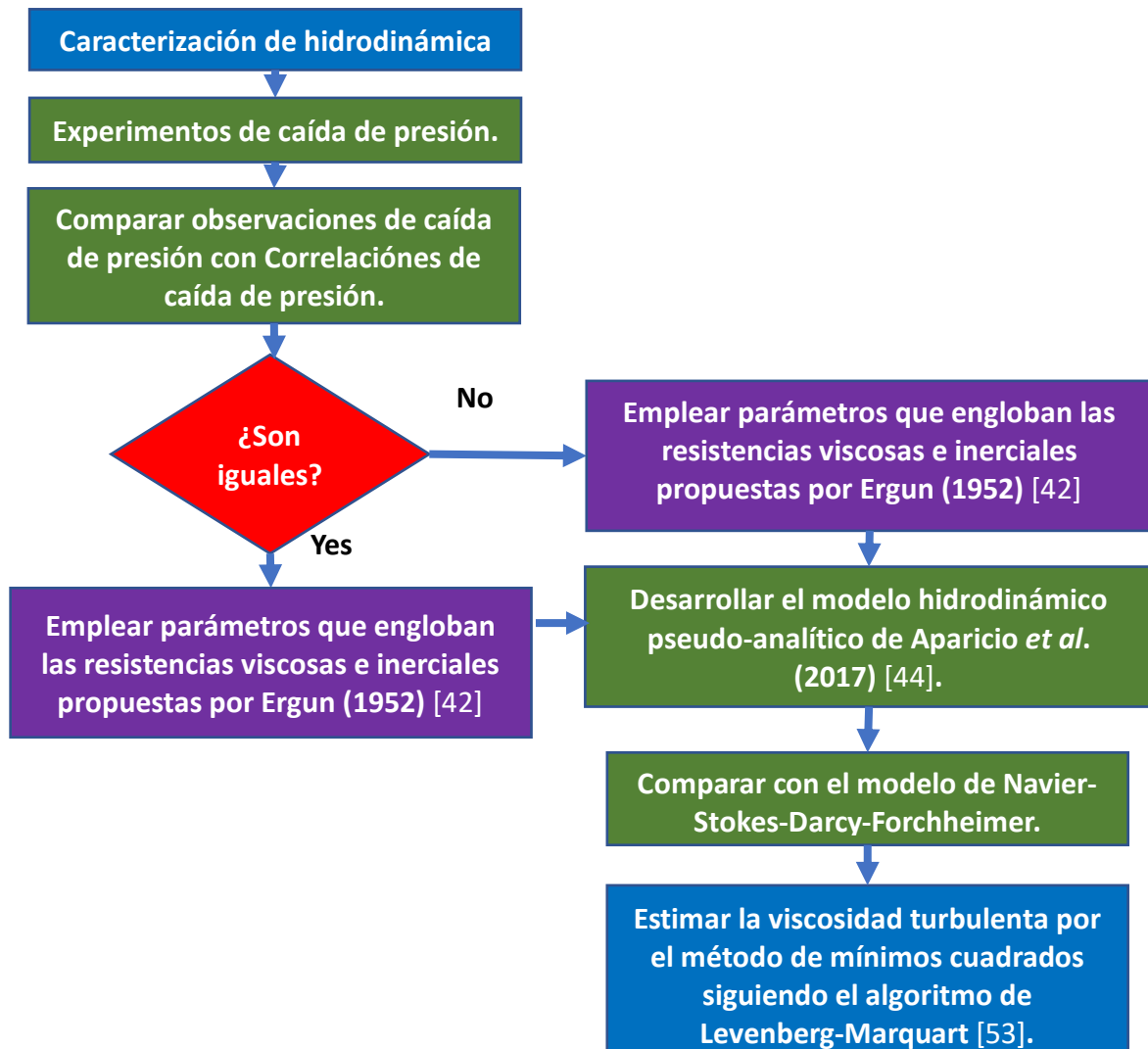


Figura 4.2. Algoritmo para la caracterización de la hidrodinámica.

4.2.2 Modelos de hidrodinámica

4.2.2.1 Aproximación hidrodinámica de dos zonas.

El perfil de velocidad dentro del lecho se obtuvo mediante el modelo de dos zonas propuesto por Aparicio *et al.* en 2017 [44]. En el cual se divide el interior del reactor en dos zonas (Figura 4.3):

1. La región del centro (o del núcleo) en la cual dominan las interacciones sólido-fluido donde las pérdidas de energía por fricción son debido a la presencia del sólido.

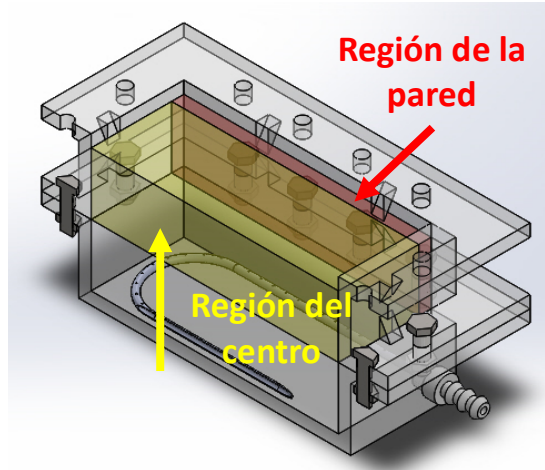


Figura 4.3. Regiones dentro del biorreactor: (zona roja) región de la pared y (zona amarilla) región del centro (o del núcleo).

La ecuación propuesta que describe esta zona es:

$$0 = -\varepsilon \frac{\partial P_z}{\partial z} - \left[\frac{\mu_f}{K} \varepsilon V_z^{CR} + \frac{\rho_f}{K_z} \varepsilon^2 (V_z^{CR})^2 \right] + \varepsilon \rho_f g_z \quad (4.6)$$

Su solución da la ecuación que describe la velocidad axial en la región del centro del lecho:

$$V_z^{CR} = \frac{-1 + \sqrt{1 + \lambda}}{\varphi} \quad (4.7)$$

Donde los parámetros λ y φ son:

$$\lambda = 4\varepsilon \frac{\rho_f}{\mu_f^2} \left(\frac{K^2}{K_z} \right) \left(\frac{\Delta P_z}{L} + \rho_f g_z \right) \quad (4.8)$$

$$\varphi = 2\varepsilon \frac{\rho_f}{\mu_f} \left(\frac{K}{K_z} \right) \quad (4.9)$$

$$K = \frac{\varepsilon^2 dp^2}{\alpha(1 - \varepsilon)^2} \quad (4.10)$$

$$K_z = \frac{\varepsilon^2 dp}{\beta(1 - \varepsilon)^2} \quad (4.11)$$

Donde L es la altura del lecho, ΔP_z es la caída de presión observada en todo el lecho, ρ_f es la densidad del fluido, g_z es la fuerza de gravedad, μ_f es la viscosidad del fluido y los parámetros de permeabilidad K y K_z contienen los parámetros α y β los cuales engloban

las resistencias viscosas e inerciales, originalmente son los valores propuestos ($\alpha = 150$ y $\beta = 1.75$) por Ergun [42], sin embargo, estos parámetros deben ser reestimados mediante observaciones de caída de presión, ya que fueron propuestos de un sistema diferente al estudiado.

2. La zona cercana a la pared: en esta región controlan las interacciones fluido- fluido debido a la baja presencia de sólidos ($\varepsilon > 0.8$), por lo que existe menos resistencia al flujo del fluido, despreciando los términos que toman en cuenta las interacciones fluido-partícula, se propuso el siguiente modelo:

$$\rho_f \varepsilon^2 V_z^{WR} \frac{\partial V_z^{WR}}{\partial z} = -\varepsilon \frac{\partial p_z}{\partial z} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(\mu_{eff} r \frac{\partial \varepsilon V_z^{WR}}{\partial r} \right) \quad (4.12)$$

Sin embargo, se desprecia el fenómeno inercial debido a la interacción fluido-fluido (primer término del lado izquierdo de la ecuación 4.8) y, además, se desprecia la curvatura debido al pequeño espesor de esta región, con lo cual se obtiene la siguiente ecuación:

$$\frac{1}{\delta^2} \frac{\partial}{\partial x} \left(\mu_{eff} \frac{\partial \varepsilon V_z^{WR}}{\partial x} \right) = \varepsilon \frac{\partial p_z}{\partial z} \quad (4.13)$$

En la ecuación 4.9 se introdujeron diferentes términos: una relación lineal de la viscosidad efectiva (μ_{eff}) con la viscosidad del fluido (μ_f), una viscosidad turbulenta (μ_t) y una distancia adimensional desde la pared ($x = (R_t - r) / \delta$): $\mu_{eff} = \mu_f (1 + \theta_t x)$, donde: $\theta_t = \mu_t / \mu_f$. y también una velocidad adimensional: $U^{WR} = V_z^{WR} / V_{z0}$. Lo que da origen a la siguiente ecuación:

$$\frac{\partial}{\partial x} \left[(1 + \theta_t x) \frac{\partial \varepsilon U^{WR}}{\partial x} \right] = \frac{\delta^2 \varepsilon}{\mu_f V_{z0}} \frac{\partial p_z}{\partial z} \quad (4.14)$$

Después se introducen diferentes términos como el diámetro de tubo efectivo, radio hidráulico y factor de fricción (para más detalles consultar el artículo de Aparicio *et al.* (2017) [44]).

Finalmente, la ecuación que describe el perfil de velocidad en la región cercana a la pared es la siguiente:

$$V_z^{WR} = \left[\frac{(1 + \theta_t) \ln(1 + \theta_t x) - \theta_t x}{(1 + \theta_t) \ln(1 + \theta_t) - \theta_t} \right] V_z^{CR} |_{x=1} \quad \text{para } (\eta < r < R_t) \quad (4.15)$$

Donde x es la distancia adimensional que existe desde la pared hasta η , el cuál es el límite entre la región del centro y la región de la pared, y se encuentra con la siguiente expresión:

$$\frac{1}{Rt - \eta} = \left[\frac{Rt + \frac{6}{d_p} \int_{\eta}^{Rt} r [1 - \varepsilon(r)] dr}{4 \int_{\eta}^{Rt} r \varepsilon(r) dr} \right] \quad (4.16)$$

$$\sqrt{\frac{4\varepsilon_m}{9} \left[\frac{(1 + \theta_t) \ln(1 + \theta_t) - \theta_t}{\theta_t^2} \right] \left[\alpha + \frac{4 \int_{\eta}^{R_t} r \varepsilon(r) dr}{R_t + \frac{6}{d_p} \int_{\eta}^{R_t} r [1 - \varepsilon(r)] dr} \left(\beta \frac{3 V_{z0} \rho_f}{2 \mu_f} \right) \right]}$$

La cual se soluciona por algún método numérico para resolver ecuaciones algebraicas no lineales, al mismo tiempo que las integrales son resueltas numéricamente.

Así mismo θ_t es la relación entre la viscosidad del fluido y una viscosidad turbulenta, la cual engloba fenómenos de turbulencia que pueden estar presentes debido a la presencia de sólido en esta región: $\theta_t = \mu_t / \mu_f$

Generalmente esta viscosidad turbulenta se estima mediante datos experimentales, sin embargo, en este caso, no fue posible obtener observaciones de velocidad local del fluido, como alternativa, se empleó el modelo de Navier-Stokes (NSDF) acoplado con los términos que toman en cuenta las resistencias viscosas e inerciales debido a la presencia del sólido (Darcy- Forchheimer), que con una caracterización adecuada de las resistencias viscosas e inerciales debidas a la presencia del empaque permite describir con confianza el perfil de velocidad en un lecho empacado [45]. Esta comparación permitió estimar la viscosidad turbulenta del lecho.

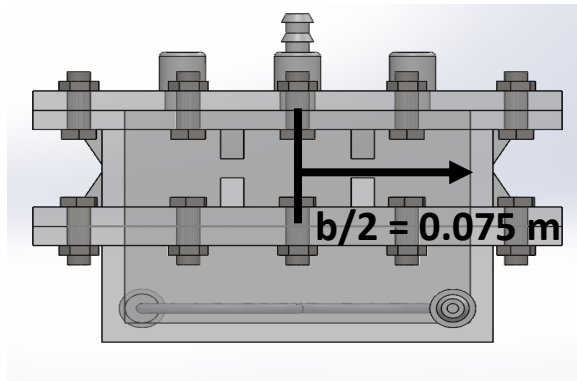


Figura 4.4. Vista lateral del biorreactor (simetría en el biorreactor).

Suposiciones del modelo:

1. Se supone estado estacionario.
2. El cambio en la temperatura del aire es muy pequeño por lo que sus propiedades físicas (densidad y viscosidad) no cambian.
3. El sistema es simétrico en la dirección del ancho (Figura 4.4).
4. La fracción vacía sólo varía en la dirección del ancho del biorreactor.

Es importante resaltar que el uso del modelo de dos zonas reduce los tiempos de computo, los cuales son mucho más cortos con respecto al modelo NSDF debido a que es un modelo pseudo-analítico, reduciendo los tiempos en alrededor de 400% en una computadora con procesador intel core i7 a 3.4 Ghz y 16 Gb de memoria RAM. Esto es esencial ya que a medida que el modelo hidrodinámico se acopla a transferencia de calor y a su vez a estimación, el tiempo de computo incrementa de manera exponencial.

4.2.3 Caída de presión

Se le ha dado poca atención a los patrones de flujo de gas en biorreactores para FMS. Básicamente, hay dos extremos para los patrones de flujo: en un extremo la fase gas está bien mezclada y el otro se encuentra bajo flujo pistón [47, 48]. En el caso de flujo pistón el fenómeno de caída de presión se debe a la pérdida de energía por la presencia del sólido, donde, la viscosidad y la densidad contribuyen a estas pérdidas de energía [42].

Las superficies en el lecho, como en la superficie de las partículas, la superficie de alguna bio-película creciendo en la superficie de la partícula y en las superficies de los filamentos que crecen en los espacios inter-partícula, generan un esfuerzo de corte sobre el aire. Esto hace que se tenga una pérdida de energía por la fricción viscosa entre varias capas de aire. El aire debe de fluir a través del lecho a una velocidad constante, por lo tanto, esta resistencia al flujo se ve reflejada en una pérdida de caída de presión [35].

Generalmente, a medida que la fermentación transcurre, la caída de presión aumenta debido al crecimiento de filamentos en los espacios vacíos dentro del lecho. La caída de presión se relaciona con la producción de CO₂ y el cambio de temperatura en el lecho [21, 27].

Para que exista el movimiento de un fluido debe de existir una diferencia de presión, la caída de presión es importante para el diseño de un biorreactor ya que a partir de ésta se obtiene el perfil de velocidad dentro del reactor [45]. Generalmente este término se obtiene experimentalmente o de correlaciones de la literatura. Sin embargo, es recomendable obtenerlas experimentalmente debido a que es propio de cada sistema [44, 45, 47]. Además, se debe de tener la menor incertidumbre posible para obtener perfiles de velocidad confiables.

Se emplearon tres diferentes correlaciones de caída de presión usadas en lechos empacados con el objetivo de evaluar la confianza de los parámetros que engloban las resistencias viscosas e inerciales en el lecho. Las tres correlaciones son las siguientes:

La ecuación de Ergun [42], la cual es ampliamente utilizada para predecir la caída de presión dentro de un lecho empacado [44, 45, 46, 47]:

Región de flujo donde se evaluó : $(0.1 < Re_p < 1000)$

$$-\frac{\Delta P}{L} = 150 \frac{(1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \frac{\mu_f U}{(\phi_s d_p)^2} + 1.75 \frac{(1 - \varepsilon) \rho_f U^2}{\varepsilon^3 \phi_s d_p} \quad (4.17)$$

La ecuación de Tallmadge [49, 50], la cual tiene una mayor cobertura con respecto al número de Reynolds:

Región de flujo donde se evaluó: $(0.1 < Re_p < 100000)$

$$\left(\frac{(P_0 - P_L) \rho_f}{G_0^2} \right) \left(\frac{d_p}{L} \right) \left(\frac{\varepsilon^3}{1 - \varepsilon} \right) = 150 \left(\frac{1 - \varepsilon}{d_p G_0 / \mu_f} \right) + 4.2 \left(\frac{1 - \varepsilon}{d_p G_0 / \mu_f} \right)^{1/6} \quad (4.18)$$

Finalmente, la ecuación de Einfeld & Schnitzlein [51]:

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{f_m \rho_f U^2}{d_p}$$

Donde:

$$f_m = \frac{K_1 A_w^2}{Re_p} \frac{(1 - \varepsilon^2)^2}{\varepsilon^3 (1 - \varepsilon)} + \frac{A_w (1 - \varepsilon)}{B_w \varepsilon^3} \quad (4.19)$$

$$A_w = 1 + \frac{2}{\frac{3d_t}{d_p} (1 - \varepsilon)}$$

$$B_w = \left[k_1 \left(\frac{d_p}{d_t} \right)^2 + k_2 \right]^2$$

Las condiciones a las que está sujeta esta ecuación son las siguientes:

$$0.01 < Re_p < 17635$$

$$1.624 \leq \frac{d_t}{d_p} \leq 250$$

$$0.330 < \varepsilon < 0.882$$

4.2.3.1 Procedimiento experimental para la caída de presión.

Para estudiar la hidrodinámica en el fermentador, se cuentan con las siguientes variables independientes y variables de respuesta:

Tabla 4.1. Variables independientes y variables de respuesta.

Variables independientes	Variable de respuesta
Temperatura del sistema de calentamiento	Caída de presión
Temperatura del aire a la entrada	
Flujo de aire en la entrada	

4.2.3.2 Condiciones de operación

Las condiciones de operación que se utilizaron son las siguientes:

Tabla 4.2. Parámetros de operación en estudios abióticos.

Parámetro	Magnitud
Composición del medio poroso	53.3 % pasta soya, 46.7 % frutas y verduras
Temperatura de sistema de calentamiento	20, 30 y 45°C
Temperatura del aire en la entrada	~20°C
Flujo de aireación (aire saturado)	1 – 10 l/min (2.5 – 25 VKgM)
Altura del lecho empacado	5 cm
Masa del lecho empacado (húmedo)	2500 g
Humedad del lecho empacado	60 %
Tamaño de partícula	Esferas de 1.5 mm de diámetro

Para llevar a cabo la medición adecuada de la caída de presión en el reactor, se estableció la siguiente estrategia:

1. Se empacó homogéneamente a una altura de lecho de 5 cm manteniendo la misma densidad de empaque en toda la superficie de la charola.
2. Se verificó la hermeticidad del biorreactor.
3. Poner el baño a la temperatura deseada y sumergir el reactor anclándolo adecuadamente para evitar su flotación.
4. La temperatura del sistema se equilibró, previo al inicio de las mediciones experimentales.
5. Se ponen en cero las lecturas de los manómetros previo al inicio de las mediciones.
6. Se ajustó y monitoreó el flujo de aire a utilizar.
7. Se registraron los datos pertinentes.

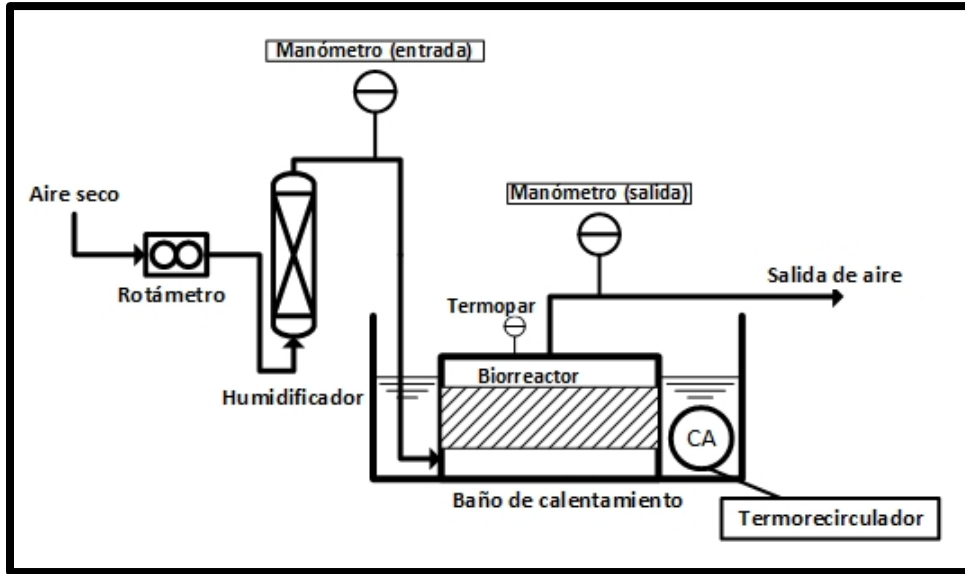


Figura 4.5. Arreglo experimental para llevar a cabo la medición de la caída de presión.

En la Figura 4.5 se muestra el arreglo experimental para obtener la caída de presión, el aire seco se hace pasar por un humidificador para asegurar una alta humedad en el aire y reducir la pérdida de agua contenida en el sustrato. Se mide la presión en la entrada y en la salida del biorreactor.

4.2.4 Fracción vacía

4.2.4.1 Perfil de fracción vacía

La fracción vacía es otro término que juega un papel importante en la descripción del perfil de velocidad, por lo que es importante tener una buena correlación que describa el comportamiento, como en este caso, no es posible obtener experimentalmente un perfil de fracción vacía, se optó por usar la correlación propuesta por de Klerk [52], la cual es ampliamente usada en reactores químicos de lecho empacado [44, 45, 46].

La ecuación es la siguiente, la cual se divide en dos regiones (de la pared y del centro):

Para la región de la pared:

$$\varepsilon_r = 2.14z^2 - 2.53z + 1 \quad z \leq 0.637 \quad (4.20)$$

Para la región del centro:

$$\varepsilon_r = \varepsilon_b + 0.29 \exp(-0.6z) \cos[2.3\pi(z - 0.16)] + 0.15 \exp(-0.9z) \quad z > 0.637 \quad (4.21)$$

Donde:

$$z = \frac{b - x}{d_p} \quad (4.22)$$

4.2.4.2 Fracción vacía media

Para poder evaluar las correlaciones de caída de presión, es necesario tener un valor de fracción vacía media, debido a que la caída de presión de igual forma es media (de todo el lecho). Para esferas se optó por elegir la correlación de de Klerk [52], la cual es la siguiente:

$$\varepsilon = \varepsilon_b + 0.35 \exp \left[-0.39 \left(\frac{d_t}{d_p} \right) \right] \quad (4.23)$$

Donde ε_b es la fracción vacía en ausencia del efecto de la pared y depende de la técnica de empaque. Para empaque aleatorio (como en este caso) $\varepsilon_b = 0.363$.

4.3 Resultados y discusión

4.3.1 Caída de presión

Los resultados que se obtuvieron para la caída de presión en el lecho empacado usando partículas esféricas de 1.5 mm de diámetro a una relación ancho/ diámetro de partícula de 100, siguiendo la metodología propuesta en la sección 4.2.3.1, se reportan en la Tabla 4.6:

Tabla 4.3. Resultados de caída de presión.

Flujo de Aire (l min ⁻¹)	Flujo de Aire (VKgM)	Caída de presión (Pa m ⁻¹)		
		Temperatura (°C)		
		20	30	45
1	2.5	200	400	600
2	5	1000	1200	1500
3	7.5	2000	2200	2700
4	10	3000	3400	3900
5	12.5	4200	5000	5700
6	15	5600	6400	7200
7	17.5	7000	8000	9200
8	20	8200	9800	11100
9	22.5	9600	11600	13000
10	25	11600	14000	15600

En la Figura 4.6 se observa la variación de la caída de presión con el flujo de aire, la tendencia que tienen en flujos desde 1 hasta 4 litros por minuto es lineal, mientras que a flujos mayores de 4 l min⁻¹ hasta 10 l min⁻¹, el comportamiento parece ser cuadrático, esto puede deberse a que los efectos inerciales que a flujos altos comienzan a hacerse presentes, mientras que la diferencia entre temperaturas puede deberse al cambio de la viscosidad del aire, debido a su aumento con la temperatura (en gases) [49]. Comparando las caídas de presión con otros sistemas, como, por ejemplo, Auria *et al.* [21] obtuvieron caídas de presión desde 2060 hasta 6766 Pa m⁻¹, para flujos de aireación no mayores a 0.1 l min⁻¹.

Mientras que Gumbira-Said *et al.* [27]. Obtuvo caídas de presión mucho menores: desde 201.03 hasta 187.96 Pa m⁻¹ en un flujo de 12.5 l min⁻¹. Y también, Pessoa *et al.* [43] obtuvieron caídas de presión entre: 761.2 y 1712.2 Pa m⁻¹ para un flujo de 4000 l min⁻¹. La diferencia entre lo obtenido experimentalmente con lo que se reporta en la literatura radica en las diferencias geométricas del lecho, el empaque y las resistencias viscosas e inerciales que pueden tener los distintos sistemas en los que se realizaron los experimentos de caída de presión.

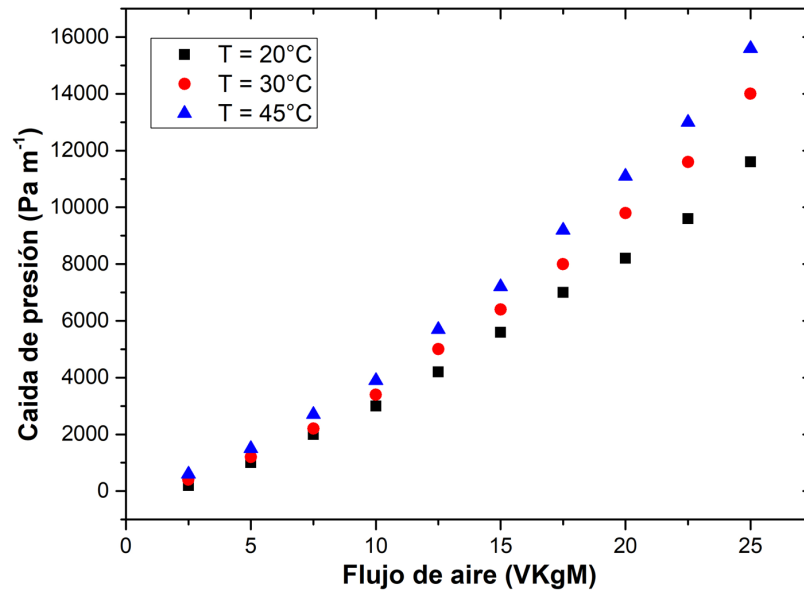


Figura 4.6. Caída de presión obtenidas experimentalmente con flujos desde 1 hasta 10 litros de aire por minuto: (■) Temperatura de 20°C; (●) Temperatura de 30°C; (▲) Temperatura de 45°C.

Con la finalidad de comparar las observaciones con las correlaciones de caída de presión, se evaluaron las tres correlaciones antes mencionadas en la sección 4.2.3. propuestas para los mismos flujos de aire en la entrada, la diferencia se puede observar en las figuras 4.7 y 4.8:

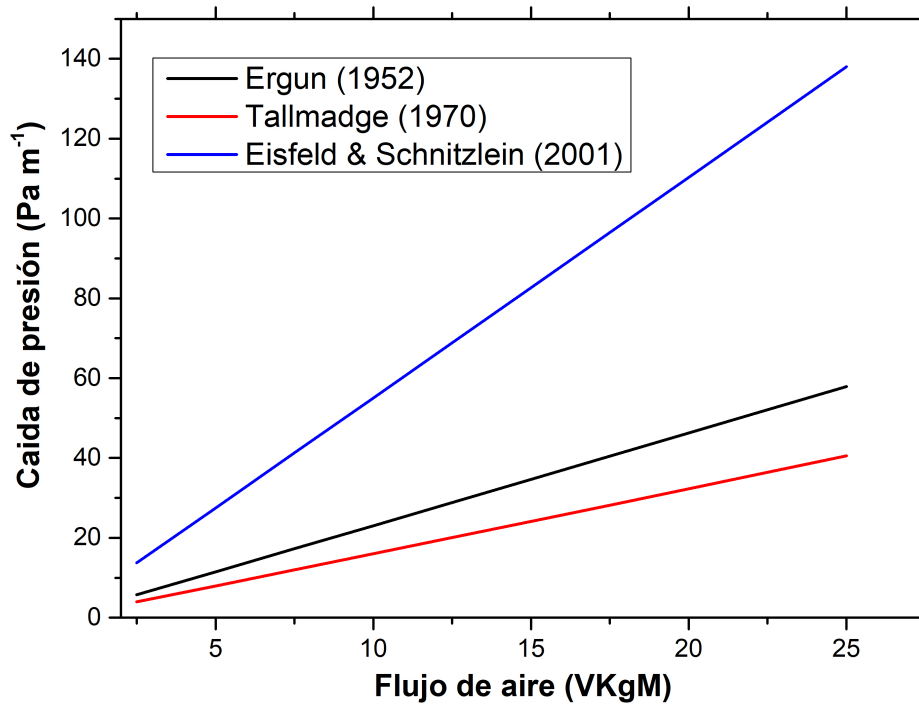


Figura 4.7. Caída de presión estimadas mediante tres correlaciones diferentes de la literatura, calculados a una temperatura de 20°C: (—) Ecuación de Ergun [42]; (—) Ecuación de Tallmadge [50]; (—) Ecuación de Einfeld & Schnitzlein [51].

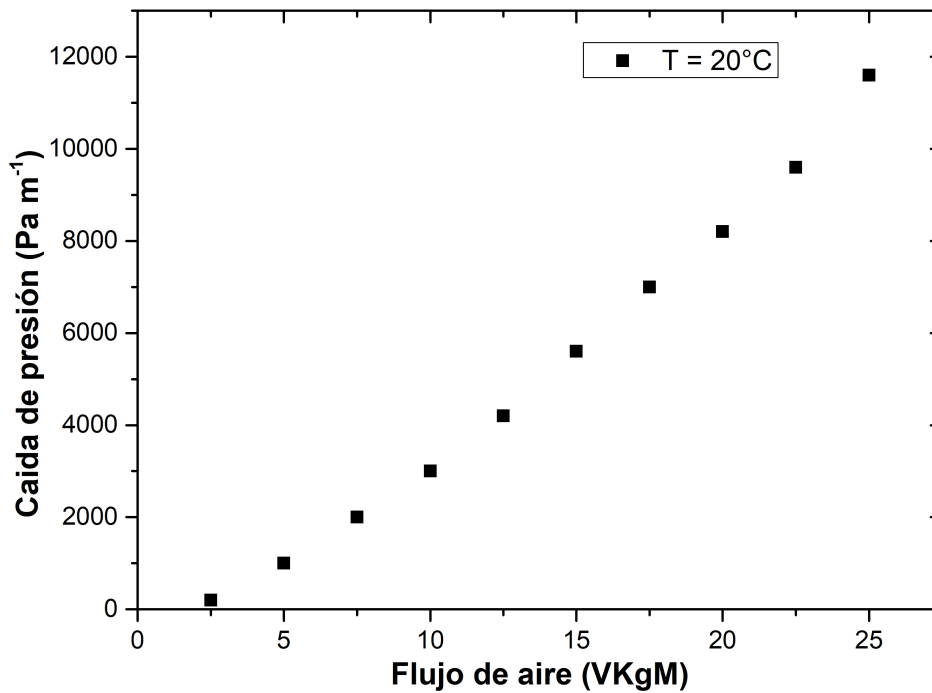


Figura 4.8. Caída de presión experimental obtenida a una temperatura de 20°C y flujos de aireación desde: 1 hasta 10 litros de aire por minuto.

En las Figuras 4.7 y 4.8 es posible observar que existe una gran diferencia significativa entre las caídas de presión experimentales y las obtenidas con los modelos reportados en la literatura (dos órdenes de magnitud). Por lo que es evidente que las correlaciones propuestas no son adecuadas para describir la caída de presión en el sistema en estudio. Por lo que es necesario realizar una estimación de parámetros de una ecuación fenomenológica, para la cual se eligió la correlación de Ergun [42] la cual cuenta con dos parámetros (α y β) que toman en cuenta las resistencias viscosas e inerciales al flujo, respectivamente. Obteniendo estos parámetros se puede caracterizar la permeabilidad propia del sistema, y realizar predicciones confiables de caída de presión, lo cual es fundamental para el cálculo del perfil de velocidad.

4.3.2 Estimación de parámetros viscosos e inerciales

La estimación de parámetros se realizó mediante el método de mínimos cuadrados siguiendo el algoritmo de Levenberg-Marquart [53], el cual es un proceso iterativo de convergencia que combina el método de Gauss y optimización por el método del descenso más pronunciado. Donde el intervalo de confianza para todos los casos fue del 95%.

Para obtener el valor del parámetro que se desea estimar se comparan los datos experimentales, con el modelo correspondiente, y el parámetro se obtiene minimizando la suma de cuadrados de la siguiente función:

$$S(\theta) = \sum_{u=1}^n (Y_{obs} - f(\theta))^2 \quad (4.24)$$

Los resultados de la estimación de parámetros fueron los siguientes

Tabla 4.4. Estimación de parámetros de la ecuación de Ergun [42].

	α (I.C. 95%)	β (I.C. 95%)
Valores propuestos por Ergun (1952)	150 (-)	1.75 (-)
20°C	12994.09 (\pm 2397.8)	20146.40 (\pm 3433.54)
30°C	13089.27 (\pm 1674.43)	27734.80 (\pm 2537.63)
45°C	16166.98 (\pm 1608.67)	29987.32 (\pm 2616.29)

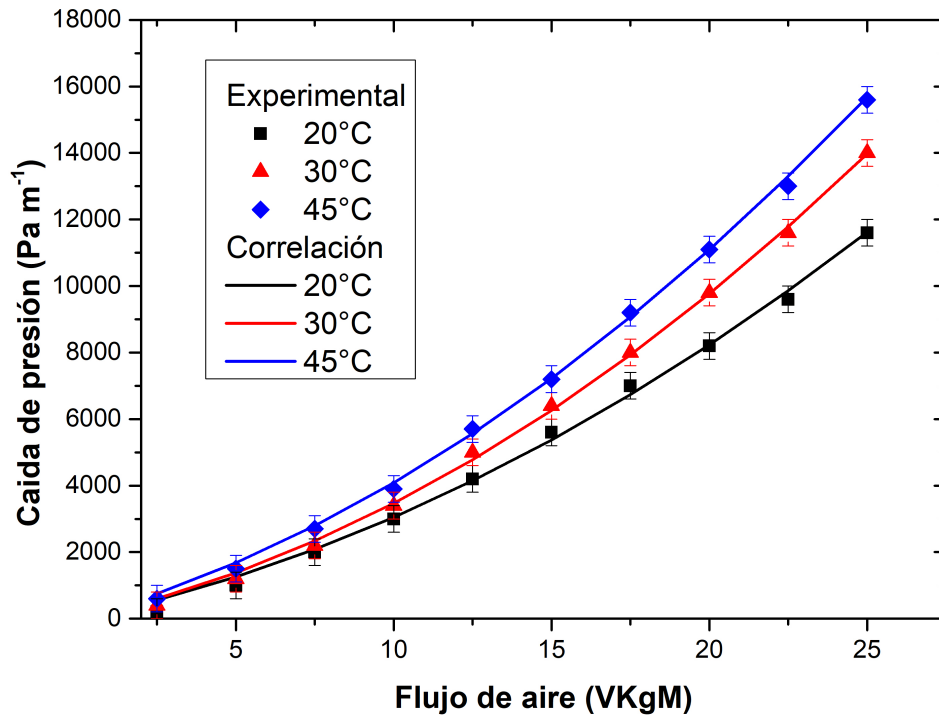


Figura 4.9. Caída de presión en el biorreactor ajustando la ecuación de Ergun [42], datos experimentales: (■)20°C; (▲) 30°C; (◆) 45°C, Predicciones: (—)20°C; (—) 30°C; (—) 45°C.

Como se observa en la Figura 4.9, al emplear la correlación de Ergun [42] con los valores estimados, el ajuste es adecuado ($R^2 = 0.9987$). También se observa es que a medida que aumenta la temperatura, la caída de presión aumenta de igual forma, esto se pudiese deber al comportamiento de la viscosidad y la densidad de los gases, parámetros que son función de la temperatura [49], afectando las resistencias viscosas e inerciales en el lecho.

Se encontró que los parámetros estimados (α y β) tienen una funcionalidad con la temperatura, lo cual puede deberse al efecto de la viscosidad y densidad. Se observó que el efecto de la humedad en la caída de presión es despreciable debido a que la humedad empleada no supera la capacidad de retención de agua del sustrato sólido, por lo que el agua no ocupa espacios vacíos dentro del lecho y en consecuencia, no afecta la caída de presión en el sistema en estudio, esto también fue comprobado por Casciatori *et al.* [23].

Las caídas de presión y parámetros que se determinaron se emplearon para predecir los perfiles de velocidad del fluido, sin embargo, antes de pasar a esta sección, es indispensable, obtener los perfiles de fracción vacía, que de igual forma juegan un papel importante en la predicción de los perfiles de velocidad.

4.3.3 Perfil de fracción vacía

El perfil de fracción vacía es una característica geométrica del sistema en estudio, el cual se genera por la distribución de las partículas dentro del biorreactor, debido al efecto que tiene la presencia de la pared [46]. El perfil de fracción vacía empleando la correlación propuesto

por de Klerk [52] y aplicado al sistema en estudio se presenta a continuación en la Figura 4.10.

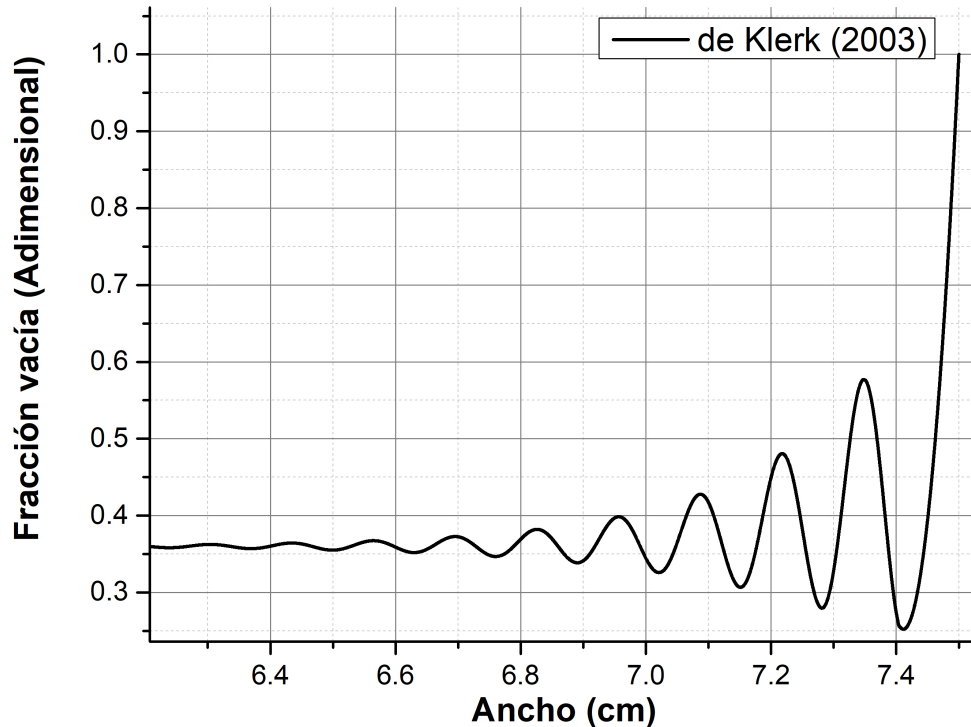


Figura 4.10. Perfil de fracción vacía en la región cercana a la pared.

El perfil se tomó de la mitad del ancho (como se mencionó en la sección 4.2.2), hasta la pared del biorreactor (se supone simetría) y se obtiene en la dirección del ancho (“x”), suponiendo que, para cada valor en x, será la misma para todo el largo (“y”). En la Figura 4.10. se aprecia que la fracción vacía tendrá un impacto sobre el perfil de velocidad en la región cercana a la pared, debido a que, en esta zona se tiene un desorden natural ocasionado por la presencia de la pared en el sistema.

4.3.4 Perfil de velocidad

En esta sección, se muestra el perfil de velocidad que se obtiene con los datos de caída de presión, los parámetros reestimados (α y β) que consideran las resistencias viscosas e inerciales y con el perfil de fracción vacía.

Debido a que no se cuentan con datos experimentales de velocidad, el perfil se comparó con el modelo de Navier-Stokes acoplado con los términos de Darcy y Forchheimer, el cual es confiable para predecir el perfil de velocidades en lechos empacados [44, 45, 46]. Esto

permitió la estimación de la viscosidad turbulenta presente en el modelo hidrodinámico de dos zonas utilizado en este trabajo [44].

En las Figuras 4.11 – 4.13, se muestran los perfiles de velocidad, en los últimos 5 mm del reactor, debido a que es la zona donde el perfil muestra más perturbaciones debido a la mayor fracción vacía (Figura 4.10) presente en esta zona. Como se puede observar, el modelo de dos zonas ajusta la información obtenida con las ecuaciones de Navier-Stokes-Darcy-Forchheimer (NSDF), permitiendo estimar con confianza la viscosidad turbulenta presente en el modelo de dos zonas. Se observa que la velocidad máxima se tiene en la región cercana a la pared, la cual es alrededor de 6 hasta 10 veces (dependiendo del flujo de aireación) mayor que en la región del centro del lecho y cuatro mil veces mayor que la velocidad superficial a la entrada del lecho, debido a que en esta región la fracción vacía alcanza valores entre 0.6 hasta 1, debido al efecto de la pared. Este perfil de velocidad tiene un impacto en los coeficientes de transferencia de calor en la pared.

El perfil de velocidad es importante debido a que, en el modelo de transferencia de calor, existe en el término de convección, la velocidad pseudo local. La velocidad tendrá (como se observa más adelante) un impacto al estimar los coeficientes de transferencia de calor en el biorreactor.

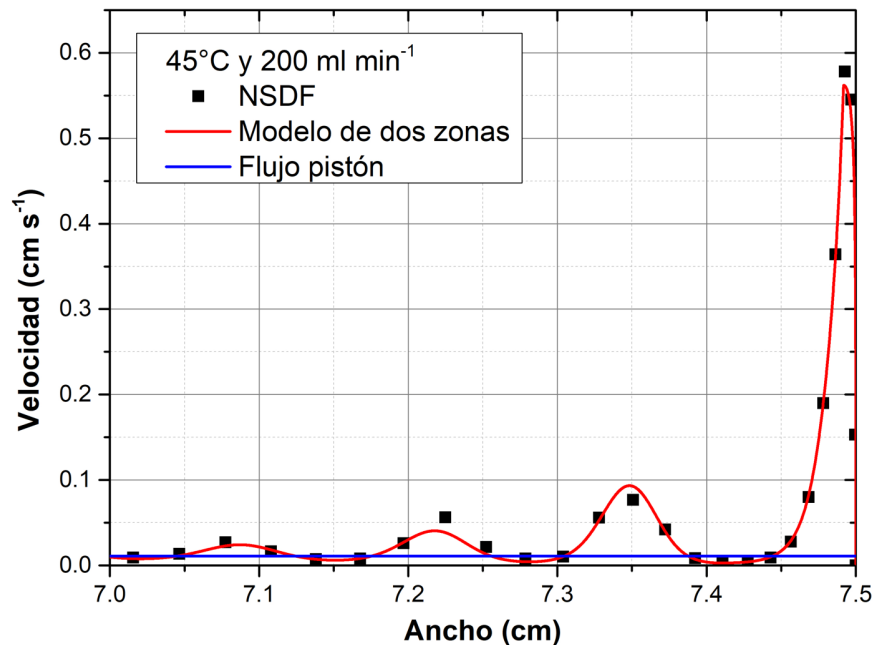


Figura 4.11. Perfil de velocidad a 0.5 VKgM y temperatura de 45°C: (■) Navier-Stokes-Darcy-Forchheimer; (—) Modelo de dos zonas. [44]; (—) Flujo pistón.

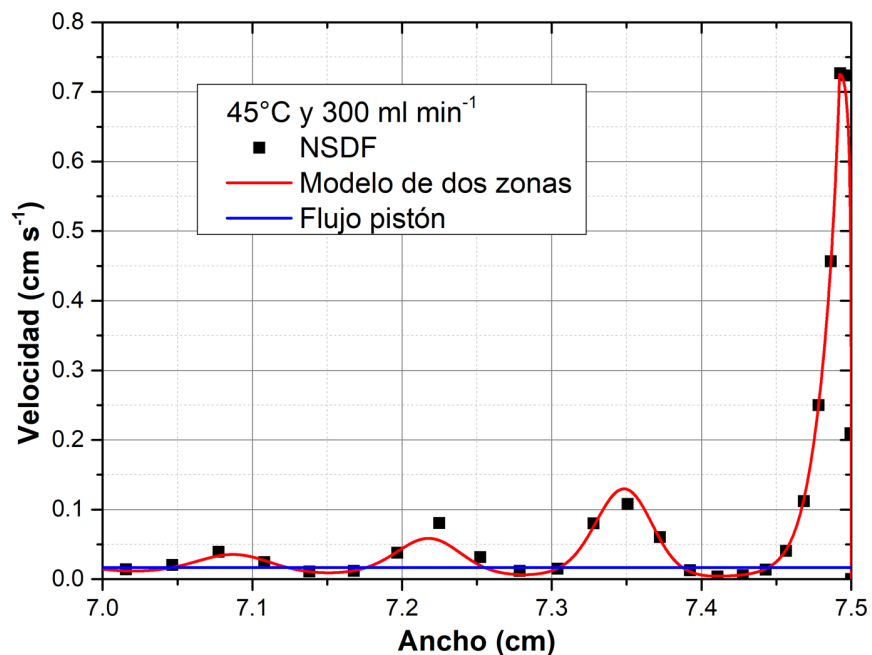


Figura 4.12. Perfil de velocidad a 0.75 VKgM de flujo de aireación y temperatura de 45°C: (■) Navier-Stokes-Darcy-Forchheimer; (—) Modelo de dos zonas. [44]; (—) Flujo pistón.

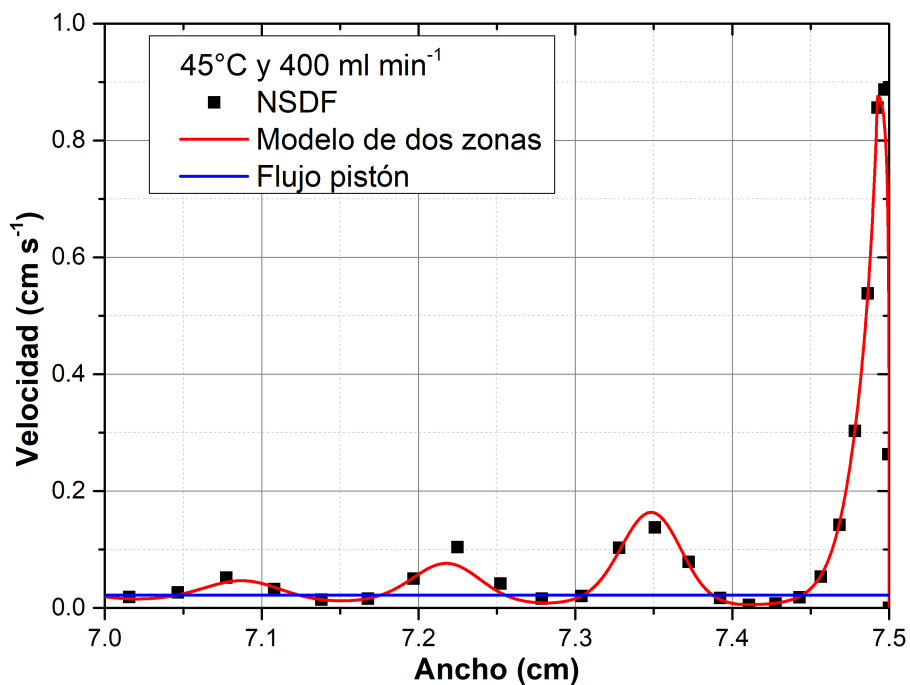


Figura 4.13. Perfil de velocidad a 1 VKgM de flujo de aireación y temperatura de 45°C: (■) Navier-Stokes-Darcy-Forchheimer; (—) Modelo de dos zonas. [44]; (—) Flujo pistón.

Sin embargo, Barrios *et al.* (2015) utilizó correlaciones para obtener la caída de presión en el mismo sistema, sin validar con datos experimentales del sistema experimental propio, con lo cual obtuvo perfiles de velocidad con magnitudes completamente diferentes a las que se presentan en este estudio. Barrios *et al.* (2015) También utilizó una fracción vacía media, lo cual no es recomendable, debido a que la correlación que empleó se obtuvo de diferentes condiciones y la fracción vacía tiene una variación a lo largo del ancho. Por lo que obtendría un perfil de velocidad plano (flujo pistón). A continuación, se muestra la diferencia (Figura 4.14) que existe entre tomar correlaciones de caída de presión y emplear una fracción vacía media, y obtener datos experimentales del sistema en estudio y emplear un perfil de fracción vacía.

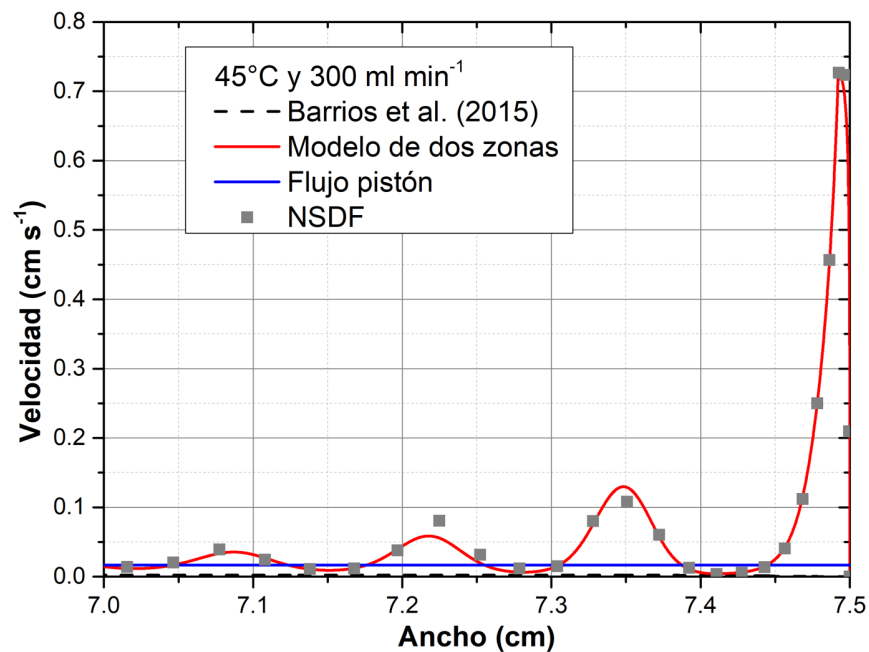


Figura 4.14. Comparación entre perfiles de velocidad a 300 ml/min: (---) Barrios *et al.* (2015) [22]; (—) Modelo de dos zonas [44]; (—) flujo pistón; (■) Navier-Stokes-Darcy-Forchheimer.

En la Figura 4.14 se muestra la comparación entre los perfiles de velocidad obtenidos con los modelos hidrodinámicos (NSDF y el modelo de dos zonas) y lo reportado por Barrios *et al.* [22]. Como se mencionó anteriormente emplear una correlación de caída de presión sin validar en el sistema experimental, lleva a diferentes magnitudes de velocidad como en este caso: en la región del centro la diferencia entre la velocidad intersticial reportada por Barrios *et al.* [22] ($V_z = 0.0032 \text{ cm/s}$) y este trabajo ($V_z = 0.016 \text{ cm/s}$) es de alrededor de 5 veces menor. Mientras que en la zona cercana a la pared la diferencia es aún mayor: Barrios *et al.* [22] obtuvo una $V_z = 6.833 \times 10^{-4} \text{ cm/s}$, mientras que para este trabajo se obtuvo: $V_z = 0.0406 \text{ cm/s}$. Alrededor de 60 veces mayor. Además, el perfil reportado en el trabajo de Barrios *et al.* [22], tiene un comportamiento similar al de un flujo de tipo Hagen-Poiseuille,

donde la velocidad máxima se encuentra en el centro del tubo y disminuye a medida que se acerca a la pared, hasta cumplir la condición de no deslizamiento en la pared [49].

4.3.5 Viscosidad Turbulenta

La viscosidad turbulenta es un parámetro de carácter ingenieril, el cual se introduce en modelos, para simplificar la turbulencia que pueda existir en ciertas regiones del sistema en estudio. En este caso se emplea para englobar los vórtices que puedan existir en la región cercana a la pared y la disipación de energía cinética en energía térmica, debido a la presencia del sólido y de la misma pared. En el actual trabajo, se estimó este parámetro, comparando el modelo de dos zonas utilizado en este trabajo [44] con el modelo NSDF como se mencionó anteriormente en este capítulo.

Se hicieron estimaciones a dos diferentes temperaturas 20 °C y 45 °C haciendo un barrido a diferentes flujos con el objetivo de encontrar un comportamiento de la viscosidad turbulenta, los resultados fueron los siguientes:

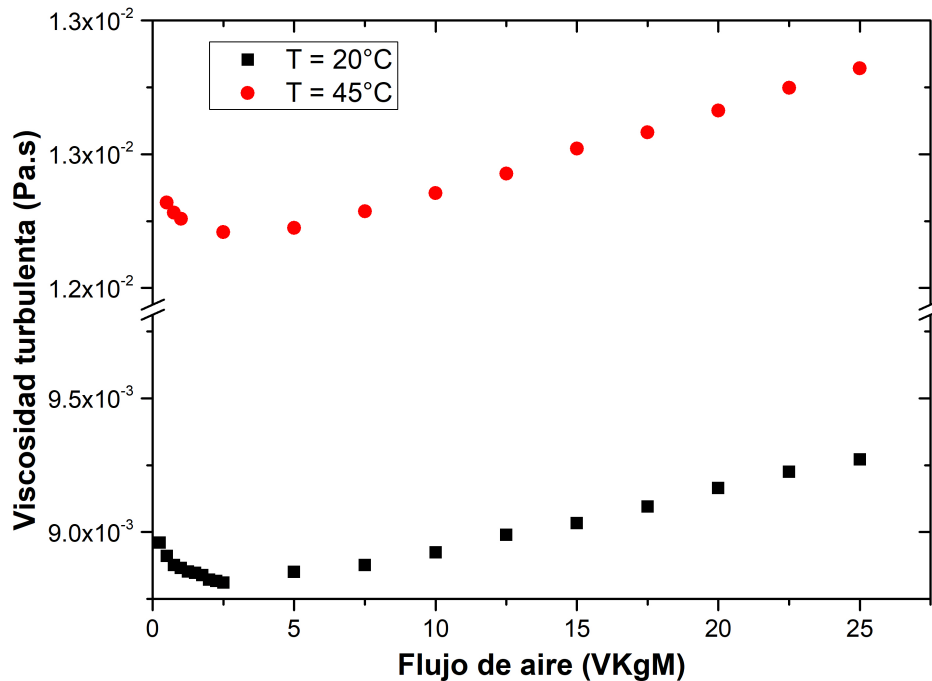


Figura 4.15. Viscosidad Turbulenta: (■) Temperatura de 20°C; (●) Temperatura de 45°C

Como se observa en la Figura 4.15. La viscosidad turbulenta muestra un comportamiento dividido en dos secciones: en la sección 1 (flujos bajos < 2 l/min (5 VKgM)); la viscosidad turbulenta disminuye, esto puede deberse a que la velocidad de disipación de energía térmica es alta cuando el flujo aumenta, mientras que en la sección 2 (flujos mayores a 2 l/min (5 VKgM)); la viscosidad turbulenta aumenta de manera lineal conforme aumenta el flujo de aire, esto puede deberse a que la energía cinética turbulenta, es mayor a la velocidad de disipación de energía cinética. Se muestra el mismo comportamiento en las

dos diferentes temperaturas, la diferencia entre temperaturas se debe al comportamiento de la viscosidad de los gases con la temperatura [49].

A partir de los datos obtenidos se propone una correlación para la viscosidad turbulenta, especialmente para el sistema en estudio, se realizó un análisis dimensional empleando el teorema de Pi de Buckingham para relacionar las variables involucradas y se estimaron parámetros para hacer el ajuste a los datos de viscosidad turbulenta. Las ecuaciones se muestran a continuación:

- Para flujos menores a 2 litros por minuto es:

$$\frac{\mu_t}{\mu_f} = 649.3832 - 6.3401 \times 10^{-4} Re_p^{0.0348} \quad (4.25)$$

- Para flujos mayores a 2 litros por minuto es:

$$\frac{\mu_t}{\mu_f} = 630.1205 - 81.8466 Re_p \quad (4.26)$$

Donde μ_t es la viscosidad turbulenta, μ_f es la viscosidad del fluido y Re_p es el número de Reynolds de partícula.

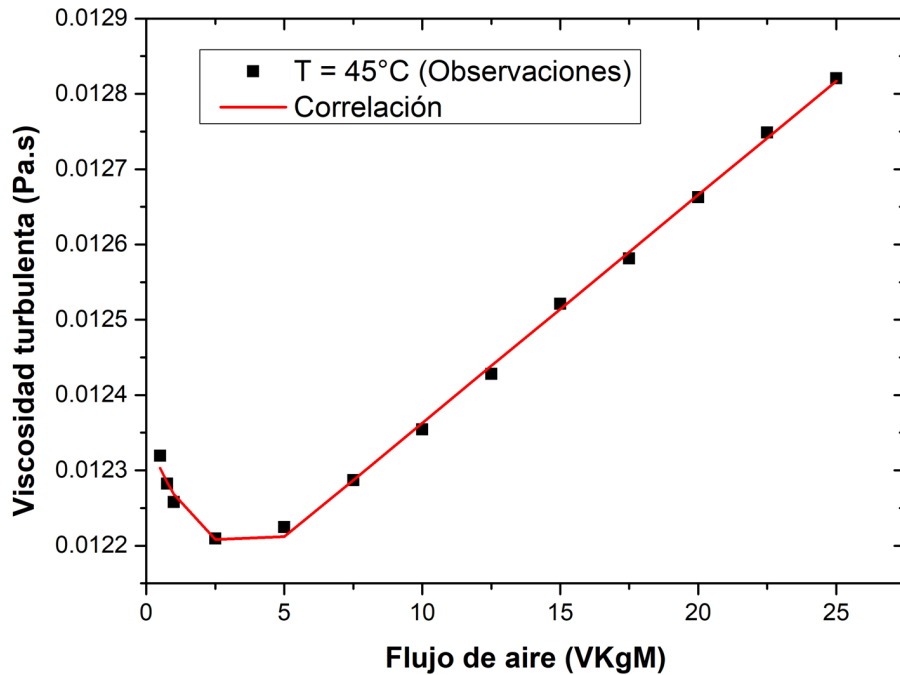


Figura 4.16. Correlación de la viscosidad turbulenta: (■) Datos experimentales; (—) Correlación.

4.3.6 Capa límite

La región donde ocurren los cambios importantes es la capa límite, del modelo de Aparicio *et al* [44]. Se obtuvo la variación de la capa límite con respecto al flujo. Lo que se puede apreciar en la figura 4.14. Es que la capa límite disminuye de una forma cuadrática al

aumentar el flujo de aireación. La diferencia entre las dos temperaturas se debe al cambio de viscosidad del aire.

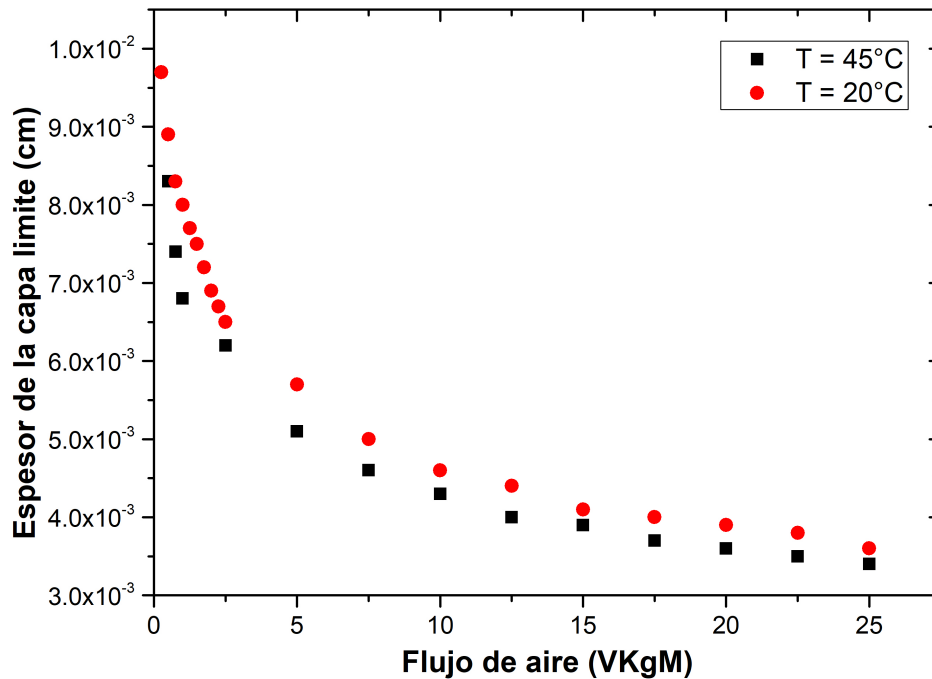


Figura 4.17. Variación del espesor de la capa límite con respecto al flujo de aireación: (■) Temperatura de 45°C ; (●) Temperatura de 20°C .

4.4 Conclusiones y perspectivas

Se caracterizó la hidrodinámica dentro del biorreactor, donde se demuestra la importancia de hacer las estimaciones de los parámetros que toman en cuenta las resistencias viscosas e inerciales del sistema (α y β) de la ecuación de Ergun [42], la estimación provee de una correlación confiable de caída de presión, la cual es indispensable para obtener los términos que caracterizan la permeabilidad del sistema y que son usados para calcular el perfil de velocidad tanto en el modelo de dos zonas que se desarrolló en este trabajo como en el modelo convencional de Navier-Stokes-Darcy-Forchheimer.

Es necesario obtener los perfiles de velocidad, debido a que es importante acoplar este término (que no es constante en todo el lecho empacado) con el modelo de transferencia de calor y así poder estimar con confianza los parámetros de transferencia de calor (conductividad térmica efectiva y coeficiente global de transferencia de calor de la pared).

Como trabajo futuro sería interesante poder modificar la hidrodinámica del lecho cambiando el ancho del conducto, el tamaño o geometría de la partícula empacada. Esto modificaría el perfil de fracción vacía en el lecho, lo que, como consecuencia, modificaría el perfil de velocidad del lecho empacado, mejorando los mecanismos de transferencia de calor y masa en el lecho.

Capítulo 5.

Transferencia de calor en condiciones abióticas.

Capítulo 5.

5 Transferencia de calor bajo condiciones abióticas

En esta sección se presenta la caracterización de la transferencia de calor bajo condiciones abióticas, la cual es esencial, debido a que se obtienen los parámetros de transporte que identifican las condiciones térmicas del sistema. Para obtener estos parámetros bajo condiciones térmicas intrínsecas es necesario realizar un estudio bajo condiciones abióticas. La sección se divide en cinco partes, primero, se mencionan trabajos anteriores sobre la caracterización de la transferencia de calor en biorreactores de lecho empacado para fermentación en medio sólido, después se muestra el modelo a emplear para caracterizar el sistema en estudio, en el siguiente apartado se muestran resultados los cuales se dividen en tres: la estimación de la conductividad térmica efectiva tomando en cuenta la hidrodinámica, la estimación de las contribuciones estática y dinámica en la conductividad térmica efectiva y se presentan estimaciones de dos parámetros (conductividad térmica efectiva y el coeficiente de transferencia de calor en la pared), finalmente se muestra una conclusión y perspectivas del actual trabajo.

5.1 Transferencia de calor en biorreactores de lecho empacado

Uno de los pocos trabajos experimentales que caracterizan la transferencia de calor en lechos empacados para la fermentación en medio sólido es el de Gowthaman *et al.* (1993) [26], su sistema experimental fue una columna de acero inoxidable de 345 mm de altura por 150 mm de diámetro, mientras que las partículas fueron en promedio menores a 2 mm de diámetro, lo cual da una relación de diámetro de tubo a diámetro de partícula de 75. El campo de temperatura fue medido de manera axial a tres diferentes posiciones desde el centro del lecho: 33, 170 y 280 mm de altura. El empaque fue salvado de trigo. El sistema fue utilizado para la producción de amiloglucosidasa usando *Aspergillus niger* CFTRI 1105. El flujo de aireación fue variado de 5 l min⁻¹ a 25 l min⁻¹, con incrementos de 5 l min⁻¹, mientras que las mediciones de temperatura se realizaron sólo en el centro del lecho a diferentes alturas. En este trabajo se encontró que al incrementar el flujo de aireación se mejora el transporte convectivo de calor, lo cual mejora el rendimiento, sin embargo, una mayor aireación también reduce la humedad del lecho (a medida que incrementa la altura) lo cual, a su vez, afecta al rendimiento del producto. Así también comprobaron que, debido a la actividad metabólica, se llega a tener un gradiente de temperatura de hasta 12 °C lo cual reduce considerablemente el rendimiento de productos deseados. También compararon el gradiente de temperatura que se genera dentro del biorreactor de lecho

empacado, con un biorreactor convencional de charola, llegando a la conclusión de que para lechos empacados se tienen gradientes desde $0.75\text{ }^{\circ}\text{C cm}^{-1}$ hasta $0.07\text{ }^{\circ}\text{C cm}^{-1}$, mientras que, para biorreactores de charola, se llega a tener gradientes de $3.2\text{ }^{\circ}\text{C cm}^{-1}$ hasta $4.25\text{ }^{\circ}\text{C cm}^{-1}$. Ghildyal *et al.* (1994) [25], realizaron un estudio experimental semejante al de Gowthaman *et al.* (1993) [26] en el cual se llegó a las mismas conclusiones.

Uno de los primeros trabajos experimentales que modelaron la transferencia de calor fue el de Saucedo-Castañeda *et al.* (1989) [31] en donde el sistema experimental era un biorreactor de lecho empacado de 60 mm de radio por 350 mm de largo mientras que el lecho eran partículas de yuca de tamaño 4 – 5 mm de diámetro, por lo que la relación de diámetro de tubo a partícula fue de 13.3 (suponiendo un diámetro de partícula de: 4.5 mm). El flujo de aireación fue de 1.5 l min^{-1} , el campo de temperatura fue obtenido mediante termopares tipo j, colocados a 4 posiciones a lo largo del radio.

El modelo propuesto fue de tipo pseudo-homogéneo de dos parámetros, el cual toma en cuenta la acumulación, la conductividad en la dirección radial, la convección y el término de reacción:

$$\rho C_p \left[\frac{\partial T}{\partial t} + v_z \frac{\partial T}{\partial z} \right] = k \left(\frac{\partial^2 T}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial T}{\partial r} \right) + \rho(-\Delta H)R_{CO_2} \quad (5.1)$$

Sin embargo, el modelo no toma en cuenta el transporte de calor debido a la evaporación, se tomó en cuenta sólo una velocidad superficial en el término convectivo, y no deja en claro la diferencia entre la capacidad calorífica y la densidad del sustrato y del aire, debido a que, en el término convectivo, se debe emplear las propiedades del aire, mientras que en el término de acumulación se emplea un promedio de pesos de las propiedades del aire y del sustrato [47]. También despreció el término convectivo debido a que el flujo empleado es muy pequeño, y se agruparon términos en números adimensionales, los cuales fueron estimados por el método de Marquardt, resolviendo el modelo por colocación ortogonal y Runge-Kutta. Este trabajo presenta incertidumbre acerca de los parámetros estimados, debido a que en el término del número de Peclet se engloba la conductividad térmica efectiva y el coeficiente de transferencia de calor en la pared, y no se sabe el valor intrínseco de cada parámetro de transporte de calor, así también, en este estudio se desprecia la dirección axial.

Sangsurasak & Mitchell [54] propusieron un modelo pseudo-homogéneo en el cual toman en cuenta dos direcciones (axial y radial) y el término de producción de calor metabólico:

$$\rho C_p \left[\frac{\partial T}{\partial t} + v_z \frac{\partial T}{\partial z} \right] = K_b \left(\frac{\partial^2 T}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial T}{\partial r} \right) + K_b \left(\frac{\partial^2 T}{\partial z^2} \right) + r_Q \quad (5.2)$$

Sin embargo, hacen muchas suposiciones, las cuales se mencionan a continuación:

- a) La velocidad axial es constante a través de una sección transversal del biorreactor.

- b) La porosidad (fracción vacía) es constante y uniforme.
- c) La resistencia en la pared del biorreactor es despreciable y el flujo del refrigerante es alto, por lo que la superficie de fuera del lecho se mantiene a una temperatura constante.

Además de estas simplificaciones en el modelo, al igual que Saucedo-Castañeda *et al.* (1989) [31], no diferencian las propiedades del fluido y del sólido. En su modelo no emplean una conductividad térmica efectiva que englobe diferentes mecanismos de transferencia de calor, debido a que es un modelo simplificado [47], además, suponen al sistema con comportamiento isotrópico. Además, no validan el modelo con observaciones, simplemente llevan a cabo un análisis de sensibilidad en el cual varían diversos parámetros como: la velocidad de entrada, temperatura de entrada del aire, y la altura del lecho. Para observar el comportamiento del perfil de temperatura.

Igualmente, Sangsurasak & Mitchell en 1998 [30] introdujeron el término de evaporación en un balance de energía de igual forma pseudo-homogéneo en dos direcciones, validando el modelo con datos experimentales de Saucedo-Castañeda *et al.* (1990) [31] y Ghildyal *et al.* (1994) [25]:

$$(\rho C_p)_b \left(\frac{\partial T}{\partial t} \right) + \rho_f (C_{pf} + f\lambda) v_z \frac{\partial T}{\partial z} = K_b \left(\frac{\partial^2 T}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial T}{\partial r} \right) + K_b \frac{\partial^2 T}{\partial z^2} + r_q \quad (5.3)$$

Este modelo hace la diferencia entre las propiedades del fluido y del sólido, sin embargo, se vuelve a proponer una isotropía en las dos direcciones (axial y radial), y no involucran una conductividad térmica efectiva, si no que se obtiene simplemente con las propiedades ponderadas de la fracción vacía que ocupa el sólido y el fluido, además, suponen una velocidad constante en todo el biorreactor. Fanaei & Vaziri [24] emplearon un modelo de transferencia de calor con las mismas consideraciones que Sangsurasak & Mitchell en 1998 [30], sin embargo, despreciaron el transporte conductivo radial.

En 1999 Ashley *et al.* [38], Mitchell *et al.* [20], describieron la transferencia de calor en un biorreactor lo suficientemente ancho para despreciar la conducción en la dirección radial, lo cual reduce la ecuación a:

$$(\rho C_p)_b \left(\frac{\partial T}{\partial t} \right) + \rho_f (C_{pf} + f\lambda) v_z \left(\frac{\partial T}{\partial z} \right) = K_b \left(\frac{\partial^2 T}{\partial z^2} \right) + r_q \quad (5.4)$$

En trabajos más recientes, en 2016, Casciatori *et al.* [7] propusieron un balance de energía, para las dos fases (gas y sólido) y en dos direcciones. En este balance, afirman que se capturan todos los mecanismos de transferencia de calor, donde, es necesario, separar las dos fases, para analizar el efecto de la evaporación del agua del medio sólido. El balance es el siguiente:

- Fase gas:

$$\begin{aligned}
 & \rho_a \varepsilon_0 (C_{pa} + Y C_{pv}) \frac{\partial T_g}{\partial t} + v_0 \rho_a (C_{pa} + Y C_{pv}) \frac{\partial T_g}{\partial z} & (5.5) \\
 & = \Delta H_{vap}(T_s) v'(X) \beta a \rho_a \varepsilon_0 (Y^* - Y) \dots - ha(T_g - T_s) + \varepsilon_0 \lambda_{gz} \frac{\partial^2 T_g}{\partial z^2} \\
 & + \varepsilon_0 \lambda_{gr} \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial^2 T_g}{\partial r^2} \right)
 \end{aligned}$$

El primer término, del lado izquierdo, representa la acumulación de energía en la fase gas a lo largo de la fermentación. El segundo término representa el flujo de energía con el flujo de aire por convección. En ambos términos $(C_{pa} + Y C_{pv})$, representa la capacidad calorífica del aire húmedo.

El primer término del lado derecho representa la cantidad de energía asociada al flux de evaporación de agua en la interface entre las fases gas-sólido. El segundo término describe la transferencia de calor convectiva en la interface gas-sólido. Y los últimos términos representan la conducción de calor en dirección axial y radial, respectivamente.

- Fase solida:

$$\begin{aligned}
 & S(C_{ps} + X C_{pw}) \frac{\partial T_s}{\partial t} + T_s(C_{ps} + X C_{pw}) \frac{\partial S}{\partial t} & (5.6) \\
 & = ha(T_g - T_s) - \Delta H_{vap}(T_s) v'(X) \beta a \rho_a \varepsilon_0 (Y^* - Y) \dots \\
 & + R_Q \left[S \frac{\partial b}{\partial t} + b \frac{\partial S}{\partial t} \right] + (1 - \varepsilon_0) \lambda_s \frac{\partial^2 T_s}{\partial z^2} + \\
 & (1 - \varepsilon_0) \lambda_s \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial^2 T_g}{\partial r^2} \right)
 \end{aligned}$$

El término de la izquierda representa la acumulación de energía en la fase sólida. Como la concentración de sólido seco (S) cambia en el tiempo simultáneamente con la temperatura de la fase sólida (T_s), por lo que se aplica la regla del producto. La cantidad $(C_{ps} + X C_{pw})$ representa la capacidad calorífica del sólido húmedo.

El primer término del lado derecho describe la transferencia de calor convectiva en la interface sólido-gas. El segundo término representa la cantidad de energía asociada con la evaporación de agua en la interface sólido-gas. El tercer término describe el calor generado debido a la actividad metabólica del microorganismo. Y los últimos dos términos representan la conducción de calor a través de la fase sólida, en la dirección axial y radial.

Casciadori & Thoméo (2018) [23], caracterizaron dos lechos empacados en condiciones abióticas, un lecho fue compuesto de bagazo de caña de azúcar, pulpa y cáscara de naranja y salvado de trigo, mientras que el otro fue solo de bagazo de caña de azúcar. La relación de diámetro de tubo a partícula fue de: 260, y evaluaron el efecto de la altura del empaque

(60 – 180 mm) y diferentes flujos de aireación (400 – 1200 l h⁻¹). Ellos usaron un modelo pseudo-homogéneo de dos parámetros en estado estacionario, donde consideran sólo la conducción en la dirección radial, despreciando el transporte de calor debido a la evaporación. Promediaron la temperatura en la dirección axial. El modelo fue el siguiente:

$$\rho_a C_{pa} v_z \left(\frac{\partial T}{\partial z} \right) = K_{eff,r} \left(\frac{\partial^2 T}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial T}{\partial r} \right) \quad (5.7)$$

Con las siguientes condiciones de frontera:

$$\begin{aligned} z = 0, T &= T_0 \\ r = 0, \frac{\partial T}{\partial r} &= 0 \\ r = R, -K_{eff,r} \frac{\partial T}{\partial r} &= h_w(T_{wall} - T_R) \end{aligned}$$

El punto interesante, es que consideraron una conductividad térmica efectiva la cual engloba diferentes mecanismos de transferencia de calor (por ser un modelo simplificado), la cual la dividen en contribuciones estáticas y dinámicas, según lo propuesto por Yagii y Kuni (1957) [55] para lechos empacados.

Todos los modelos mencionados, emplean una velocidad superficial de entrada y desprecian la existencia de un perfil de velocidad dentro del biorreactor. La incertidumbre en estos modelos es que, en la mayoría de ellos, proponen los sistemas como isotrópicos en cuanto a la conducción, es decir, tienen el mismo comportamiento en distintas direcciones, sin embargo, las conductividades efectivas serían diferentes debido a que la velocidad del flujo (contribución dinámica) no es la misma en la dirección radial y la axial [45, 47, 56]. A continuación, se menciona como se ha obtenido la conductividad térmica para evaluar los modelos de conservación de energía.

5.2 Conductividad Térmica en biorreactores de lecho empacado para FMS

A continuación, se hace una revisión bibliográfica de la forma en que se ha propuesto calcular la conductividad térmica:

- Sangsurasak & Mitchell en 1995 [54], propusieron la siguiente correlación para la conductividad térmica del sólido:

$$k = \varepsilon k_f + (1 - \varepsilon) k_s$$

Donde ε representa la fracción vacía media del lecho empacado, k_f : la conductividad térmica del aire y k_s : la conductividad térmica del sólido.

- Hasan *et al.* (1998) [28], obtienen una expresión matemática para la conductividad térmica para una mezcla de salvado de arroz con paja de arroz, la cual depende de la densidad y humedad del sustrato:

$$k = 47.5080 + 0.0115\rho + 0.1295M - 6.0737 \ln(\rho)$$

donde ρ es la densidad del sólido y M es la humedad absoluta del sólido.

- Fanaei *et al.* (2009) [24]. Proponen que la conductividad sea obtenida por un promedio ponderado de las propiedades del flujo y del sustrato con sus fracciones volumétricas correspondientes, como se muestra en la siguiente ecuación:

$$k_b = \varepsilon k_f + (1 - \varepsilon)k_s$$

- Barrios *et al.* (2015) [22], quien utilizó una mezcla de pasta de soya y desperdicios de frutas y verduras, y el mismo sustrato que se empleó en el actual trabajo, utilizan una correlación propuesta por Choi *et al.* (1987). La cual toma en cuenta la composición del sustrato como se muestra a continuación:

$$k_w = 0.57109 + 0.0017625 T - 6.7306 \times 10^{-6} T^2$$

$$k_p = 2.2196 + 0.0062489 T - 1.0154 \times 10^{-4} T^2$$

$$k_f = 0.1807 + 0.0027604 T - 1.7749 \times 10^{-7} T^2$$

$$k_c = 0.2014 + 0.0013874 T - 4.3312 \times 10^{-6} T^2$$

$$k_{fi} = 0.18331 + 0.0012497 T - 63.1683 \times 10^{-6} T^2$$

$$k_a = 0.3296 + 0.001401 T - 2.9039 \times 10^{-6} T^2$$

Donde: k_w , k_p , k_f , k_c , k_{fi} , k_a son las conductividades para agua, proteína, grasa, carbohidratos, fibras y cenizas, respectivamente, y T , representa la temperatura del sustrato.

5.3 Conductividad térmica efectiva

Sin embargo, se ha propuesto que, por ser modelos simplificados, varios mecanismos de transferencia de calor se engloban en parámetros “efectivos” los cuales pueden depender del flujo de aireación o no (contribuciones estáticas y dinámicas) [47, 55, 56]. A continuación, se mencionan estos mecanismos [56]:

- Mecanismos independientes del flujo del fluido:
 - Conducción a través del fluido.
 - Conducción por contacto entre partículas.
 - Radiación entre los huecos del lecho.
 - Radiación entre la superficie de los sólidos.
 - Conducción a través del sólido.
- Mecanismos dependientes del flujo del fluido:
 - Convección por el fluido en dirección del flujo del fluido.
 - Conducción a través de la película de fluido cerca de la superficie de contacto entre dos partículas.
 - Transferencia de calor por el mezclado transversal y longitudinal del fluido.
 - Transferencia de calor por convección sólido-fluido-sólido.

5.4 Modelo de transferencia de calor para el sistema en estudio

Para caracterizar el biorreactor con el sustrato es importante hacer experimentos bajo condiciones abióticas para conocer la conductividad térmica efectiva (K_{eff}), el coeficiente de transferencia de calor en la pared (h_w), y los diferentes mecanismos de transporte de calor que intervienen en la remoción de calor en el biorreactor.

Para este sistema se eligió el siguiente modelo; pseudo-homogéneo y en estado estacionario:

$$\rho C_p \left(v_z \frac{\partial T}{\partial z} \right) + \rho_f f \lambda \left(v_z \frac{\partial T}{\partial z} \right) = \frac{\partial}{\partial x} \left(k_{eff,x} \frac{\partial T}{\partial x} \right) \quad (5.8)$$

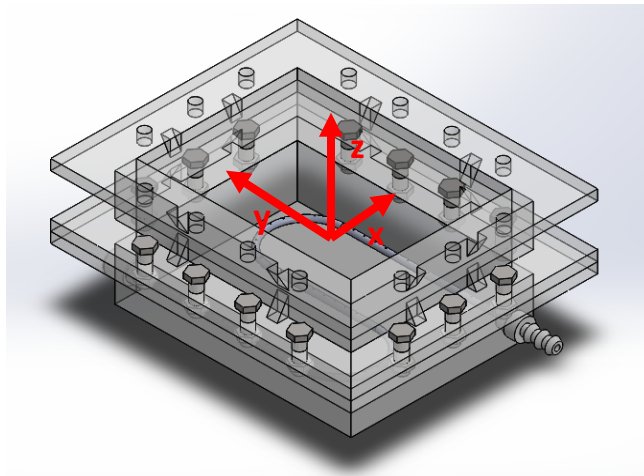


Figura 5.1. Localización de coordenadas dentro del biorreactor: la dirección “x” es el ancho, la dirección “y” es el largo y la dirección “z” es la altura del lecho.

El cual tiene las siguientes suposiciones:

- 1.- No existe diferencia apreciable entre la fase sólida y fluida (equilibrio térmico).
2. No hay gradientes de temperatura significativos en la dirección (“y”) del biorreactor.
3. La conducción en la dirección axial se desprecia debido a que se considera que el transporte convectivo en esta dirección es dominante (misma dirección del flujo).
3. No existe velocidad en las otras direcciones (“x” y “y”) por lo que solo existe en la dirección axial.
4. Las propiedades físicas (Capacidad calorífica, densidad y viscosidad) del aire son constantes.

Como se puede observar, el modelo de hidrodinámica se acopla con el modelo de transferencia de calor en el término de la convección y en el término evaporativo en el lado izquierdo de la ecuación (5.8). Aquí es donde, en diferentes trabajos [24, 28, 30, 54, 31, 32,

36] realizados para este tipo de sistemas, sólo han considerado una velocidad constante (flujo pistón) a lo largo del reactor. Lo cual puede impactar en la determinación de los coeficientes de transferencia de calor (k_{eff} y h_w).

El modelo de transferencia de calor está sujeto a las siguientes condiciones de frontera:

- En $z=0$; se tiene la temperatura del aire de entrada.

$$z = 0, \quad T = T_a$$

- En $x = 0$; se propone una condición de simetría.

$$x = 0, \quad \frac{dT}{dx} = 0$$

Sin embargo, para frontera en la pared se evaluaron diferentes condiciones de frontera, las cuales son las siguientes:

- a) Una temperatura constante en la pared, donde es necesario tomar en cuenta la hidrodinámica, para tomar en cuenta los mecanismos que ocurren en esta región:

$$x = b/2, \quad T = T_{pared}$$

- b) Una condición de frontera que tome en cuenta el coeficiente global de transferencia de calor en la pared (h_w):

$$-k_{eff,x} \frac{dT}{dx} = h_w(T - T_b)$$

Donde:

T_b es la temperatura del baño de calentamiento.

Barrios *et al.* (2005) [22], realizaron la caracterización del mismo sistema en estudio, sin embargo, para la transferencia de calor emplearon correlaciones para obtener los coeficientes de transferencia de calor como la conductividad y el coeficiente global de transferencia de calor en la pared. Por lo que se cree necesario estimar estos coeficientes de observaciones ya que las correlaciones fueron obtenidas para diferentes sistemas.

Romero *et al.* (2017) [56], describe los diferentes mecanismos que engloba una conductividad térmica efectiva, y la importancia que tiene estimarla mediante observaciones para cada sistema experimental.

En el actual trabajo se tomaron los datos experimentales obtenidos por Barrios *et al.* (2015) [22], para caracterizar la transferencia de calor en el biorreactor, englobando todos los mecanismos de transferencia de calor dentro de una conductividad térmica efectiva y obtener el coeficiente global de transferencia de calor en la pared.

5.4.1 Condiciones de operación

Las condiciones de operación y el arreglo experimental con el que fue realizado los experimentos fueron los siguientes:

Tabla 5.1. Parámetros de operación en estudios abióticos.

Parámetro	Magnitud
Composición del medio poroso	53.3 % pasta soya, 46.7 % frutas y verduras.
Temperatura de sistema de calentamiento	45°C
Temperatura del aire en la entrada	~20°C
Flujo de aireación (aire saturado)	0.2, 0.3 y 0.4 l min ⁻¹ (0.5, 0.75 y 1 VKgM)
Altura del lecho empacado	5 cm
Masa del lecho empacado (húmedo)	400 g
Humedad del lecho empacado	60 %
Tamaño de partícula	Esferas de 1.5 mm de diámetro

Para llevar a cabo la medición adecuada de la caída de presión en el reactor, se siguieron los siguientes pasos:

1. Antes de cada prueba, es necesario comprobar la hermeticidad en el sistema.
2. Poner el baño de calentamiento a 45°C.
3. Ajustar la humedad requerida en el lecho con agua destilada.
4. Empacar en el biorreactor y tapar adecuadamente.
5. Colocar los termopares tipo K (cromel-alumel) en los puertos de la tapa del biorreactor.
6. Suministrar el flujo de aireación.
7. Sumergir el biorreactor en el baño de agua, hasta que alcance el estado estacionario.

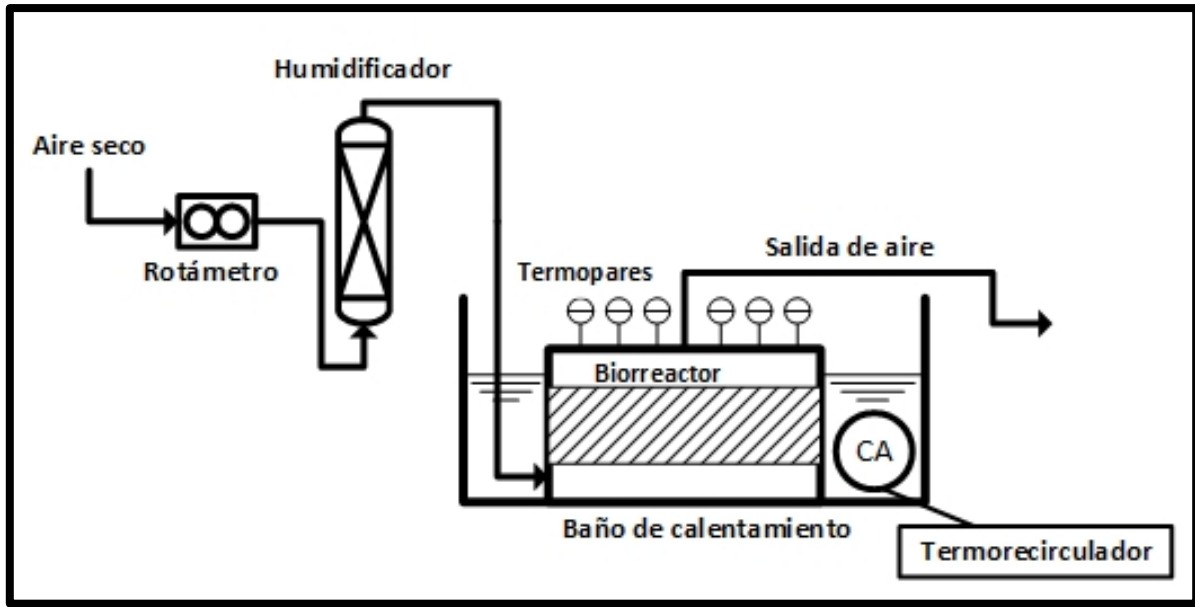


Figura 5.2. Arreglo experimental para llevar a cabo la medición del campo de temperatura.

En la Figura 5.2 se muestra el arreglo experimental para obtener la caída de presión, el aire seco se hace pasar por un humidificador, para asegurar una alta humedad en el aire y reducir la pérdida de agua contenida en el sustrato. Las mediciones de temperatura se hicieron en la dirección del ancho y a tres diferentes posiciones axiales, como se describe mejor en la siguiente figura:

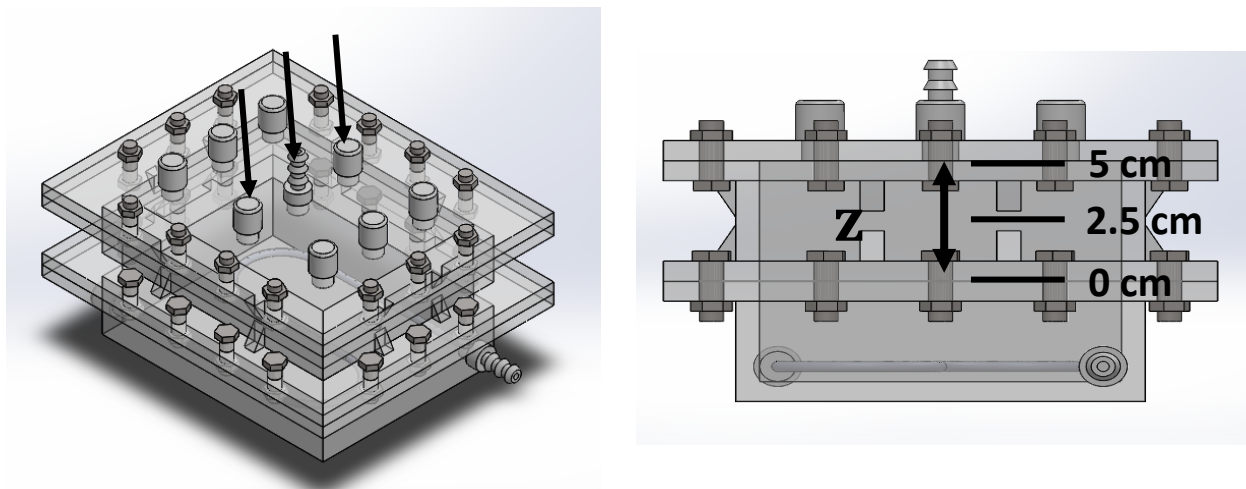


Figura 5.3. Mediciones dentro del biorreactor para tener un campo de temperatura: (figura izquierda) mediciones en el ancho; (figura derecha) mediciones axiales.

5.4.2 Algoritmo para la caracterización de la transferencia de calor

A continuación, se muestra el algoritmo que se siguió para la caracterización de la transferencia de calor en el biorreactor de lecho empacado con aireación forzada.

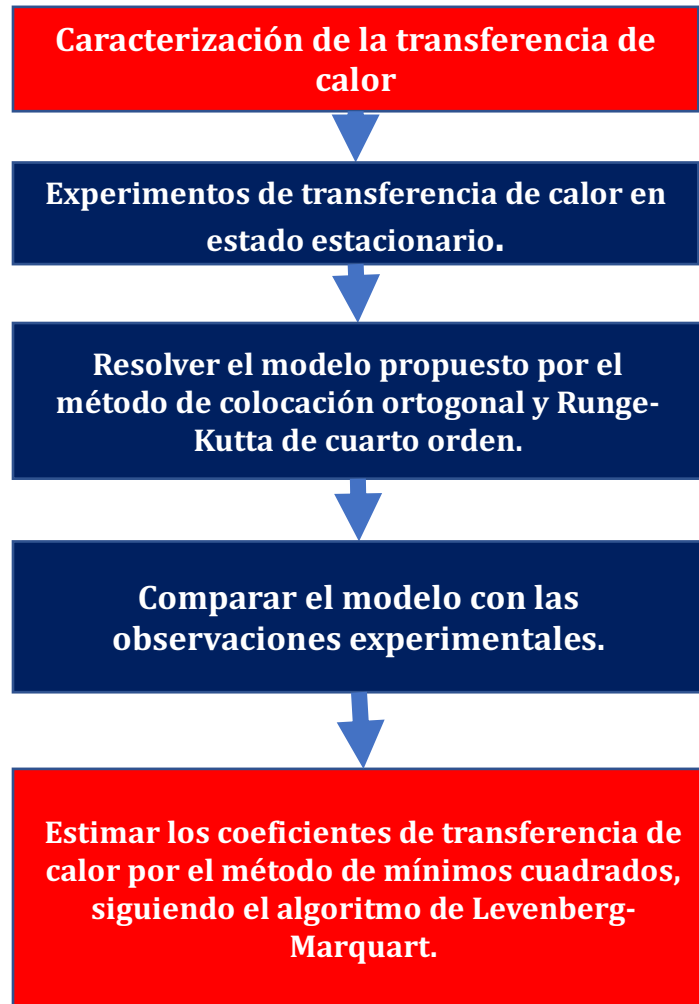


Figura 5.4. Algoritmo para la caracterización de la transferencia de calor en el biorreactor de lecho empacado.

5.5 Resultados y discusión.

5.5.1 Estimación de la conductividad térmica efectiva

El modelo se resolvió mediante el método de colocación ortogonal, utilizando 60 puntos interiores, debido a que con esta cantidad de puntos se captura más información del perfil de velocidad en la región cercana a la pared presente en el lecho. Las ecuaciones que se discretizaron se resolvieron mediante el método de Runge-Kutta de cuarto orden. Mientras que la estimación de parámetros se llevó a cabo por el método de mínimos cuadrados siguiendo el algoritmo Levenberg-Marquart [53], en el cual se obtiene el intervalo de confianza del 95% para el parámetro estimado.

A continuación, se muestran los gráficos de las observaciones con el modelo ajustado por la estimación, para los tres diferentes flujos de aireación (0.2, 0.3 y 0.4 l/min). En donde el parámetro de ajuste fue sólo la conductividad térmica efectiva.

Tabla 5.2. Estimación de la conductividad térmica efectiva.

Flujo de aireación	$k_{\text{eff},x}$ [$\text{W m}^{-1} \text{K}^{-1}$] (I.C. 95%)
200 ml/min (0.5 VKgM)	$2.242 \times 10^{-2} (\pm 8.305 \times 10^{-4})$
300 ml/min (0.75 VKgM)	$2.998 \times 10^{-2} (\pm 3.124 \times 10^{-4})$
400 ml/min (1 VKgM)	$4.113 \times 10^{-2} (\pm 1.552 \times 10^{-4})$
Barrios <i>et al.</i> (2015) [22]	1.58×10^{-1}

Comparando con conductividades térmicas reportadas en la literatura se encuentran diferentes valores reportados, como: Hasan *et al.* (1998) [28], para un flujo de aireación de 0.2 l min^{-1} empleando salvado de trigo, obtiene un valor de: $0.3460 \text{ W m}^{-1} \text{ K}^{-1}$, también, Fanaei *et al.* (2009) [24], para un sistema de salvado de trigo y una aireación variada desde 5 l min^{-1} hasta 25 l min^{-1} , reporta un valor de $0.2157 \text{ W m}^{-1} \text{ K}^{-1}$ y finalmente Casciadori & Thomeo (2018) [23], reportan conductividades térmicas de $0.9 \text{ W m}^{-1} \text{ K}^{-1}$ y $0.06 \text{ W m}^{-1} \text{ K}^{-1}$ a para un sistema de bagazo de caña de azúcar y otro de un medio compuesto de bagazo de caña de azúcar, pulpa y cáscara de naranja y salvado de trigo, respectivamente. Para un flujo de aireación de 6.66 l min^{-1} .

Las diferencias se pueden deber a los diferentes compuestos orgánicos que se emplean para conformar el lecho empacado, así también, esta diferencia se puede atribuir a la diferencia en el flujo de aireación empleado, sin embargo, para las conductividades térmicas reportadas por: Barrios *et al.* (2015) [22], Hasan *et al.* (1998) [28] y Fanaei *et al.* (2009) [24], son mayores (una orden de magnitud) a las reportadas en este trabajo. Mientras que lo reportado por Casciadori & Thomeo (2018), están en las mismas ordenes de magnitud sin embargo el flujo de aireación que emplearon está muy por arriba del flujo empleado para este trabajo, por lo que es difícil hacer una comparación concreta. En las Figuras 5.5 – 5.7 se muestran los ajustes del modelo, estimando los parámetros de transferencia de calor.

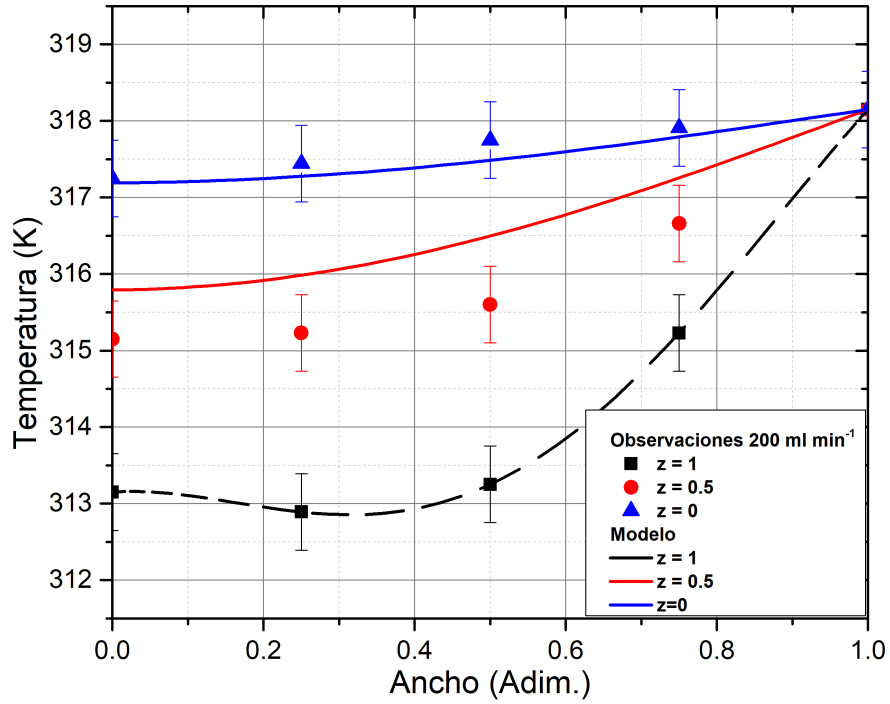


Figura 5.5. Predicciones del modelo empleado, a un flujo de aireación de 0.5 VKgM: (■) datos experimentales a $z = 0$ cm; (●) $z = 2.5$ cm; (▲) $z = 5$ cm; predicciones del modelo: (—) $z = 0$ cm; (—) $z = 2.5$ cm; (—) $z = 5$ cm.

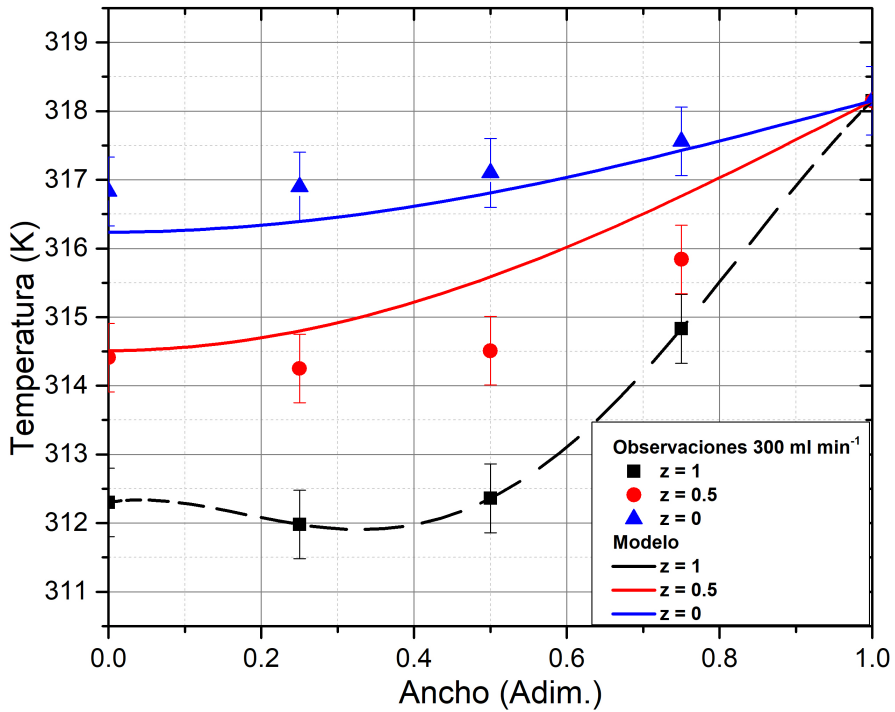


Figura 5.6. Predicciones del modelo empleado, a un flujo de aireación de 0.75 VKgM: (■) datos experimentales a $z = 0$ cm; (●) $z = 2.5$ cm; (▲) $z = 5$ cm; predicciones del modelo: (—) $z = 0$ cm; (—) $z = 2.5$ cm; (—) $z = 5$ cm.

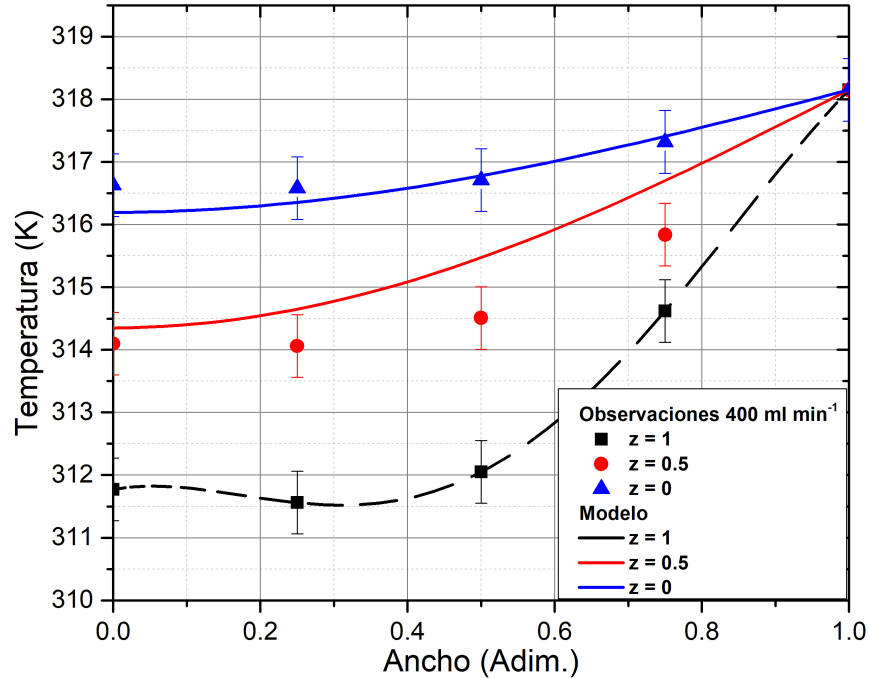


Figura 5.7. Predicciones del modelo empleado, a un flujo de aireación de 1 VKgM: (■) datos experimentales a $z = 0$ cm; (●) $z = 2.5$ cm; (▲) $z = 5$ cm; predicciones del modelo: (—) $z = 0$ cm; (—) $z = 2.5$ cm; (—) $z = 5$ cm.

En las Figuras 5.5 – 5.7 se pueden observar las predicciones del modelo con la conductividad térmica efectiva estimada, y las observaciones experimentales, se observa que el modelo sigue la misma tendencia de los datos experimentales, en la parte del fondo del lecho, la temperatura es la más baja, debido al contacto con el aire entrante, a medida que se avanza por la dirección axial, la temperatura incrementa generando gradientes de temperatura de hasta 4.6°C . en este sistema se encontraron gradientes de $0.92^{\circ}\text{C}/\text{cm}$, Gowthaman *et al.* [26] reportaron gradientes de temperatura desde $0.75^{\circ}\text{C}/\text{cm}$ hasta $0.07^{\circ}\text{C}/\text{cm}$, lo cual parece ser típico para biorreactores de lecho empacado. El modelo, llega a tener una diferencia de hasta un grado centígrado con respecto a las observaciones, lo cual es, aceptable para este tipo de sistemas, donde los cambios pequeños de temperatura afectan el crecimiento del microorganismo, lo cual afecta el rendimiento del producto deseado [2, 3].

En la Figura 5.8, se muestra una simulación empleando la conductividad térmica reportada por Barrios *et al.* (2015) [22], la cual fue obtenida mediante una correlación que sólo caracteriza la conductividad del sólido (contribución estática) propuesta por Choi *et al.* (1987) [57]. Se observa que se obtienen perfiles planos de temperatura, muy alejados de los datos experimentales.

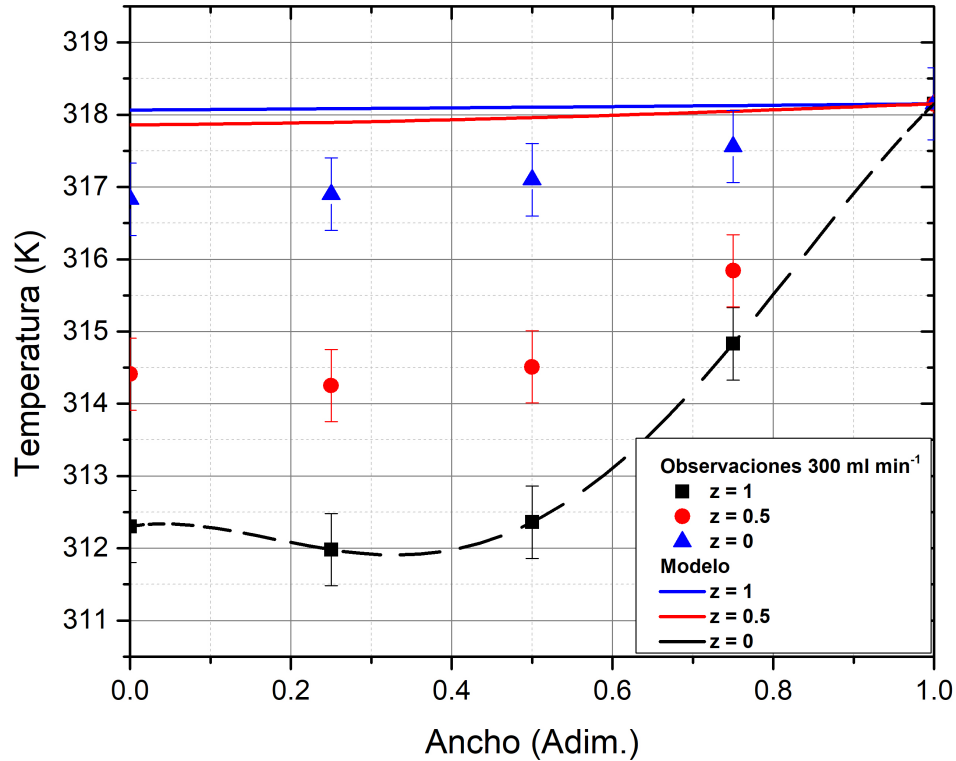


Figura 5.8. Predicciones del modelo empleando la conductividad térmica propuesta por Barrios et al. (2015) a un flujo de 0.75 VKgM: (■) datos experimentales a $z = 0$ cm; (●) $z = 2.5$ cm; (▲) $z = 5$ cm; predicciones del modelo: (—) $z = 0$ cm; (—) $z = 2.5$ cm; (—) $z = 5$ cm.

Casciadori & Thomeo (2018) [23], mediante estimación de parámetros encontró que la relación entre la conductividad térmica efectiva y la conductividad térmica del sólido (es decir, la relación: $K_{\text{eff}}/K_{\text{sólido}}$) llegaba a ser de hasta 5.7, mientras que para el actual trabajo esta misma relación varía entre 0.153 y 0.26, estos datos sugieren que es necesario hacer una estimación de parámetros para cada sistema experimental, debido a que calcular una conductividad del sólido es insuficiente para capturar los diferentes mecanismos de transferencia de calor que engloba una conductividad térmica efectiva [47, 55, 56].

5.5.2 Contribuciones estática y dinámica

En el presente apartado se muestra la conductividad térmica efectiva como una conformación de contribuciones estáticas y dinámicas a la transferencia de calor (como se explicó en la sección 5.3), así como lo propuso Yagii & Kuni (1957) [55]. A continuación, se muestra un gráfico en el cual se hace una variación de la conductividad térmica efectiva en función de la coordenada “x” (en lo ancho del lecho) la cual está en función de la velocidad intersticial.

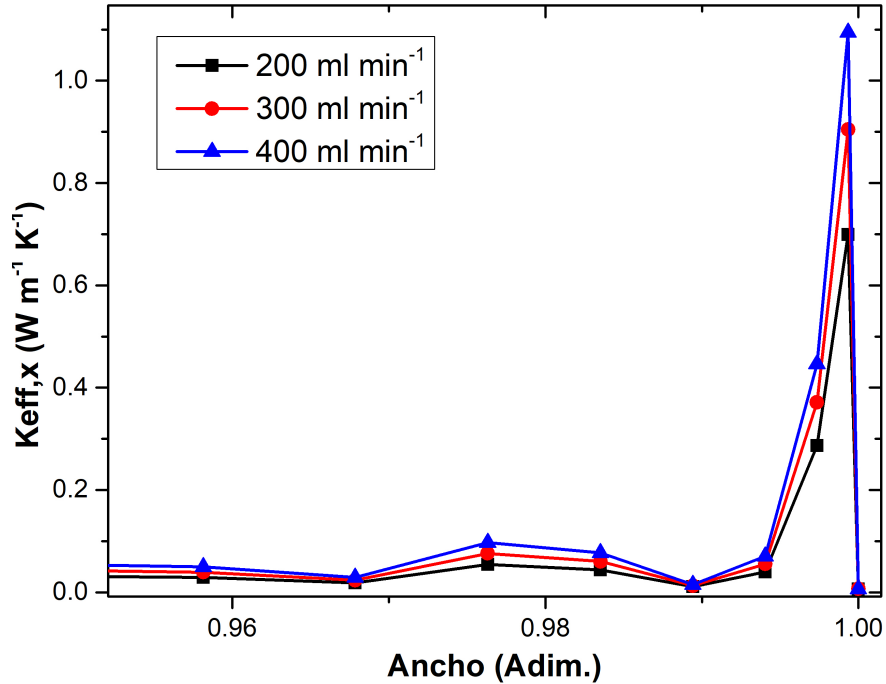


Figura 5.9. Conductividad térmica efectiva en función de la posición: (—) flujo de 0.5 VKgM; (—) flujo de 0.75 VKgM (—) flujo de 1 VKgM.

En la Figura 5.9 se muestra la variación de la conductividad térmica con respecto a el ancho del biorreactor, debido a la variación en la velocidad intersticial, en la figura se observa el comportamiento de este parámetro en la región cercana a la pared, donde se puede observar que las conductividades varían entre $0.021 - 1.1 \text{ W m}^{-1} \text{ k}^{-1}$. Por lo que en esta zona se mejora considerablemente la eliminación de calor con el transporte convectivo, debido a la mayor velocidad intersticial que existe en esta zona.

Se propone una correlación con forma semejante a las propuestas por Romero *et al.* (2017) [56] donde se estimaron dos parámetros por el método de mínimos cuadrados siguiendo el algoritmo de Levenberg-Marquart [53]:

$$k_{eff,x} = k^0 + \delta Re_p Pr \quad (5.9)$$

Donde k^0 es la conductividad debido a las contribuciones estáticas (cuando $Re_p \approx 0$), y tiene un valor de: $0.00658 \text{ W/ m}^{-1} \text{ k}^{-1}$, δ es el parámetro que caracteriza la conductividad térmica debido a la contribución dinámica y tiene un valor de: $2.2006 \text{ W/ m}^{-1} \text{ k}^{-1}$, Re_p es el número de Reynolds basado en el diámetro de partícula y Pr el número de Prantl. Casciotori & Thomeo [23] propusieron una correlación semejante a la propuesta en este trabajo, además, mencionan que generalmente se emplean correlaciones que caracterizan solamente al sólido debido al hecho de que se emplean flujos de aire pequeños, y por lo tanto la contribución dinámica no juega un papel importante, sin embargo, en su trabajo no considera un perfil de velocidad, por lo que no obtiene zonas donde la velocidad sea

máxima e incremente de manera considerable, por lo que no observan la contribución dinámica, como en este trabajo, que al involucrar el perfil de velocidad, la conductividad térmica aumenta hasta alrededor de 30 veces en la región cercana a la pared, debido a la contribución dinámica.

5.5.3 Conductividad térmica efectiva y coeficiente de transferencia de calor en la pared.

En esta sección se presenta una aproximación incluyendo la conductividad térmica efectiva y también un coeficiente de transferencia de calor en la pared, para la estimación de parámetros se emplearon los datos experimentales obtenidos por Barrios *et al.* (2015) [22]. El modelo propuesto (5.8), fue resuelto sujeto a las siguientes condiciones de frontera:

Condiciones de frontera para la ecuación (5.8)

$$\text{En } Z = 0; T = T_a$$

$$\text{En } r = 0; \frac{\partial T}{\partial r} = 0$$

$$\text{En } r = R; -k_{eff,x} \frac{\partial T}{\partial r} = h_w(T - T_b)$$

El modelo se resolvió mediante el método de colocación ortogonal, empleando 20 puntos interiores, debido a que en este caso se empleó una velocidad constante (flujo pistón), el conjunto de ecuaciones diferenciales ordinarias resultantes se resolvió mediante el método de Runge-Kutta de cuarto orden. La estimación de parámetros se realizó mediante el método de mínimos cuadrados siguiendo el algoritmo de Levenberg-Marquart [53], el cual provee de un intervalo de confianza del 95%, Los parámetros estimados y las predicciones del modelo se muestran a continuación.

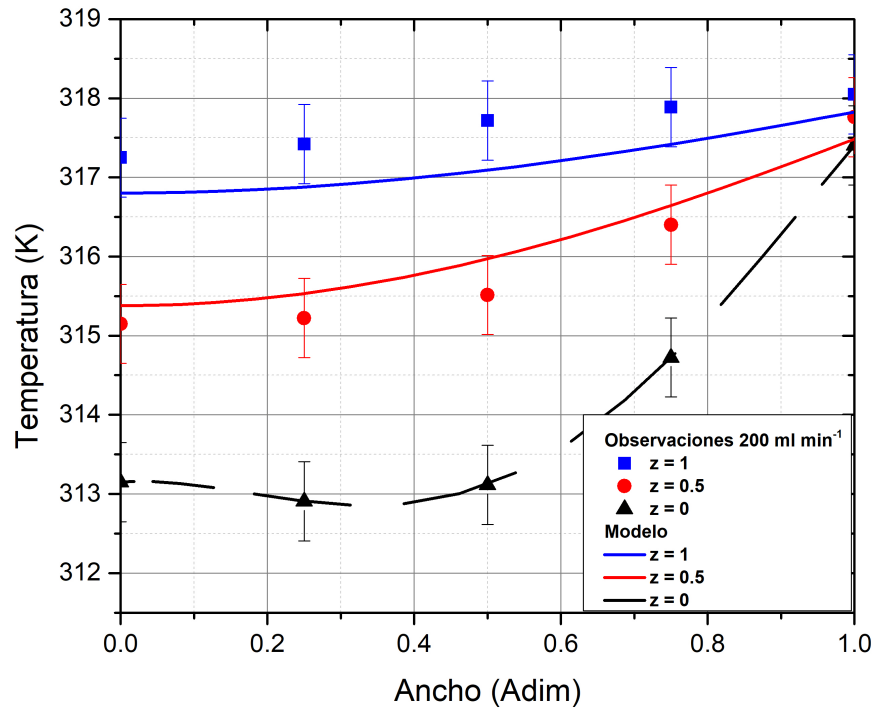


Figura 5.10. Predicciones del modelo empleado, a un flujo de aireación de 0.5 VKgM^{-1} : (■) datos experimentales a $z = 0 \text{ cm}$; (●) $z = 2.5 \text{ cm}$; (▲) $z = 5 \text{ cm}$; predicciones del modelo: (—) $z = 0 \text{ cm}$; (—) $z = 2.5 \text{ cm}$; (—) $z = 5 \text{ cm}$.

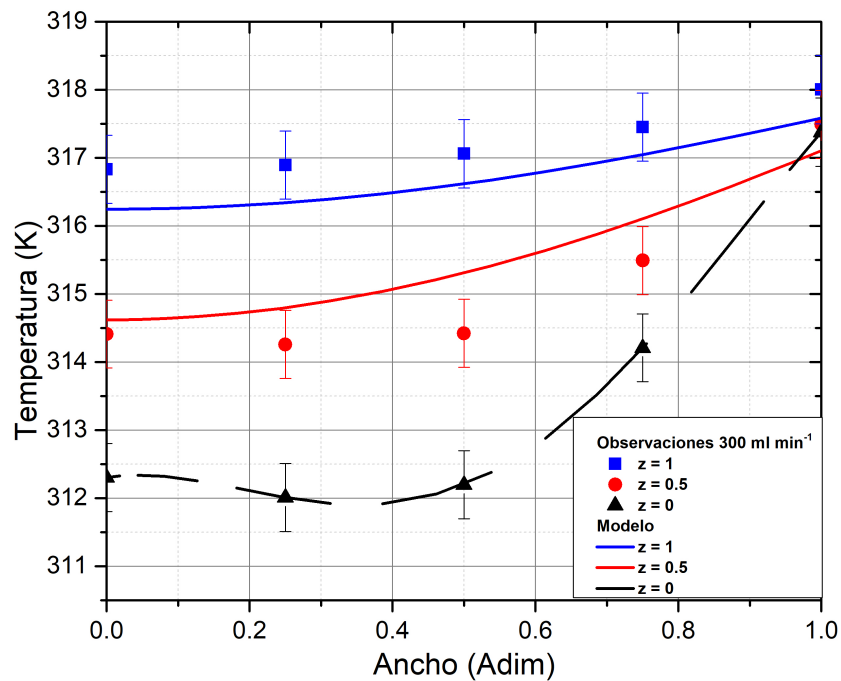


Figura 5.11. Predicciones del modelo empleado, a un flujo de aireación de 0.75 VKgM^{-1} : (■) datos experimentales a $z = 0 \text{ cm}$; (●) $z = 2.5 \text{ cm}$; (▲) $z = 5 \text{ cm}$; predicciones del modelo: (—) $z = 0 \text{ cm}$; (—) $z = 2.5 \text{ cm}$; (—) $z = 5 \text{ cm}$.

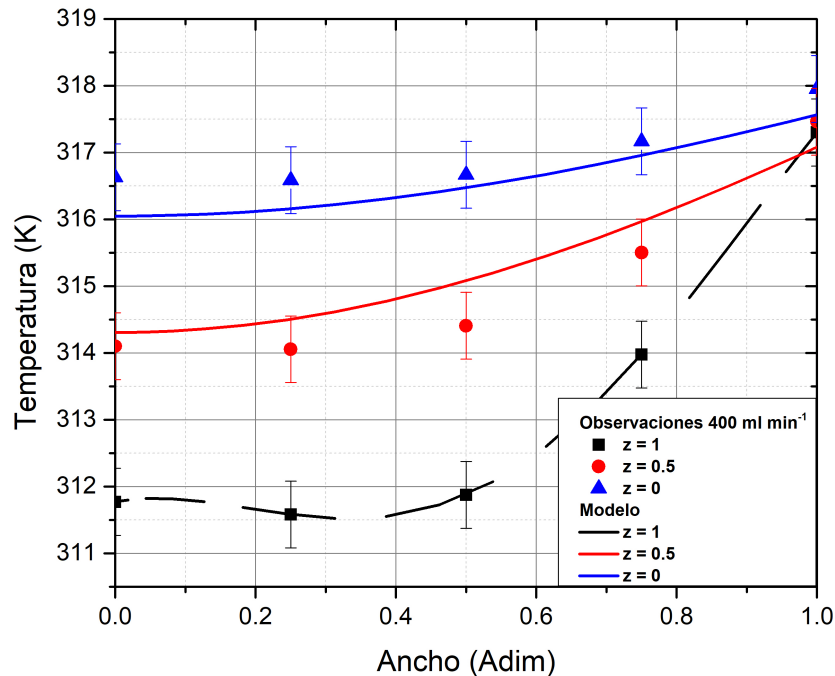


Figura 5.12. Predicciones del modelo empleado, a un flujo de aireación de 1 VKgM: (■) datos experimentales a z = 0 cm; (●) z = 2.5 cm; (▲) z = 5 cm; predicciones del modelo: (—) z = 0 cm; (—) z = 2.5 cm; (—) z = 5 cm.

En las Figuras 5.10- 5.12 se observan las predicciones del modelo 5.8 con las condiciones de frontera antes mencionadas, tomando en cuenta un coeficiente de transferencia de calor en la pared (h_w), se puede apreciar que las tendencias seguidas por el modelo son idénticas a los datos experimentales, la aproximación es muy semejante a la mostrada, empleando sólo la conductividad térmica efectiva y una temperatura constante en la pared.

Tabla 5.3. Estimación de la conductividad térmica efectiva y el coeficiente global de transferencia de calor en la pared.

Parámetros	200 ml min ⁻¹ (0.5 VKgM) (I.C. 95%)	300 ml min ⁻¹ (0.75 VKgM) (I.C. 95%)	400 ml min ⁻¹ (1 VKgM) (I.C. 95%)
$k_{eff,x}$ [W m ⁻¹ K ⁻¹]	3.123×10^{-2} ($\pm 2.889 \times 10^{-3}$)	4.290×10^{-2} ($\pm 4.676 \times 10^{-3}$)	4.074×10^{-2} ($\pm 3.472 \times 10^{-3}$)
h_w [W m ⁻² K ⁻¹]	2.235 ($\pm 9.399 \times 10^{-1}$)	2.3462 ($\pm 7.587 \times 10^{-1}$)	2.422 ($\pm 6.407 \times 10^{-1}$)

Como se puede observar para esta aproximación, a medida que aumenta el flujo aumenta la conductividad térmica efectiva, debido a que el transporte de calor en la región central y de la pared del lecho se mejora, de manera análoga sucede con el coeficiente de transferencia de calor en la pared, como el gradiente entre la temperatura del baño y la temperatura interior del lecho en la pared, es pequeña, el valor de este coeficiente es relativamente grande, debido a que las resistencias ofrecidas por la pared son pequeñas.

Saucedo-Castañeda *et al.* (1989) [31] obtiene mediante estimaciones del número de Biot de calor, reporta valores del coeficiente de transferencia de calor en la pared (h_w) de alrededor de $1.1533 \text{ W m}^{-2} \text{ K}^{-1}$, este mismo valor fue empleado por Hasan *et al.* (1998) [28] en su modelo de transferencia de calor. Recientemente, Casciadori & Thomeo (2018) [23] estima valores desde $7.26 \text{ W m}^{-2} \text{ K}^{-1}$ hasta $53.95 \text{ W m}^{-2} \text{ K}^{-1}$ para su sistema en estudio. Esto confirma que es necesario hacer una estimación de los parámetros de transferencia que caracteriza a cada sistema en estudio, ya que de un sistema a otro pueden variar considerablemente, dependiendo del tipo de material de construcción, los compuestos orgánicos empleados como sustraído, tamaño de partícula, o las temperaturas de operación, e incluso del baño de calentamiento.

5.6 Conclusiones y perspectivas del trabajo

Se caracterizó la transferencia de calor del sistema mediante la estimación de la conductividad térmica efectiva y el coeficiente global de transferencia de calor en la pared, tomando en cuenta el efecto de la hidrodinámica. Esto ayuda a tener mayor certidumbre sobre estos parámetros que caracterizan al sistema.

También se encontró que la caracterización de la transferencia de calor previa a este sistema era a través de correlaciones, lo cual daba como resultado predicciones del perfil de temperatura muy alejadas de la realidad, por ejemplo, comparando un trabajo previo, se encontró que los parámetros estimados fueron alrededor de 10 veces menores a los reportados y obtenidos por correlaciones. Lo cual afirma que es importante estimar los parámetros desde observaciones obtenidas experimentalmente, ya que, las correlaciones generalmente son obtenidas para sistemas diferentes a los propios en estudio.

Se realizó un análisis de la variación pseudo-local de la conductividad térmica efectiva con el perfil de velocidad, teniendo en cuenta que este parámetro engloba mecanismos dependientes e independientes del flujo del fluido. Se encontró que en donde se alcanza la velocidad máxima (región cercana a la pared) la conductividad térmica efectiva alcanza valores de hasta 10 veces mayores a la región del centro del lecho empacado, lo que afirma que, en la región cercana a la pared, la eliminación de calor es mejor, debido al incremento en el transporte convectivo (máxima velocidad de flujo). Esto se corroboró con la estimación del coeficiente de transferencia de calor en la pared.

Capítulo 6.

Transferencia de masa en condiciones abióticas.

Capítulo 6.

6 Transferencia de masa bajo condiciones abióticas

La caracterización de transferencia de masa se realizó con la finalidad de caracterizar la dispersión en el biorreactor [48].

6.1 Estudios de transferencia de masa en biorreactores de lecho empacado

Existen pocos trabajos que caracterizan la transferencia de masa (dispersión) dentro de un biorreactor de lecho empacado, debido a que: en 1993 Gowthaman *et al.* [26], hicieron mediciones de concentración de oxígeno en la dirección axial (diferentes alturas: 33, 170 y 280 mm de altura) en un biorreactor de lecho empacado. La conclusión fue que el oxígeno no era una limitante para el crecimiento debido a que la concentración en la dirección axial se mantenía en niveles aceptables para el crecimiento del microorganismo. Sin embargo, no realizaron una caracterización adecuada de la dispersión de masa ni del módulo de dispersión, el cual provee información valiosa sobre el grado de dispersión dentro del biorreactor.

Debido a este trabajo experimental, se ha ignorado la caracterización adecuada de la dispersión en el interior de este tipo de biorreactores.

Uno de los pocos trabajos fue el de Barrios *et al.* (2015) el cual caracteriza la dispersión mediante la metodología de distribución de tiempos de residencia y cálculo de varianzas, en el cual obtiene el tiempo medio de residencia, y obtiene el módulo de dispersión, dichos resultados muestran que existe una desviación grande con respecto al flujo pistón ($D/UL = 0.123 - 0.220$) [22].

6.2 Transferencia de masa en el sistema en estudio.

En el actual trabajo se tomaron los datos reportados por Barrios *et al.* (2015) debido a que es el mismo sistema experimental en estudio, sin embargo, para calcular el parámetro de dispersión y el módulo de dispersión, se resolvió el modelo de dispersión-convección discretizándolo con el método de colocación ortogonal (20 puntos interiores), mientras que el conjunto de ecuaciones diferenciales ordinarias resultantes se resolvió por el método de Runge-Kutta de cuarto orden, y se realizó una estimación del parámetro de dispersión mediante el método de mínimos cuadrados siguiendo el algoritmo de Levenberg-Marquart.

El modelo de dispersión-convección es el siguiente:

$$\frac{\partial C_{O_2}}{\partial t} = D_{eff,z} \frac{\partial^2 C_{O_2}}{\partial z^2} - U \frac{\partial C_{O_2}}{\partial z} \quad (6.1)$$

Sujeto a las condiciones de frontera:

$$t = 0; C_{O_2} = C_{O_2in}$$

$$z = 0; C_{O_2} = 0$$

$$z = h; \frac{dC_{O_2}}{dz} = 0$$

Donde C_{O_2} es la concentración de oxígeno; $D_{eff,z}$ es el coeficiente de dispersión en la dirección axial, U es la velocidad superficial en la dirección axial y C_{O_2in} es la concentración de entrada al sistema.

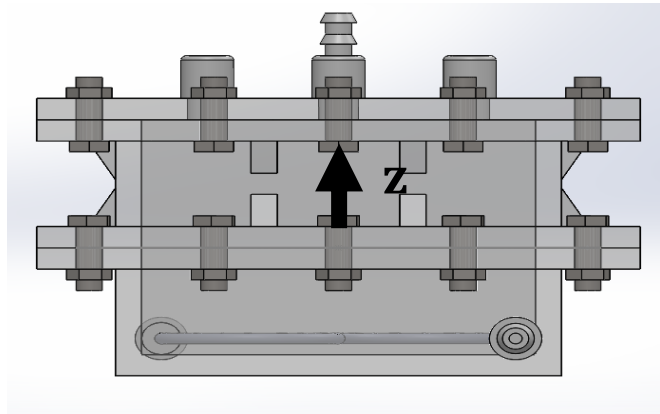


Figura 6.1. Dirección axial (dirección del flujo del fluido).

6.2.1 Condiciones de operación

Las condiciones de operación y el arreglo experimental utilizados para el estudio del tiempo de residencia del oxígeno fueron las siguientes (Tabla 6.1):

Tabla 6.1. Parámetros de operación en estudios abióticos.

Parámetro	Magnitud
Composición del medio poroso	53.3 % pasta soya, 46.7 % frutas y verduras.
Temperatura de sistema de calentamiento	45°C
Temperatura del aire en la entrada	~20°C
Flujo de aireación (aire saturado)	0.2, 0.3 y 0.4 l min ⁻¹ (0.5, 0.75 y 1 VKgM)
Altura del lecho empacado	5 cm
Masa del lecho empacado (húmedo)	400 g
Humedad del lecho empacado	60 %
Tamaño de partícula	Esferas de 1.5 mm de diámetro

Para llevar a cabo la medición adecuada de la caída de presión en el reactor, se siguieron los siguientes pasos:

1. Empacar el sustrato y ajustar a la humedad requerida.
2. Realizar una prueba de hermeticidad.
3. Instalar el sensor de oxígeno en el efluente de gases del biorreactor.
4. Suministrar una corriente de gas nitrógeno hasta desplazar por completo el oxígeno dentro del biorreactor.
5. Hacer pasar un volumen conocido de aire (21 % oxígeno) manteniendo constante el flujo de nitrógeno
6. Registrar la variación de concentración de oxígeno en el tiempo.

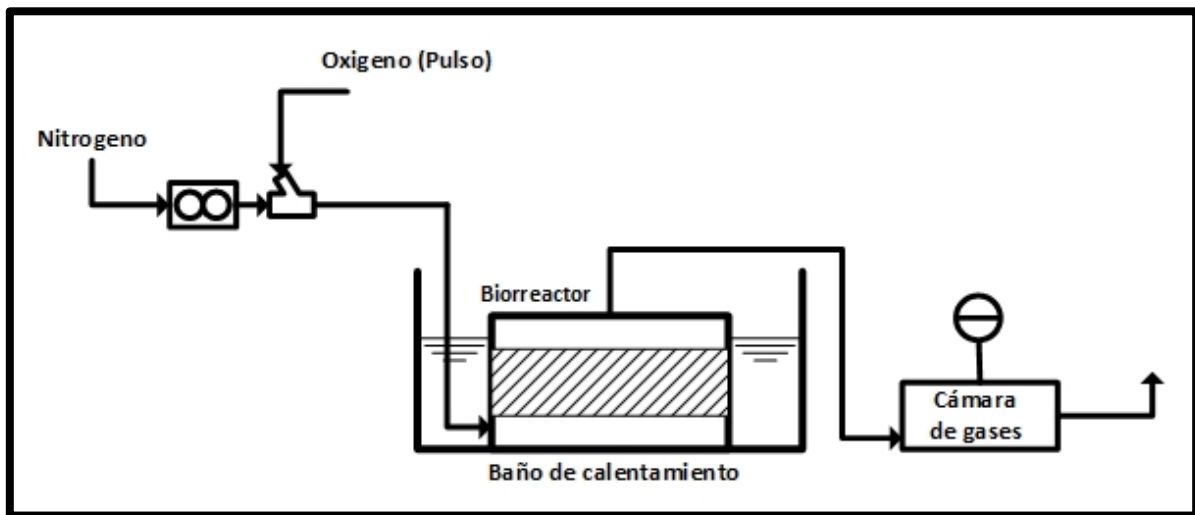


Figura 6.2. Arreglo experimental para llevar a cabo la medición del tiempo de residencia del oxígeno.

En la Figura 6.2 se observa el esquema del sistema experimental empleado para la medición de la concentración de oxígeno en el tiempo. El sistema es purgado con gas nitrógeno, cuando el sensor de oxígeno ya no logra detectar nada, se hace la inyección de cierta cantidad de aire (oxígeno), a través del depurador en “Y”, y se registra la variación en el tiempo.

De igual forma que en los experimentos de hidrodinámica y transferencia de calor, el baño de calentamiento se pone a una temperatura de 45°C, el biorreactor es cargado con el sustrato, se humedece, y se pone en el baño de calentamiento hasta alcanzar una temperatura constante.

6.2.2 Algoritmo para la caracterización de la dispersión.

A continuación, se muestra el algoritmo que se siguió para la caracterización de la dispersión de oxígeno en el biorreactor de lecho empacado con aireación forzada.

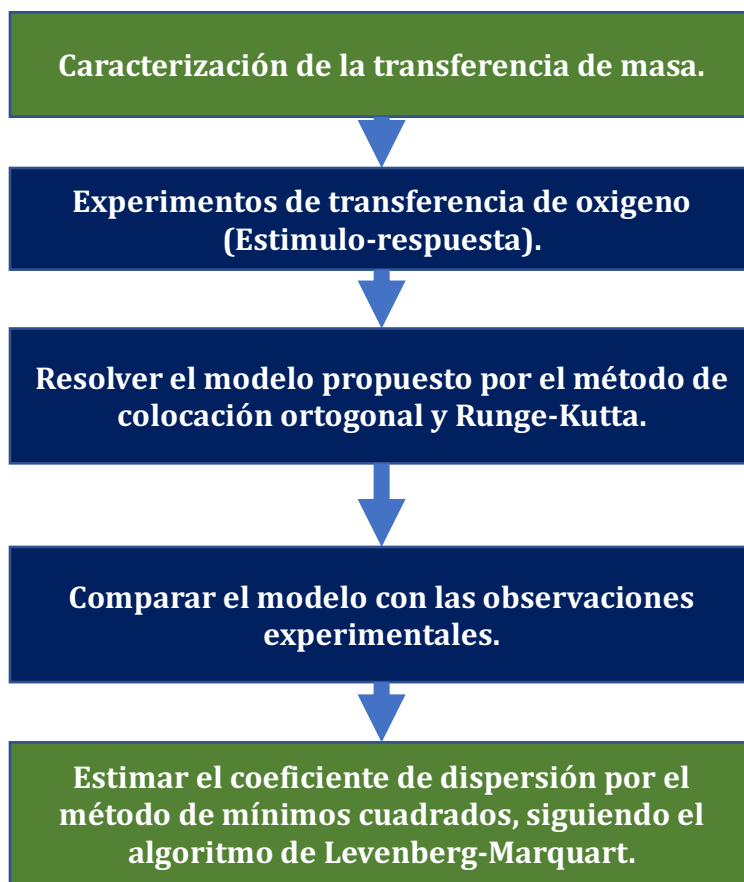


Figura 6.3. Algoritmo para la caracterización de la dispersión en el biorreactor de lecho empacado.

6.3 Resultados y discusión

6.3.1 Estimación de parámetros

Mediante la estimación de parámetros, se obtuvieron los siguientes resultados del coeficiente de dispersión y el módulo de dispersión (D/UL). así también, se muestran los datos reportados previamente por Barrios *et al.* (2015) [22].

Tabla 6.2. Estimación del coeficiente y módulo de dispersión.

Parámetros	200 ml min ⁻¹ (0.5 VKgM) (I.C. 95%)	300 ml min ⁻¹ (0.75 VKgM) (I.C. 95%)	400 ml min ⁻¹ (1 VKgM) (I.C. 95%)
D_{eff,z} [m² s⁻¹]	3.927 x 10 ⁻⁴ (± 3.371x 10 ⁻⁵)	7.109 x 10 ⁻⁴ (± 5.882 x 10 ⁻⁵)	8.255 x 10 ⁻⁴ (± 8.815 x 10 ⁻⁵)
D/UL	176.741	213.364	185.923
Barrios <i>et al.</i> (2015). D_{eff,z}	2.733 x 10 ⁻⁷	6.533 x 10 ⁻⁷	9.777 x 10 ⁻⁷
Barrios <i>et al.</i> (2015). D/UL	0.123	0.196	0.220

Los resultados mostrados en la Tabla 6.1, muestran que se obtuvo una diferencia de tres órdenes de magnitud en el coeficiente de dispersión entre este trabajo y el realizado por Barrios *et al.* (2015) [22]. La diferencia puede ser debido a que en el presente trabajo el modelo se resolvió por colocación ortogonal y se realizó una estimación del coeficiente de dispersión, mientras que en el trabajo de Barrios *et al.* (2015) [22], el coeficiente se obtuvo por cálculo de varianzas de la curva de distribución de tiempos de residencia. Sin embargo, los dos resultados muestran un efecto significativo de los mecanismos dispersivos.

El ajuste del modelo dispersión-convección mediante la estimación del coeficiente de dispersión, se presentan en las Figuras 6.4 – 6.6:

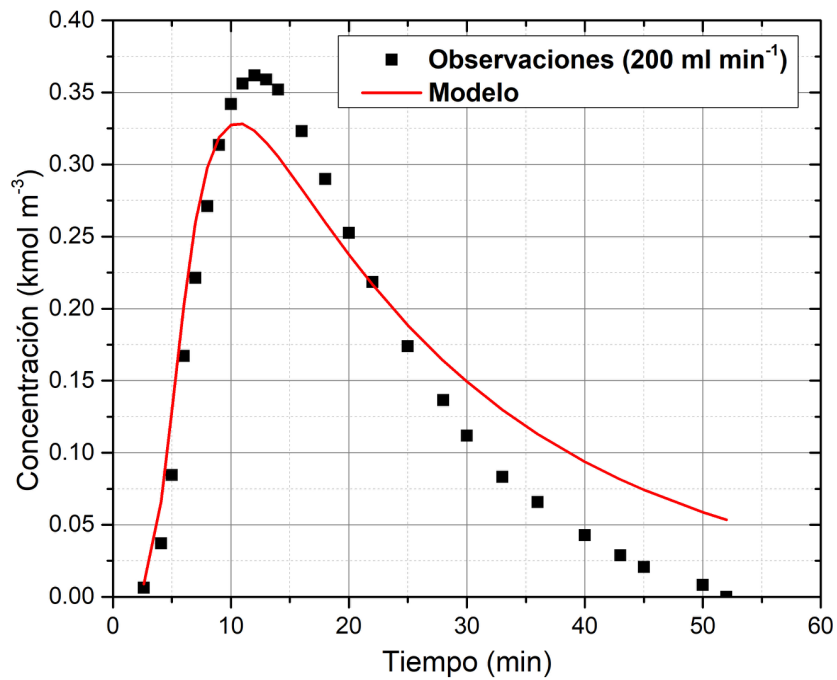


Figura 6.4. Ajuste del modelo dispersión-convección a los datos experimentales: (■) Observaciones a un flujo de 0.5 VKgM; (—) predicciones del modelo.

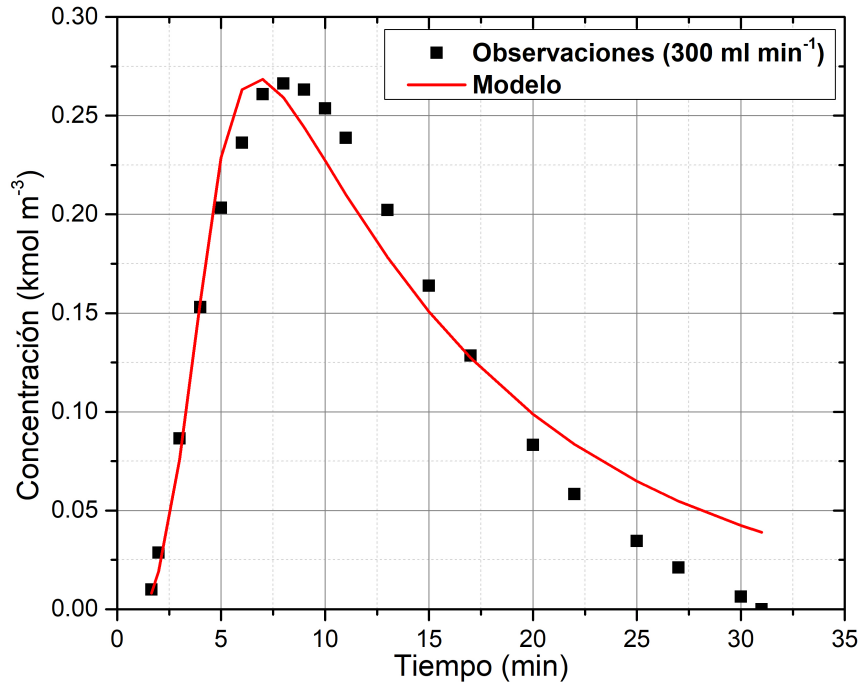


Figura 6.5. Ajuste del modelo dispersión-convección a los datos experimentales: (■) Observaciones a un flujo de 0.75 VKgM;(-) predicciones del modelo.

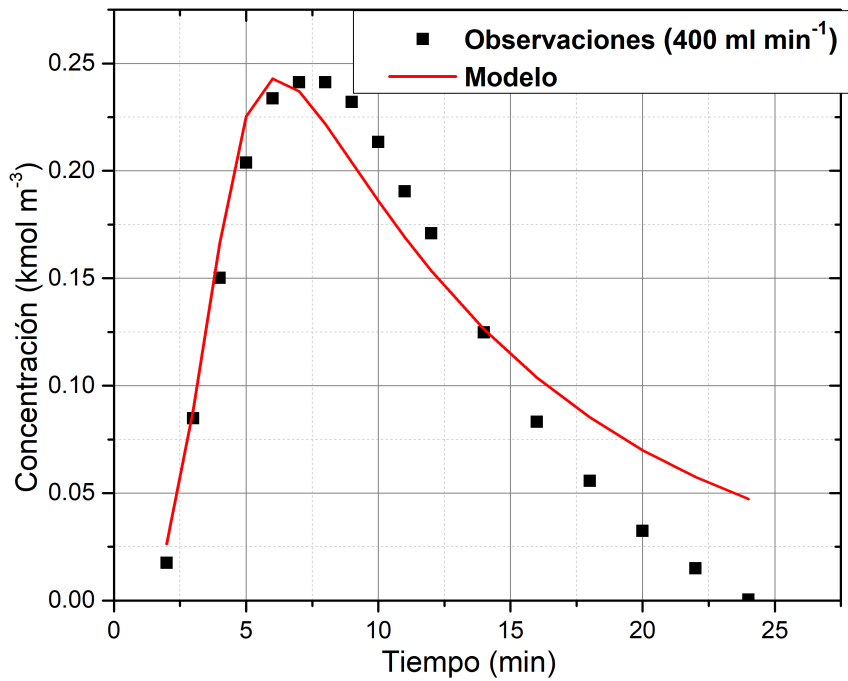


Figura 6.6. Ajuste del modelo dispersión-convección a los datos experimentales: (■) Observaciones a un flujo de 1 VKgM;(-) predicciones del modelo.

En las figuras se puede observar el ajuste del modelo mediante la estimación del coeficiente de dispersión. Debido a que la curva es asimétrica, se espera que el módulo de dispersión (D/UL) sea mayor a 0.01 [48], lo cual indica que existen mecanismos de dispersión considerables en el lecho que se estudia. De otra forma, pueden estar presentes diferentes fenómenos como retro mezclado, flujo preferencial (canalización), lo cual puede dar lugar a zonas donde el oxígeno no esté presente en la cantidad necesaria para el microorganismo (zonas muertas).

6.3.2 Correlación para el coeficiente de dispersión.

La correlación que se propone en el presente trabajo se basa por la propuesta hecha por Levenspiel en 2004 [48], en la cual propone que el coeficiente de dispersión depende del número de Bodenstein (número de Reynolds y número de Schmidt). La cual, a su vez, se ajustó mediante estimación de parámetros, la correlación es la siguiente:

$$D_{eff,z} = D^0 + \gamma Re_p Sc \quad (6.2)$$

Donde D^0 es la difusividad molecular del oxígeno en nitrógeno igual a: $7.424 \times 10^{-5} \text{ m}^2 \text{ s}^{-1}$, γ es la contribución dinámica debido al flujo del fluido y es igual a: $8.596 \times 10^7 \text{ m}^2 \text{ s}^{-1}$, Re_p es el Reynolds basado en el diámetro de partícula y Sc es el número de Schmidt. Según lo obtenido la parte dinámica es la que juega un papel importante en el coeficiente de dispersión.

6.4 Conclusiones y perspectivas

Por lo que se ha obtenido es necesario evaluar la dispersión dentro de este tipo de sistemas, debido a que pueden existir serias desviaciones del flujo ideal, lo cual es indeseable si se quiere maximizar el rendimiento de los productos de interés.

Se obtuvieron diferencias significativas entre lo obtenido anteriormente en el mismo sistema y lo obtenido en este trabajo, la diferencia puede radicar en la diferencia de obtención del módulo de dispersión, (uno por cálculo de varianzas y en el presente trabajo mediante estimación de parámetros), sin embargo, en los dos cálculos la información obtenida sugiere que existen grandes mecanismos dispersivos dominantes, lo cual afirma que existen fenómenos de retro mezclado y gradientes de concentración considerables.

Para caracterizar la dispersión en este tipo de sistemas es necesario la estimación de parámetros a través de datos experimentales, debido a que, como existen pocos estudios que calculen experimentalmente el coeficiente de dispersión (generalmente se obtiene de correlaciones), no es confiable la caracterización del transporte de masa, la cual pudiera afectar al rendimiento de los productos deseados.

Capítulo 7.

Conclusiones generales.

Capítulo 7.

7. Conclusiones generales

Las conclusiones en este trabajo fueron las siguientes:

- La hidrodinámica debe ser considerada, para tener una menor incertidumbre en la estimación de los parámetros que caracterizan la transferencia de calor y de masa del biorreactor en estudio.
- Los parámetros que toman en cuenta las resistencias viscosas e inerciales (α y β) en la ecuación de Ergun, deben ser estimadas para que la correlación sea validada con datos experimentales de caída de presión y tener la certeza sobre las magnitudes de estas resistencias en el sistema en estudio. Ya que se debe de contar con buenas predicciones de caída de presión para la obtención del perfil de velocidad, ya que esto define la magnitud de la velocidad intersticial dentro de lecho.
- El modelo hidrodinámico de dos zonas se ajusta (mediante la estimación de la viscosidad turbulenta) de manera precisa (diferencias no mayores al 3%) al modelo convencional de Navier-Stokes-Darcy-Forchheimer. Por lo que su uso es confiable para describir los perfiles de velocidad en este tipo de sistemas, además de la ventaja que tiene por ser un modelo pseudo-analítico (tiempos de computo menores a NSDF).
- Los perfiles de velocidad mostraron un incremento considerable en la región cercana a la pared, lo cual sugiere que en esta zona el transporte de calor por el mecanismo de convección es mejor que en la región del centro.
- La conductividad térmica usada debe ser un parámetro efectivo, debido a que en ella se engloban diferentes mecanismos dependientes e independientes del flujo del fluido, y, además, debe ser estimada de datos experimentales obtenidos del sistema en estudio. Debido a que en este estudio ninguna correlación se aproxima a la conductividad térmica efectiva estimada de datos experimentales. Por lo que no es adecuado el uso de correlaciones.
- La conductividad térmica efectiva depende de las propiedades del sólido, del régimen del flujo (número de Reynolds), y las propiedades del fluido (número de Prantl).
- El estudio de dispersión mostró que existen mecanismos de dispersión presentes en el lecho, lo que quiere decir que, existen fenómenos como flujo preferencial, retro-mezclado, lo cual puede generar gradientes de concentración de oxígeno y como consecuencia tener zonas muertas en el biorreactor.

Referencias Bibliográficas

- [1] S. Arora, R. Rani y S. Ghosh, «Bioreactors in solid state fermentation technology: Design, applications and engineering aspects.,» *Journal of Biotechnology*, pp. 16-34, 2018.
- [2] A. Prabhakar, K. Krishnaiah, J. Janaun y A. Bono, «An overview of Engineering Aspects of Solid State Fermentation,» *Malaysian Journal of Microbiology*, pp. 10-16, 2005.
- [3] R. C. Soccol, E. S. Ferreira da costa, L. A. Junior-Letti, S. Grace-Karp, A. Woiciechowski y L. Vandenberghe, «Recent developments and innovations in solid state fermentation,» *Biotechnology research and innovation*, 2017.
- [4] A. Ashok, K. Doriya, M. Rao y S. Kumar, «Design of solid state bioreactor for industrial applications: An overview to conventional bioreactors,» *Biocatalysis and agricultural biotechnology*, pp. 11-18, 2017.
- [5] A. Pandey, «Solid-state fermentation,» *Biochemical engineering journal*, pp. 81-84, 2003.
- [6] A. Biz, A. T. J. Finkler, L. O. M. B. S. Pitol, N. Krieger y D. A. Mitchell, «Production of pectinases by solid-state fermentation of a mixture of citrus waste and sugarcane bagasse in a pilot-scale packed-bed bioreactor.,» *Biochemical Engineering Journal*, pp. 54-62, 2016.
- [7] F. P. Casciatori, A. Buck, C. Thomeo y E. Tsotsas, «Two-phase and two-dimensional model describing heat and water transfer during solid-state fermentation within a packed-bed bioreactor,» *Chemical Engineering Journal*, pp. 103-116, 2016.
- [8] A. L. Ferrarezi, T. H. K. Ohe, J. P. Borges, R. R. Brito, M. R. Siqueira y P. H. Vendramini, «Production and characterization of lipases and immobilization of whole cell of the thermophilic *Thermomucor indicae seudaticae* N31 for transesterification reaction.,» *Journal of Molecular Catalysis*, p. 2014, 106-113.
- [9] A. Figueroa-Montero, E.-I. Tristán, G. Saucedo-Castañeda, S. Huerta-Ochoa, M. Gutierrez-Rojas y E. Favela-Torres, «Improvement of heat removal in solid-state fermentation tray bioreactors by forced air convection,» *Journal of Chemical Technology & Biotechnology*, pp. 1321-1331, 2011.
- [10] A. C. Freitas, F. C. F. Baleeiro, R. F. Fonseca, V. Bertucci Neto, G. A. S. Pinto y C. S. Farinas, «Bioprocess development to add value to canola cake used as substrate for

proteolytic enzyme production.,» *Food and Bioproducts Processing*, pp. 173-182, 2015.

- [11] R. K. Das, S. K. Brar y M. Verma, «A fermentative approach towards optimizing directed biosynthesis of fumaric acid by *Rhizopus oryzae* 1526 utilizing apple industry waste biomass.,» *Fungal Biology*, pp. 1279-1290, 2015.
- [12] G. S. Dhillon, S. Kaur, S. J. Sarma y S. K. Brar, «Integrated process of fungal citric acid fermentation using apple processing wastes and sequential extraction of chitosan from waste stream.,» *Industrial Crops and Products*, pp. 346-351, 2013.
- [13] H. T. N. Mai, K. M. Lee y S. S. Choi, «Enhanced oxalic acid production from corncob by a methanol-resistant strain of *Aspergillus niger* using semi solid-state fermentation.,» *Process Biochemistry*, pp. 9-15, 2016.
- [14] D. Dursun y A. C. Dalgic., «Optimization of astaxanthin pigment bioprocessing by four different yeast species using wheat wastes.,» *Biocatalysis and Agricultural Biotechnology*, pp. 1-6, 2016.
- [15] I. Srianta, E. Zubaidah, T. Estiasih, M. Yamada y Harijono., «Comparison of *Monascus purpureus* growth, pigment production and composition on different cereal substrates with solid state fermentation.,» *Biocatalysis and Agricultural Biotechnology*, pp. 181-186, 2016.
- [16] P. H. H. B. V. K.-K. S. L. K. J. L. S. M. e. a. Velmurugan, «*Monascus* pigment production by solid-state fermentation with corn cob substrate.,» *Journal of Bioscience and Bioengineering*, pp. 590-594, 2011.
- [17] G. S. Dhillon, G. M. L. Rosine, S. Kaur, K. Hegde, S. Brar y P. Drogui, «Novel biomaterials from citric acid fermentation as biosorbents for removal of metals from waste chromated copper arsenate wood leachates.,» *International Biodeterioration & Biodegradation*, 2016.
- [18] D. Gowdhaman, V. S. Manaswini, V. Jayanthi, M. Dhanasri, G. Jeyalakshmi y V. Gunasekar, «Xylanase production from *Bacillus aerophilus* KGJ2 and its application in xylooligosaccharides preparation.,» *International Journal of Biological Macromolecules*, pp. 90-98, 2014.
- [19] S. Nagar, A. Mittal, D. Kumar, L. Kumar, R. C. Kuhad y V. K. Gupta, «Hyper production of alkali stable xylanase in lesser duration by *Bacillus pumilus* SV-85S using wheat bran under solid state fermentation.,» *New Biotechnology*, pp. 581-587, 2011.

- [20] D. A. Mitchell, O. F. von Meien y N. Krieger, «Recent developments in modeling of solid-state fermentation: heat and mass transfer in bioreactors,» *Biochemical engineering journal*, pp. 137-147, 2003.
- [21] R. Auria, I. Ortiz, E. Villegas y S. Revah, «Influence of growth and high mould concentration on the pressure drop in solid state fermentation,» *Process biochemistry*, pp. 751-756, 1995.
- [22] A. Barrios-Nolasco, Diseño, arranque y caracterización de un biorreactor de charolas para fermentación en medio solido., Iztapalapa: Universidad Autonoma Metropolitana, 2015.
- [23] P. F. Casciatori y J. C. Thoméo, «Heat transfer in packed-beds of agricultural waste whit low rates of air flow applicable to solid-state fermentation,» *Chemical Engineering Science*, pp. 97-111, 2018.
- [24] A. M. Fanaei y M. B. Vaziri, «Modeling of temperature gradients in packed-bed solid-state bioreactors,» *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, pp. 446-451, 2009.
- [25] N. Ghildyal, M. Gowthaman, K. Rao Raghava y N. Karanth, «Interaction of transport resistances with biochemical reaction in packed-bed solid-state fermentor: Effect of temperature gradients,» *Enzyme and Microbial Technology*, 1994.
- [26] M. Gowthaman, K. Rao Raghava, N. Ghildyal y N. Karanth, «Gas concentration and temperature gradients in a packed bed solid-state fermentor,» *Journal of Biotechnology*, pp. 611-620, 1993.
- [27] E. Gumbira-Saíd, P. Greenfield, D. Mitchell y H. Doelle, «Operational parameters for packed beds in solid-state fermentation,» *Biotechnology advances*, pp. 599-610, 1993.
- [28] S. D. Hasan, J. A. V. Costa y A. Sanzo, «Heat transfer simulation of solid state fermentation in a packed-bed bioreactor,» *Biotechnology Techniques*, pp. 787-791, 1998.
- [29] M. Raimbault, G. J.C y A. Didier., «Production d'aliments glucidiques enrichis en protéines par fermentation à partir de substrats amylacés,» *French Patent No.76-06-677*, 1976.
- [30] P. Sangsurasak y D. A. Mitchell, «Validation of a model describing two-dimensional heat transfer during solid-state fermentation in packed bed bioreactors,» 1998.

- [31] G. Saucedo-Castañeda, M. Gutierrez-Rojas, G. Bacquet, M. Raimbault y Viniegra-Gonzalez, «Heat transfer simulation in solid substrate fermentation,» *Biotechnology and bioengineering*, pp. 802-808, 1990.
- [32] F. J. Weber y J. T. R. A. Tramper, «A simplified material and energy balance approach for process development and scale-up of coniothyrium minitans conidia production by solid state cultivation in a packed bed reactor,» *Biotechnology and Bioengineering*, 1999.
- [33] A. Durand, «Bioreactor design for solid state fermentation,» *Biochemical engineering journal*, pp. 113-125, 2003.
- [34] D. A. Mitchell, A. Pandey, P. Sangsurasak y N. Krieger, «Scale-up strategies for packed-bed bioreactors for solid state fermentation,» *Process Biochemistry*, pp. 167-178, 1999.
- [35] D. Mitchell, N. Krieger y M. Berovic, *Solid-state fermentation bioreactors: fundamentals of design and operation*, Germany: Springer, 2006.
- [36] O. F. Von Meien y D. A. Mitchell, «A two-phase model for water and heat transfer within and intermittently-mixed solid-state fermentation bioreactor with forced aeration,» *Biotechnology and Bioengineering*, pp. 416-428, 2002.
- [37] D. A. Mitchell, O. F. von Meien, N. Krieger, F. Diba y H. Dalsenter, «A review of recent developments in modeling of microbial growth kinetics and intraparticle phenomena in solid-state fermentation,» *Biochemical engineering journal*, pp. 15-26, 2004.
- [38] V. M. Ashley, D. Mitchell y T. Howes, «Evaluating strategies for overcoming overheating problems during solid-state fermentation in packed bed bioreactors,» *Biochemical Engineering Journal*, pp. 141-150, 1999.
- [39] M. E. González-Sánchez, S. Pérez-Fabiell, A. Wong-Villarreal, R. Bello-Mendoza y G. Yañez-Ocampo, «Residuos agroindustriales con potencial para la producción de metano mediante la digestión anaerobia,» *Revista argentina de microbiología*, vol. 47, nº 3, pp. 229-235, 2015.
- [40] K. Rani, R. Rana y S. Datt, «Review on latest overview of proteases,» *International journal of current life sciencs*, vol. 2, nº 1, pp. 12-18, 2012.
- [41] D. Vortmeyer y J. Schuster, «Evaluation of steady flow profiles in rectangular and circular packed beds by a variational method,» *Chemical Engineering Science*, vol. 38, nº 10, pp. 1691-1699, 1983.

- [42] S. Ergun, «Fluid Flow Through Packed Columns,» *Chemical Engineering Progress*, pp. 89-94, 1952.
- [43] D. Pessoa, T. Anelize, J. Finkler, V. Alex, L. Machado y D. A. Mitchell, «Fluid dynamics simulation of a pilot-scale solid-state fermentation bioreactor,» *chemical engineering transactions*, pp. 49-54, 2016.
- [44] G. Aparicio-Mauricio, R. S. Ruiz, F. López-Isunza y C. O. Castillo-Araiza, «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,» *Chemical engineering journal*, pp. 584-599, 2017.
- [45] C. O. Castillo-Araiza, Estudio del comportamiento del reactor de oxidación parcial de o-xileno a anhídrido ftálico., Iztapalapa: Universidad Autónoma Metropolitana, 2008.
- [46] G. Che-Galicia, Comportamiento de un óxido multimetálico (MoVTeNbO) como catalizador para la deshidrogenación oxidativa de etano en un reactor de lecho empacado., Iztapalapa: Universidad Autónoma Metropolitana, 2016.
- [47] G. F. Froment, K. B. Bischoff y J. D. Wilde, *Chemical Reactor Analysis and Design*, John Wiley & Sons, Inc., 2011.
- [48] O. Levenspiel, *Ingeniería de las reacciones químicas*, Oregon: Limusa Wiley, 2004.
- [49] B. E. Bird, W. E. Stewart y E. N. Lightfoot, *Fenómenos de transporte*, Ciudad de México: John Wiley & Sons Inc., 1992.
- [50] J. A. Tallmadge, «Packed bed pressure drop- An extension to higher reynolds numbers,» *A.I.Ch.E Journal*, vol. 16, nº 6, pp. 1092-1093, 1970.
- [51] B. Eisfled y K. Schnitzlein, «The influence of confining walls on the pressure drop in packed beds,» *Chemical Engineering Science*, vol. 56, pp. 4321-4329, 2001.
- [52] A. De Klerk, «Voidage Variation in Packed Beds at Small Column to Particle Diameter Ratio,» *A.I.Ch.E Journal*, pp. 2022-2029, 2003.
- [53] J. J. Moré, *The Levenberg-Marquart algorithm: implementation and theory*.
- [54] P. Sangsurasak y D. Mitchell, «Incorporation of death kinetics into a 2-dimensional dynamic heat transfer model for solid state fermentation,» *Chemical Technology and Biotechnology*, pp. 253-260, 1995.
- [55] S. Yagi y D. Kunii, «Studies on Effective Thermal Conductivities in Packed Beds,» *A.I.Ch.E. Journal*, pp. 373-380, 1957.

- [56] A. Romero-Limones, Evaluación de la transferencia de calor en estado estacionario y dinámico de un lecho quasi-adiabático y con calentamiento en la pared con una baja relación de dt/dp , Iztapalapa: Universidad Autónoma Metropolitana, 2017.
- [57] Y. Choi y M. R. Okos, Effects of temperature and composition on thermal properties of foods., New York: Elsevier Applied Science Publishers, 1987.
- [58] M. Khanahmadi, R. Roostaazad, A. Safekordi, R. Bozorgmehri y A. D. Mitchell, «Investigating the use of cooling surfaces in solid-state fermentation tray bioreactor: modelling and experimentation,» *Journal of chemical technology and biotechnology*, pp. 1228-1242, 2004.
- [59] S. Rajagopalan y J. Modak, «Modeling of heat and mass transfer for solid state fermentation process in tray bioreactor,» *Bioprocess engineering*, pp. 161-169, 1995.
- [60] J. Smits, H. Van Sonsbeek, J. Tramper, W. Knol, W. Geelhoed, M. Peeters y A. Rinzema, «Modelling fungal solid-state fermentation: the role of inactivation kinetics,» *Bioprocess engineering*, pp. 391-404, 1999.
- [61] T. Ozgumus, M. Mobedi y U. Ozkol, «Thermal dispersion in porous media. A review on the experimental studies for packed beds,» *Applied Mechanics Reviews*, 2013.
- [62] R. R. Singhania, A. k. Patel, C. Soccol y A. Pandey, «Recent advances in solid-state fermentation,» *Biochemical engineering journal*, pp. 13-18, 2009.
- [63] K. Szewczyk, «The influence of heat and mass transfer on solid state fermentation,» *Acta biochimica polonica*, 1993.
- [64] G. Viniestra-Gonzales, E. Favela-Torres, C. N. Aguilar, Romero-Gomez, S. d. Jesus, G. Diaz-Godinez y C. Augur, «Advantages of fungal enzyme production in solid state over liquid fermentation systems,» *Biochemical engineering journal*, pp. 157-167, 2003.
- [65] A. Richard, M. Morales, E. Villegas y S. Revah, «Influence of mold growth on the pressure drop in aerated solid state fermentors,» *Biotechnology and Bioengineering*, pp. 1007-1013, 1993.
- [66] M. Khanahmadi, R. Roostaazad, R. Bozorgmehri y A. Safekordi, «Thermal conductivity of moist wheat bran beds used in solid state fermentations,» *Food and bioproducts processing*, pp. 185-190, 2005.
- [67] S. Whitaker, Fundamental Principles of Heat Transfer, California: Pergamon Press Inc., 1977.

[68] S. Yagi y N. Wakao, «Heat and Mass Transfer from Wall to Fluid in Packed Beds,»
A.I.Ch.E Journal, pp. 79-85, 1959.

Anexos

A. Descripción del sistema experimental

El sistema se diseñó y construyó a un nivel (escala) banco, en el cual la investigación empieza a tener un carácter tecnológico, debido a que, el sistema se asemeja a una escala piloto o industrial, en cuanto a la geométrica y variables de operación, este sistema fue desarrollado por Barrios *et al.* [22].

Material de construcción

El material con el que fue construido el fermentador fue acrílico, debido a que la presión y temperatura de operación del sistema permite emplear este material. Algunas de sus propiedades se muestran en la siguiente tabla:

Tabla A.1. Propiedades del acrílico.

Propiedad	Valor
Ópticas	
• Transparencia	93%
Mecánicas	
• Resistencia al impacto	20-30 kg-cm cm ⁻²
• Densidad	1190 kg m ⁻³
• Dureza	50-52
Térmicas	
• Punto de ablandamiento	120-124 °C
• Punto de inflamación	280 °C

Geometría

La geometría del biorreactor es un recipiente rectangular con una capacidad de 4.5 L. La tapa se acopla al cuerpo mediante tornillos de acero inoxidable.

Cierre hermético

La junta o sello que se empleó fue de neopreno, para garantizar la hermeticidad del sistema y evitar caídas de presión dentro del reactor.

Tabla A.2. Propiedades de la junta de neopreno.

	Espuma de neopreno	Cordón de neopreno
Geometría	Rectangular	Circular
Temperatura de operación	-40 a 93 °C	-20 a 105 °C
Densidad	0.9 g cm ⁻³	1.45 g cm ⁻³
Espesor	6.35 mm	4.7 mm

Soporte del sustrato

El soporte debe tener la suficiente resistencia para poder mantener fijo al sustrato y uniformemente distribuido, debe ser de un material que no contamine al mismo sustrato y también debe ser perforado para permitir la aireación a través del lecho.

El soporte consiste en una superficie plana rectangular de 300 cm² (15 x 20 cm) elaborada de malla de acero inoxidable T-304 con un número de malla 40.

Difusor de aire

El objetivo del difusor de aire es proveer de oxígeno al microorganismo, ya que la fermentación que se lleva a cabo es aerobia, por lo que la disponibilidad de oxígeno en el lecho es crucial para el crecimiento y metabolismo del microorganismo. También el aire se emplea como un medio de transporte de calor por convección, es decir, para retirar parte del calor producido por el metabolismo del microbio.

El difusor de aire es un tubo de acero inoxidable T-304 tipo serpentín de ¼ de pulgada de diámetro y perforaciones de 1mm de diámetro para permitir el paso de aire a través del tubo.

Humidificación de aire

El contenido de humedad en el sustrato es crucial para el crecimiento y metabolismo del microorganismo. Debido a esto, se humidifica el aire de entrada al biorreactor. Para favorecer la humedad del sustrato, el aire de entrada debe tener una humedad relativa superior al 95%.

Para saturar el aire con agua se hace pasar un flujo de aire a través de un humidificador de vidrio sinterizado. El flujo de aire es medido con un rotámetro.

Sistema de calentamiento

El sistema de calentamiento-enfriamiento consiste en un recipiente rectangular de acrílico de ½ pulgada con capacidad de 51.8 l en donde se sumergió el biorreactor en agua destilada. La adaptación de un termo-recirculador (LAUDA) permite regular la temperatura del sistema de calentamiento.

Cámara de gases

La medición de gas CO₂ y O₂ y de humedad relativa requirió del diseño de una cámara hermética independiente al diseño del biorreactor en donde se pudiesen acoplar los sensores específicos para cada medición. La cámara de gases se construyó con placas de acrílico de ½ pulgada de espesor y un volumen de 1.2 l.

Sensores

Se distribuyeron diferentes puertos de muestreo en la tapa del biorreactor para permitir la toma de datos durante las pruebas experimentales, los puertos se acoplaron al tamaño los sensores específicos para cada tipo de medición. Se cuenta con un sensor de temperatura de acero inoxidable (Vernier®), para las mediciones de CO2, O2 y humedad relativa se utilizaron sensores marca Vernier®. El registro en línea de los datos de cada sensor se realizó mediante la interfaz LabPro® (Vernier®).

Diagramas del sistema

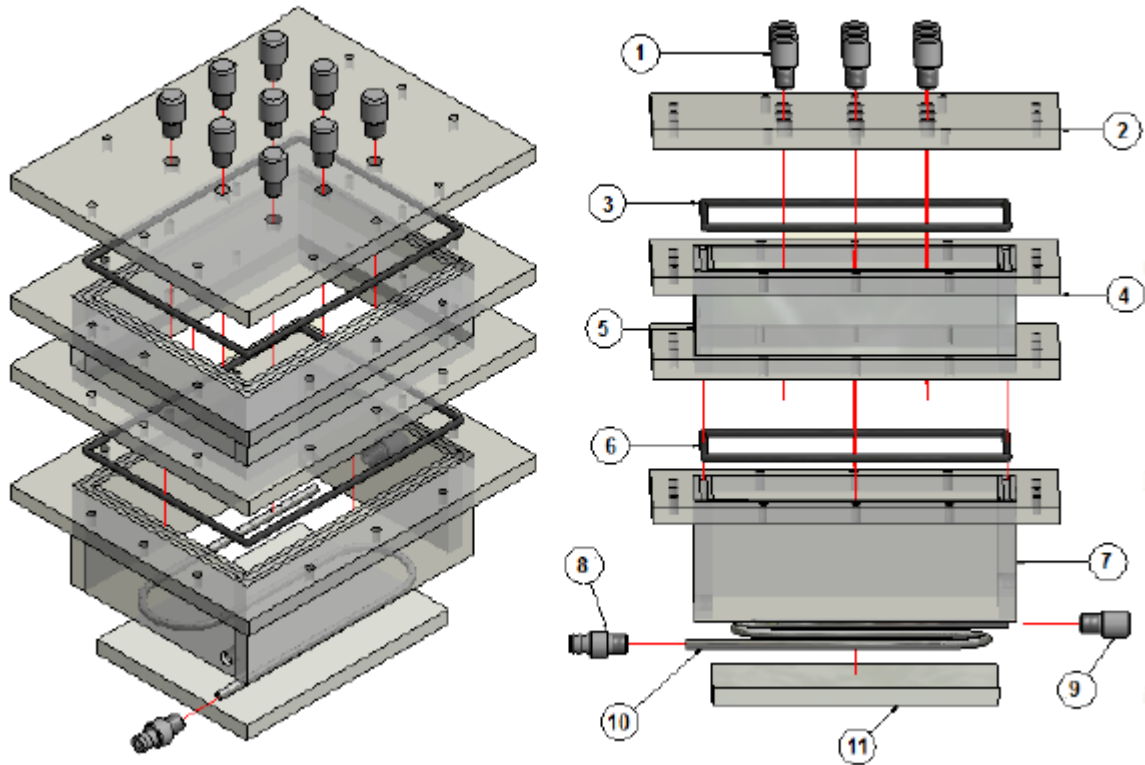
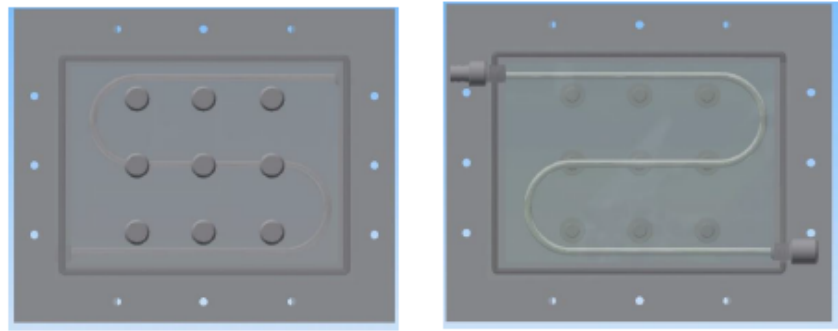


Figura A.1. Esquema explosionado del biorreactor de charolas (Barrios et al. 2015).

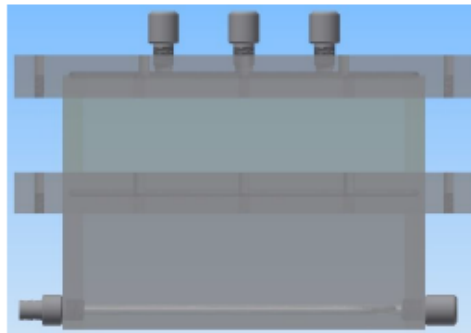
Tabla A.3. Partes del biorreactor.

1. Tapones (puerto de toma de muestra)	6. Junta redonda de neopreno	11. Base
2. Tapa superior	7. Módulo inferior	
3. Junta de neopreno	8. Conexión	
4. Módulo superior	9. Tapón del difusor	
5. Área de charola	10. Difusor	

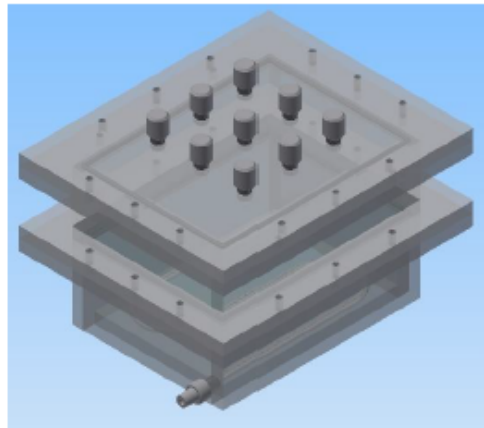


(A) Superior

(B) Inferior



(C) Frontal



(D) Esquina

Figura A.2. Diferentes vistas del biorreactor [22].

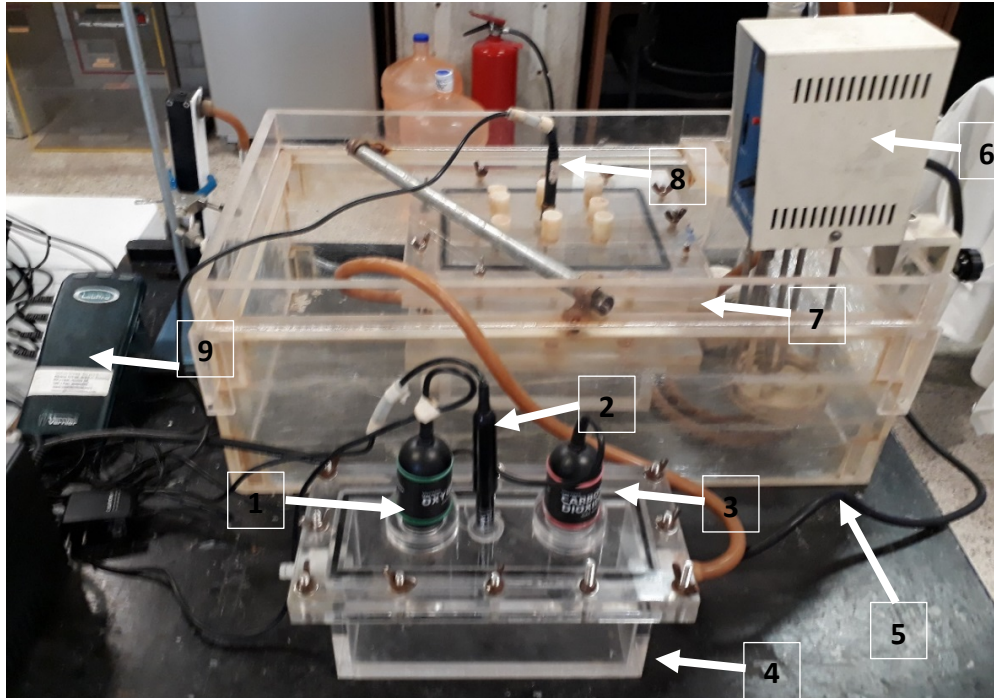


Figura A.3. Fotografía frontal del sistema experimental.

Tabla A.4. Instrumentación del sistema experimental.

1. Sensor de oxígeno	4. Cámara de gases	7. Biorreactor
2. Sensor de humedad	5. Cámara de calentamiento	8. Sensor de temperatura
3. Sensor de dióxido de carbono	6. Regulador de temperatura	9. Interfaz de los sensores

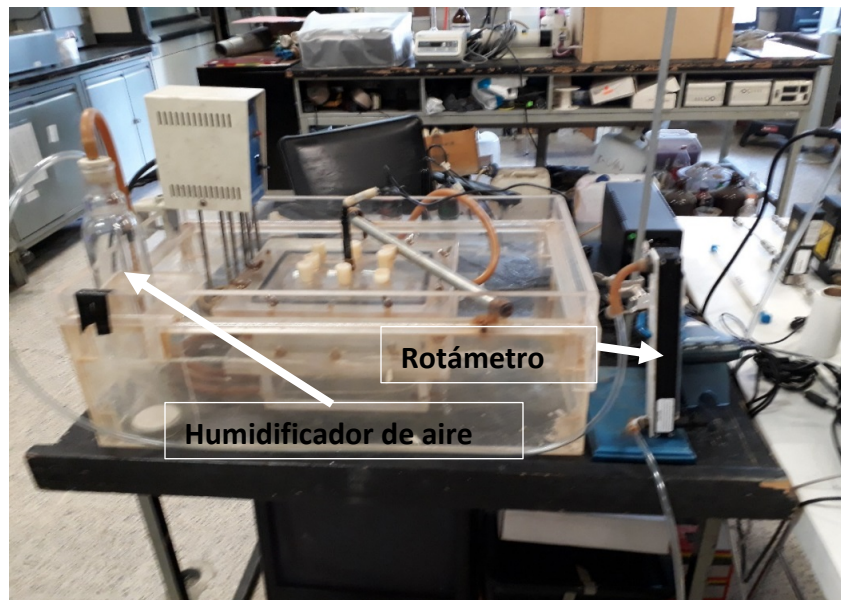


Figura A.4 Fotografía del sistema experimental.