

Universidad Autónoma Metropolitana

Unidad Iztapalapa



Casa abierta al tiempo

Escalamiento de Biorreactores para co-composteo de suelos contaminados con petróleo

Tesis para obtener el Grado de Maestro en Biotecnología

Presentada por:

Luciano Aguilera Vázquez, I.Q.



COORDINACION DE SERVICIOS
DOCUMENTALES - BIBLIOTECA

Sustentada el jueves 10 de Septiembre de 1998 a
las 11:00 Hrs. ante el jurado compuesto por:

Dr. Rafael Vázquez Duhalt,	Presidente
Dr. Rafael Chávez Rivera,	Secretario
Dr. J. Gerardo Saucedo Castañeda,	Vocal
Dr. Mariano Gutiérrez Rojas,	Vocal

1998

AGRADECIMIENTOS

A mis padres y a mi hermano Javier, por demostrarme siempre su amor y comprensión, y hacerme sentir que tengo una familia.

A...

A mi hermano Julián por enseñarme que aun siendo más débil que los demás se puede tener infinita fuerza y entereza, y a mi tío Javier por su ejemplo, gracias al cual emprendí la aventura de vivir fuera de mi casa.

A Mariano y a Gerardo por su dirección y apoyo, gracias al cual se logró cristalizar este trabajo.

A Ernesto y Sergio por sus críticas gracias a las cuales siempre se pudo mejorar este trabajo, y sobre todo por el apoyo que brindan al preocuparse por uno como estudiante y como ser humano.

A CONACyT por la beca que me otorgo para alcanzar el grado de Maestro en Biotecnología, y al IMP por la beca que recibí durante parte de este trabajo (FIES-96F-48-VI).

A Tania, a Martha, a Oscar y a Romano por la gran amistad que me han brindado, gracias por sus acertados comentarios, por su comprensión y su apoyo. Gracias al resto de los integrantes de la Planta y en especial gracias a Doña Maria Elena Martínez Roque, por su apoyo.

INDICE

INDICE

INDICE	I
INDICE DE FIGURAS	IV
SIMBOLOGÍA	VIII
RESUMEN	XII
1. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA	2
1.1. SISTEMAS DE CO-COMPOSTEO EN BIORREMEDIACIÓN DE SUELOS	2
1.2. IMPORTANCIA DE LA AIREACIÓN EN LOS SISTEMAS DE CO-COMPOSTEO	6
1.3. ESCALAMIENTO DE BIORREACTORES EN CO-COMPOSTEO	7
1.4. MÉTODOS DE ESCALAMIENTO	9
1.4.1. Métodos Fundamentales	10
1.4.2. Métodos Semi-fundamentales	11
1.4.3. Métodos empíricos	12
2. OBJETIVOS	14
2.1. OBJETIVO GENERAL	14
2.2. OBJETIVOS PARTICULARES	14
3. MATERIALES Y MÉTODOS.	16
3.1. SUELOS CONTAMINADOS CON HIDROCARBUROS.	16
3.2. LODOS ACTIVADOS.	18
3.3. BAGACILLO DE CAÑA.	18
3.4. NUTRIENTES PARA EL CRECIMIENTO MICROBIANO.	19
3.5. PREPARACIÓN DEL SISTEMA EXPERIMENTAL	19
3.6. TÉCNICAS ANALÍTICAS Y EQUIPOS EMPLEADOS EN LA REALIZACIÓN DE LOS EXPERIMENTOS	21
3.6.1. Humedad	21
3.6.2. pH en Bagacillo de Caña	21
3.6.3. pH en Suelo	22
3.6.4. Actividad de agua	22
3.6.5. Extracción de Hidrocarburos por Soxhlet	23
3.6.6. Azúcares totales por el Método de Fenol-Sulfúrico	24
3.6.7. Densidad Aparente del suelo	26
3.6.8. Densidad Real	27
3.6.9. Determinación de la Porosidad	27

3.6.10. Densidad Real en las mezcla bagacillo-suelo-agua	27
3.6.11. Porosidad de una mezcla de bagacillo-suelo-agua	28
3.6.12. Pérdida de materia seca	28
3.6.13. Relación carbono/nitrógeno (C/N)	29
3.6.14. Registro en línea de CO ₂ y O ₂ .	29
4. DESARROLLO DE EQUIPO PARA EL CO-COMPOSTEO	32
5. DISEÑO DE LA COMPOSICIÓN DE LA MEZCLA EXPERIMENTAL PARA EL CO-COMPOSTEO	38
5.1. METODOLOGÍA DE MEZCLAS EMPLEADA	38
5.1.1. Definición de variables	38
5.1.2. Delimitación del área de experimentación	39
5.1.3. Diseño experimental tipo Simplex-Centroides	40
5.2. EFECTO DEL BAGACILLO DE CAÑA, SUELO CONTAMINADO Y AGUA EN LA a _w Y LA ε _g DEL MEDIO DE CO-COMPOSTEO.	41
5.3. DEFINICIÓN DE LAS CONDICIONES DE CO-COMPOSTEO	45
5.4. CONCLUSIONES	47
6. BIODEGRADACIÓN DE HIDROCARBUROS A ESCALA LABORATORIO	49
6.1. EVALUACIÓN DEL EFECTO DEL CONTROL DE LA TEMPERATURA.	50
6.1.1. Resultados de temperatura	51
6.1.2. Factores fisicoquímicos determinados (a _w , humedad, pH, producción de CO ₂ y pérdida de materia seca)	52
6.1.3. Biodegradación de hidrocarburos	55
6.2. EVALUACIÓN DEL EFECTO DEL NÚMERO DE REYNOLDS	56
6.2.1. Temperatura	56
6.2.2. Factores fisicoquímicos determinados	58
6.2.3. Biodegradación de hidrocarburos	62
6.6. CONCLUSIONES	64
7. ESCALAMIENTO DEL PROCESO DE BIODEGRADACIÓN DE HIDROCARBUROS	66
7.1. CAMBIO DE ESCALA DE COLUMNAS 50 G DE CAPACIDAD A BIORREACTORES DE 0.864 KG	67
7.1.1. Factores fisicoquímicos durante el co-composteo	68
7.1.2. Biodegradación de hidrocarburos en biorreactores de 0.864 kg	76
7.2. CAMBIO DE ESCALA DE BIORREACTORES DE 0.864 KG A 26.50 KG	79
7.2.1. Factores fisicoquímicos durante el co-composteo	80

7.2.2. Biodegradación de hidro-carburos en el biorreactor de 26.50 kg	85
7.3. CONCLUSIONES	87
8. BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA EN LOS BIORREACTORES DE 0.86 Y 26 KILOGRAMOS	89
8.1. PLANTEAMIENTO TEÓRICO DE LOS BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA	89
8.1.1. Balance de CO ₂	89
8.1.2. Balances de calor	90
8.1.3. N _{Bi_c} durante el co-composteo	94
8.2. PRESENTACIÓN DE RESULTADOS	96
8.2.1. Balance de CO ₂	96
8.2.2. Balance de calor	98
8.2.3. Evolución del N _{Bi_c} durante el co-composteo	101
8.4. CONCLUSIONES	104
9. CONCLUSIONES GENERALES	106
10. RECOMENDACIONES	109
BIBLIOGRAFÍA	111
ANEXOS	
ANEXO A1. Transformación de coordenadas no ortogonales a un sistema ortogonal	117
ANEXO A2. Composición de los puntos de muestreo según el diseño Simplex-Centroide.	120
ANEXO B1 Valores de los parámetros empleados	124
ANEXO C1. Estimación teórica del calor generado durante el co-composteo	126
• Sacarosa	126
• Hidrocarburos alifáticos	127
• Calor total generado por ambas fuentes	128
ANEXO C2. Adimensionalización del modelo de balance de calor	129

INDICE DE FIGURAS

CAPÍTULO 1

Figura 1.1 Esquema de las ventajas y desventajas de los procesos de FMS (Hesseltine, 1977b).....3

Figura 1.2. Representación de las fases que se presentan en un sistema controlado de composteo.4

CAPÍTULO 3

Figura 3.1 Mapa de localización del área de muestreo de suelo contaminado en Cactus, Chis.....17

Figura 3.2. Distribución de tamaño de partícula en bagacillo de caña.....18

Figura 3.3. Esquema de preparación de la mezcla experimental modelo20

CAPÍTULO 4

Figura 4.1. Columnas de fermentación y humidificador para realizar el proceso de co-composteo a escala laboratorio.32

Figura 4.2. Biorreactor de acero inoxidable de 1 kg de capacidad.....33

Figura 4.3. Sistema de co-composteo empleando un reactor de acero inoxidable de 30 kg de capacidad.....34

Figura 4.4. Cámara de control de temperatura36

CAPÍTULO 5

Figura 5.1 Diagrama de tres fases de las mezclas de suelo-bagacillo-agua.....40

Figura 5.2. Curvas de nivel y superficie de respuesta de a_w y ϵ_o44

Figura 5.3. Capacidad de retención de agua en función del diámetro promedio de partícula de bagacillo de caña45

CAPÍTULO 6

Figura 6.1. Evolución de la temperatura para los N_{Re} 0.34 y 0.8652

Figura 6.2. Evolución de la humedad, a_w , pH, la producción de dióxido de carbono y la pérdida de materia seca durante el co-composteo, para los experimentos con control y sin control de la temperatura.....54

Figura 6.3. Biodegradación de hidrocarburos durante el co-composteo para diferentes casos de N_{Re} 55

Figura 6.4. Evolución de la temperatura en las columnas operados a distintos N_{Re} 57

Figura 6.5. Evaluación de los parámetros evaluados durante el co-composteo realizado a distintas condiciones de N_{Re}	59
Figura 6.6. Relación entre la pérdida de materia seca y la cantidad de CO_2 producida en 150 h de co-composteo.....	60
Figura 6.7. Producción y acumulación de CO_2 durante el co-composteo realizado a distintas condiciones de N_{Re}	61
Figura 6.8. Biodegradación de hidrocarburos durante el co-composteo a distintas condiciones de N_{Re}	63
Figura 6.9. Biodegradación de hidrocarburos a las 150 h de operación contra el N_{Re} del proceso.....	64

CAPÍTULO 7

Figura 7.1. Esquema de los puntos de muestreo en el empaque de los biorreactores de laboratorio y piloto.....	67
Figura 7.2. Evolución del a_w , humedad, pH y % PMS durante el co-composteo en columnas testigo.....	69
Figura 7.3. Representación de la a_w y la humedad al final del proceso de co-composteo en los biorreactores.....	70
Figura 7.4. Representación del pH al final del proceso de co-composteo en los biorreactores.....	71
Figura 7.5. Cinética de consumo de azúcares para ambas condiciones.....	71
Figura 7.6. Concentración de azúcares totales a las 150 h de co-composteo los biorreactores.....	72
Figura 7.7. Evolución de la relación C/N durante el co-composteo y valores finales en los bioreactores.....	73
Figura 7.8. Producción y acumulación de CO_2 en los biorreactores durante el co-composteo operados a dos condiciones de N_{Re}	75
Figura 7.9. Evolución de la temperatura de los biorreactores operados a distintas condiciones de N_{Re}	76
Figuras 7.10. Cinéticas de biodegradación durante el co-composteo en columnas testigo a distintas condiciones de N_{Re}	77
Figura 7.11. Biodegradación de hidrocarburos de distintos en los biorreactores.....	78
Figura 7.12. Resultados finales de a_w , humedad y pH a las 150 h de co-composteo en los biorreactores.....	80
Figura 7.13. Cantidad de azúcar remanente al final del co-composteo en el biorreactor a $N_{Re} = 1.19$	81
Figura 7.14. Relación C/N a las al final del co-composteo en el biorreactor a $N_{Re} = 1.19$	82
Figura 7.15. Producción y acumulación de CO_2 durante el co-composteo en el biorreactor piloto.....	84
Figura 7.16. Evolución de la temperatura del biorreactor piloto durante el co-composteo.....	84
Figura 7.17. Biodegradación de los hidrocarburos al final del co-composteo en el biorreactor piloto.....	85
Figura 7.18. Fotografía del empaque después de 150 h de co-composteo.....	85

CAPÍTULO 8

Figura 8.1. Secciones del empaque para realizar los balances de calor.....	93
Figura 8.2. Diagrama de Flujo del cálculo de balance de calor para los biorreactores empleados.....	94
Figura 8.3. Diagrama de Flujo para el cálculo del N_{Bi_c}	97
Figura 8.3. Evolución del calor durante el co-composteo.....	100
Figura 8.4. Evolución del N_{Bi_c} durante el co-composteo.....	102

ANEXOS

Figura A.1. Transformación de coordenadas de un sistema no ortogonal (diagrama de tres fases) a un sistema ortogonal.....	117
--	-----

SIMBOLOGÍA

SIMBOLOGÍA

NOMENCLATURA

A_{Te}	=	área específica del reactor [=] m^2/m^3 de empaque
a_w	=	actividad de agua
C_{p_m}	=	capacidad calorífica promedio de la mezcla experimental [=] $J/kg^\circ C$
C_{p_g}	=	capacidad calorífica promedio del aire [=] $J/kg^\circ C$
Cr	=	constante para el cálculo de h_o en cuerpos sumergidos [=] adimensional
d_p	=	diámetro promedio de partícula del material a compostear [=] m
D	=	diámetro externo del biorreactor [=] m
f_a	=	fracción de agua
f_b	=	fracción de bagacillo de caña
f_s	=	fracción de suelo contaminado
G_a	=	gasto másico de aire [=] kg aire/s
ΔH_m	=	calor de reacción de una biorreacción durante el co-composteo [=]
h_{ae}	=	entalpía del aire a la entrada del biorreactor [=] J/kg
h_{as}	=	entalpía del aire a la salida del biorreactor [=] J/kg
h_i	=	coeficiente de película interno [=] $J/m^2 s^\circ K$. Calculado como $3.6 \frac{k_g}{d_p} \left(\frac{d_p G_m}{\mu_g \epsilon} \right)^{0.365}$
h_c	=	coeficiente de película externo [=] $J/m^2 s^\circ K$. Calculado como $Cr \left(\frac{k_g}{D} \right) (N_{Re})^m (N_{Pr})^{1/3}$

k_g	=	conductividad térmica del aire [=] J/ms ^º K
k_r	=	conductividad térmica de la pared del biorreactor [=] J/ms ^º K
k_w	=	conductividad térmica del agua [=] J/ms ^º K
L	=	altura del empaque [=] m
m	=	constante para el cálculo de h_o en cuerpos sumergidos [=] adimensional
n	=	número de variables
N_{Bi_c}	=	número de Biot de calor [=] adimensional. Calculado como $\frac{h_i Ra}{k}$
N_{Pr}	=	número de Prandtl [=] adimensional. Calculado como $\frac{Cp_g \mu_g}{k_g}$
N_{Re}	=	número de Reynolds para lechos empacados [=] adimensional. Calculado como $\frac{d_p \rho_g V_g}{\epsilon_d \mu_g}$
Q_w	=	calor latente de vaporización del agua [=] J/kg agua
Ra	=	radio del empaque [=] m
r_m	=	tasa de reacción de una biorreacción durante el co-composteo
t^*	=	tiempo adimensional
t	=	tiempo de fermentación [=] h
t_M	=	tiempo total de fermentación [=] h
T^*	=	temperatura adimensional
T_m	=	temperatura de fermentación [=] ºC
T_o	=	temperatura mínima durante proceso de fermentación [=] ºC
T_M	=	temperatura máxima durante proceso de fermentación [=] ºC

U	=	coeficiente global de transferencia de calor [=] $\text{J/m}^2\text{°Cs}$
V_g	=	velocidad del aire en el empaque [=] m/s
V_{emp}	=	volumen de empaque [=] m^3
x_i	=	variable independiente

LETRAS GRIEGAS

β_{ijk}	=	coeficiente de regresión múltiple
ε_o	=	Porosidad
ρ_m	=	densidad de empaque del material [=] kg/m^3
ρ_g	=	densidad del aire que atraviesa el empaque [=] kg/m^3
η	=	variable dependiente
ε_o	=	porosidad del empaque
ρ_{ae}	=	densidad del aire a la entrada del biorreactor [=] kg/m^3
ρ_{as}	=	densidad del aire a la salida del biorreactor [=] kg/m^3
γ_{ae}	=	fracción másica de agua a la entrada del biorreactor [=] kg aire/kg agua
γ_{as}	=	fracción másica de agua a la salida del biorreactor [=] kg aire/kg agua
λ_{ijk}	=	coeficiente de regresión múltiple
δ	=	espesor de la pared del biorreactor [=] m
μ_g	=	viscosidad del aire [=] kg/m s
μ	=	viscosidad del medio circundante al biorreactor [=] kg/m s

RESUMEN

RESUMEN

La contaminación de los suelos se ha recrudecido en los últimos años. Una de las estrategias para solucionar el problema de la contaminación del suelo es la *biorremediación* la cual se define como la aplicación de tratamientos biológicos para limpiar compuestos tóxicos presentes en el ambiente (Cookson, 1995). Entre las técnicas actuales de *biorremediación* de suelos se encuentra el co-composteo, éste consiste en emplear el proceso de composteo para degradar los contaminantes que se hallan en el suelo. El composteo fue definido por Haug, (1993), como un proceso de descomposición y estabilización de sustratos orgánicos sólidos gracias a la actividad microbiana. En general, cuando se habla de composteo existen distintos tipos de biorreactores a gran escala donde se lleva un control de los parámetros de operación como son la humedad del medio, la aireación del material, la adición de nutrientes, entre otros. Para el diseño de los biorreactores adecuados para procesos de co-composteo es necesario que se realicen estudios de ingeniería y escalamiento, ya que es muy importante que se desarrollen sistemas eficientes de control de parámetros de operación. Esta necesidad surge de la falta de conocimientos sobre la fisiología de los microorganismos empleados en estos procesos desde el punto de vista de la ingeniería (Durand et al., 1993).

El objetivo general de la presente tesis es desarrollar criterios de escalamiento de un biorreactor de lecho empacado empleado en un proceso modelo de co-composteo para el tratamiento de suelos contaminados con hidrocarburos. La mezcla experimental modelo mediante el uso de la metodología de superficie de respuesta (MSR) para predecir el comportamiento de la actividad de agua (a_w) y de la porosidad (ϵ_o) de la mezcla en función de su composición, y así, planear adecuadamente los experimentos de biodegradación de hidrocarburos por co-composteo (capítulo 5). La composición de la mezcla seleccionada fue (g/g Mezcla): bagacillo de caña, 0.14; suelo contaminado con hidrocarburos totales de petróleo, 0.13; agua, 0.6; y lodos activados, 0.02, como inóculo. Además de nutrientes para el crecimiento microbiano.

En la biodegradación de hidrocarburos la aireación es muy

importante y por ello en el capítulo 6 se describe el estudio del efecto del No. de Reynolds para lechos empacados (N_{Re}) sobre el co-composteo por ser un parámetro que relaciona la aireación del lecho con términos correspondientes a la escala del biorreactor. Se emplearon columnas de vidrio de 50 g de capacidad como biorreactores para estudiar el efecto del N_{Re} a pequeña escala; se probaron 4 niveles de N_{Re} desde 0.0 hasta 1.19 para lo cual se varió el tamaño de partícula del bagacillo de caña y la tasa de aireación. A excepción del experimento realizado a N_{Re} 0.0, la tasa de aireación empleada garantizó la cantidad necesaria de oxígeno para oxidar los hidrocarburos presentes durante el tiempo de composteo (150 horas). Se observaron parámetros como la a_w del medio, pH, humedad, pérdida de materia seca, producción de CO_2 , consumo de O_2 y concentración de hidrocarburos presentes. La concentración promedio inicial de hidrocarburos presentes en el medio fue de $47,800 \pm 15,176$ ppm. Se alcanzaron porcentajes de biodegradación mayores al 50 %, en los experimentos realizados a valores mayores a 0.35 de N_{Re} , sin presentar diferencias significativas entre ellos. Para realizar el primer cambio de escala se seleccionaron los niveles de N_{Re} de 0.17 y 0.43 para llevar a cabo el proceso de co-composteo en biorreactores acero inoxidable de 0.864 kg. La mezcla a compostear presentó una concentración inicial de hidrocarburos de 46000 ppm y se determinaron los mismos parámetros que en el estudio anterior. La biodegradación alcanzada fue del 80 % para el caso de N_{Re} de 0.43 y de 48 %, en el caso de N_{Re} de 0.17. Por último, se realizó un co-composteo en un biorreactor de 26.5 kg de capacidad (capítulo 7) a un nivel de N_{Re} de 1.19, la tasa de aireación empleada no garantizó la demanda química de O_2 . La concentración inicial de hidrocarburos la mezcla experimental en el biorreactor de 26.5 kg fue de 41,200 ppm. La biodegradación alcanzada fue baja, 34 ± 16 % debido, posiblemente, a una aireación inadecuada.

En los experimentos realizados en 0.86 a 26.4 kg se observaron gradientes de temperatura en el empaque. A partir de las ecuaciones de balance adimensionales de calor se obtuvo el valor del No. de Biot de calor (N_{Bic}) cuyos valores se determinaron en función de las temperaturas observadas durante el co-composteo (capítulo 8). Se concluyó que el N_{Re} acoplado al N_{Bic} puede emplearse como un criterio de escalamiento.

*... y si uno no se queda corrigiendo el libro el resto
de la vida es porque el mismo rigor de fierro que
hace falta para empezar se impone para terminarlo...*

Gabriel García Márquez

1. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

1. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

El ser humano en su afán de industrialización ha descuidado el hecho de que la mayoría de los desechos que genera no se degradan en el medio ambiente sino que permanecen en él durante mucho tiempo así, la contaminación ambiental se ha ido recrudeciendo en los últimos años.

La contaminación del suelo constituye una preocupación importante actualmente. Esta se ha originado por varias razones, como son: el uso indiscriminado de plaguicidas (Cole *et al.*, 1995); los derrames de desechos tóxicos como el ácido tereftálico que es un residuo en la producción de fibras sintéticas; los derrames de petróleo crudo, ya sean accidentales, o bien, los que se generan durante la excavación de pozos petroleros (Saval, 1995); o la transminación de combustibles de los tanques donde son almacenados (Hutchins *et al.*, 1995).

Por ende, se han generado algunas estrategias para solucionar el problema de la contaminación del suelo, por ejemplo, el uso de tecnologías limpias en los procesos industriales y la biorremediación; lo primero, para no contaminar más, y lo segundo, para limpiar lo que se encuentra contaminado. De hecho, una definición más apropiada de biorremediación es la aplicación de tratamientos biológicos para limpiar compuestos tóxicos presentes en el ambiente (Cookson, 1995).

1. 1. SISTEMAS DE CO-COMPOSTEO EN BIORREMEDIACIÓN DE SUELOS

Entre las técnicas de biorremediación de suelos que se han empleado se encuentra el co-composteo, mediante el cual el suelo se compostea para degradar los contaminantes que se hallan en el suelo. El composteo fue definido por Haug, (1993), como un proceso de descomposición y estabilización de sustratos orgánicos sólidos gracias a la actividad microbiana. Los materiales que se emplean en los procesos de co-composteo son muy diversos, y pueden ser desechos domésticos, agrícolas, de la industria alimentaria, lodos industriales, estiércol, basura generada en los jardines y parques, y el contaminante que se desea degradar. Algunos de estos componentes funcionan como agentes de volumen, para evitar la compactación del material y facilitar la aireación del sistema, o como componentes que aportan nutrientes y enriquecen el sustrato (Haug, 1993).

Los procesos de co-composteo se realizan en ausencia de escurrimiento de agua, motivo por el cual se pueden considerar como procesos de fermentación en medio sólido (FMS). Usualmente, en los procesos fermentativos de este tipo el agua no excede la capacidad de saturación de la matriz sólida en la cual crecen los microorganismos (Laukevics *et al.*, 1984). Se ha propuesto el término "Fermentación en Medio Sólido" para todos los procesos en los cuales se emplean materiales insolubles en agua para el crecimiento microbiano (Moo-Young *et al.*, 1983). Los sistemas de co-composteo presentan características propias de los sistemas de FMS las cuales se resumen en la Figura 1.1.

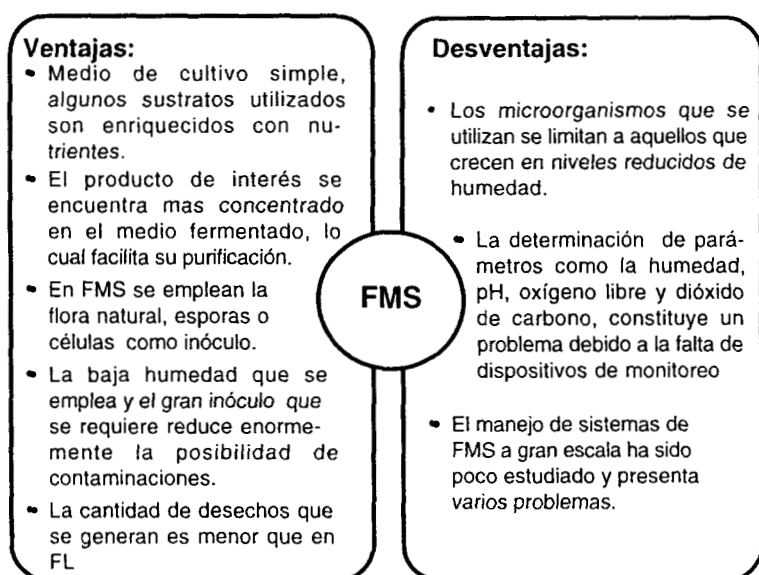


Figura 1.1 Esquema de las ventajas y desventajas de los procesos de FMS (Hesseltine, 1977b).

Los microorganismos que son empleados como inóculo en los sistemas de co-composteo son parte de la propia flora natural de los sustratos involucrados. Las actividades de agua (a_w) bajas que se presentan en estos sistemas, entre 0.93 y 0.98, favorecen el crecimiento de los hongos más que el de las bacterias. En ocasiones se emplean lodos activados de las plantas de tratamiento de aguas residuales domésticas como inóculo de las compostas en donde los microorganismos patógenos

son eliminados del producto final, debido a las temperaturas elevadas que se alcanzan durante el proceso (Haug, 1993). Este calentamiento se produce debido al calor metabólico que se acumula, y además de los microorganismos patógenos destruye tanto huevecillos de insectos y parásitos como semillas de plantas presentes, por lo que el producto final es totalmente inócuo al ambiente.

En ocasiones los sistemas de composteo son confinados a recipientes o lugares donde se puede evitar la pérdida de calor al aislar el sistema del ambiente. Cuando se lleva a cabo este tipo de control los procesos de composteo desarrollan tres etapas de perfiles térmicos característicos, representados en la Figura 1.2: una etapa de calentamiento, donde la temperatura se incrementa con respecto a la temperatura ambiente; una segunda etapa donde la temperatura se mantiene constante por encima de la temperatura ambiente; y una tercera etapa donde los sustratos se han agotado y no se produce más calor metabólico, por lo cual el calor acumulado se disipa poco a poco al ambiente (Stentiford y Dodds, 1992).

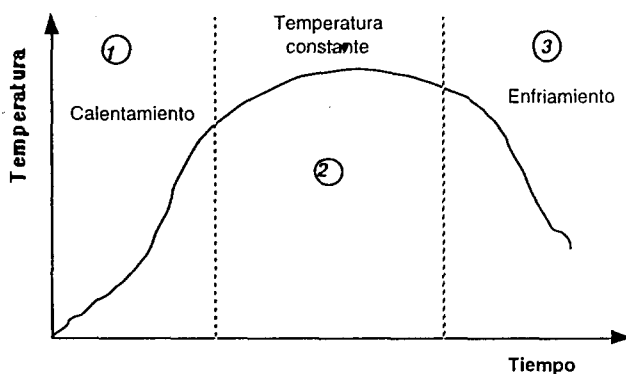


Figura 1.2. Representación de las fases que se presentan en un sistema controlado de composteo: 1, Etapa de calentamiento; 2, Etapa de temperatura constante; 3, Etapa de enfriamiento y final.

Beaudin *et al.*, (1996), co-compostearon un suelo contaminado con hidrocarburos proveniente de la compañía "Imperial Oil", en Sarnia, Ontario, Canada. La concentración de hidrocarburos presentes en este suelo era de 17,800 ppm, de los cuales, el 40 % eran hidrocarburos alifáticos, 32 % polares y el 28 % restante eran aromáticos. Este suelo fue mezclado con hojas, en su mayoría de maple, y

alfalfa, como fuentes de carbono de fácil degradación que facilitaban el crecimiento microbiano y agente de volumen. Los autores emplearon como inóculo una composta de 90 días. Las proporciones de estos componentes fueron: 35.4 % de suelo contaminado, 35.4 % de alfalfa, 20.2 % de hojas y un 5 % de inóculo. Emplearon un reactor de 8 litros provisto con un sistema de calentamiento. La aireación del sistema se varió durante el co-composteo, aumentando la tasa de aireación conforme aumentó la temperatura. La degradación de hidrocarburos obtenida por los autores fue de un 60 % aproximadamente, en un período de 105 días. Cole *et al.*, (1995), emplearon un sistema semejante al anterior para biorremediar un suelo contaminado con fertilizantes y herbicidas, en Illinois, E.U.. Los autores encontraron en el suelo herbicidas como trifluralin, metolachlor y pendimethalin en concentraciones del orden de gramos por kg de suelo húmedo. Mezclaron el suelo con composta en una relación 1:1 en peso. La composta empleada provenía de un proceso mesofílico donde aún había semillas y microorganismos viables. El sistema de co-composteo fue apilado sin tener un control de la temperatura ni de la aireación del sistema y sólo se alcanzó hasta el 30 % de degradación de algunos de los pesticidas presentes.

Schulz-Berendt y Poetzsch, (1995), reportaron un proceso denominado TERRAFERM® semejante al co-composteo pero prescindieron del uso de agentes de volumen, y utilizaron únicamente suelo contaminado. El proceso permite biorremediar en gran escala suelos contaminados por hidrocarburos totales de petróleo (HTP's) en una concentración de hasta 20,000 ppm e hidrocarburos poliaromáticos (HPA's) en 800 ppm. El proceso consta de varias etapas, primero una separación del suelo de elementos como plásticos y metales que no son degradables. Posteriormente se homogeneizó y se le añadieron sustratos de fácil degradación, nutrientes y bacterias aisladas del mismo suelo contaminado. El suelo contaminado ya preparado se trasladó a tiendas donde se apiló sobre soportes preparados con capas de arena, lana de vidrio y una película de material plástico impermeable a los contaminantes para evitar que se lixiviaran al subsuelo. Cada biopila se revolvía cada 4 semanas, añadiendo más agua y nutrientes. Después de 14 meses se obtuvieron niveles de degradación de los hidrocarburos del 98 % aproximadamente, tanto para los HTP's como para los HPA's.

Breitung *et al.*, (1995), biorremediaron por co-composteo un suelo contaminado con TNT (20,000 ppm), de Clausthal-Zellerfeld en Lower Saxony, Alemania. Se emplearon trozos de remolacha azucarera como agente de volumen y

fuentes de nutrientes, en una relación suelo-remolacha de 1:1. La aireación del sistema se mantuvo constante durante el co-composteo, con lo cual se alcanzó un 92 % de degradación de TNT en un período de 28 días. Los reactores que se emplearon fueron botellas Dewar de 10 litros de capacidad equipadas con un distribuidor de aire y un colector de lixiviados en su fondo, ambos realizados con tubos de polietileno.

Laine y Jørgensen, (1997), reportaron un proceso de co-composteo a escala de planta piloto para biorremediar un suelo contaminado con clorofenoles. Los clorofenoles presentes se dividían en 2,4,6-triclorofenol (7-15 %), 2,3,4,6-tetraclorofenol (cerca del 80 %) y pentaclorofenol (6-10 %). En este caso se empleó como inóculo el residuo de una composta de champiñones. Se logró una remoción de clorofenoles de alrededor del 90 % en un período de 4 meses. Se emplearon biopilas para el co-composteo y eran revueltas cada dos semanas para airear el material.

En los casos anteriormente citados, las materias primas se pretrataron haciendo una selección del tamaño de partícula del sustrato para homogeneizar la mezcla a co-compostear. En el primero de los casos se varió la aireación del sistema durante el proceso de co-composteo, haciendo hincapié en la importancia del oxígeno en la degradación de estos contaminantes. En los otros dos la aireación se llevó a cabo por difusión natural. También se observa que existe una relación entre el tipo de aireación del sistema y el tiempo en que se alcanzan valores semejantes de degradación de los tóxicos.

1.2. IMPORTANCIA DE LA AIREACIÓN EN LOS SISTEMAS DE CO-COMPOSTEO

La aireación es un factor importante en los procesos de co-composteo, ya que permite controlar la temperatura del cultivo, evita el secado del material durante el proceso, y suministra el oxígeno requerido para el desarrollo de los microorganismos y la degradación del contaminante objetivo. De hecho, casi cualquier contaminante puede ser degradado cumpliendo ciertos requerimientos básicos como son (Cookson, 1995):

- Presencia de un sustrato susceptible de emplearse como fuente de carbono y energía, la cual puede ser el compuesto contaminante, o bien, una fuente de carbono de fácil degradación, por ejemplo glucosa.

- Condiciones ambientales adecuadas para que se lleven a cabo las reacciones catalizadas por las enzimas, enfatizando valores adecuados de temperatura, humedad y pH.
- Presencia de un aceptor-donador de electrones adecuado, que en los procesos aerobios es el oxígeno, y en los anaerobios, pueden ser el nitrógeno en alguna de sus formas, NO_3^- , NO_2^- , N_2 , el carbono, CH_4 , el azufre, SO_2 , S^0 , entre otros.

Dott *et al.*, (1995), probó el efecto del aceptor-donador de electrones en un experimento de biorremediación *in situ*, en un suelo contaminado con hidrocarburos en una concentración promedio de 7,000 ppm y encontró que cuando el oxígeno se halla presente se alcanzan niveles de degradación de hidrocarburos cercanos al 98 % en un período de un año aproximadamente. Varios grupos de investigadores en este campo han obtenido niveles de degradación altos cuando los sistemas experimentales se airean, siendo los sistemas experimentales tanto suelos como medios líquidos contaminados con hidrocarburos o sus derivados, e incluso algunos otros contaminantes importantes como bifenilos policlorados (Geerdink *et al.*, 1996; Marín *et al.*, 1995; Hansveit, 1992; Foght *et al.*, 1990). Así, la biorremediación se considera como un proceso aeróbico, preferencialmente (Cookson, 1995).

1.3. ESCALAMIENTO DE BIORREACTORES EN CO-COMPOSTEO

Debe notarse que los trabajos citados, en su mayoría, se han realizado en laboratorio. En los que se han llevado a cabo a nivel de planta piloto, la información revelada es insuficiente para establecer el modo en que se realizó el escalamiento. El escalamiento se ha definido técnicamente por diferentes autores, coincidiendo todos ellos en que es el procedimiento o los métodos mediante los cuales un equipo aumenta de tamaño, logrando que tanto en una escala pequeña como en una más grande se obtenga un rendimiento comparable (Kossen, 1994b; Durand *et al.*, 1993; Lonsane *et al.*, 1992; Edgeworth y Thring, 1957).

Dado que el composteo puede considerarse como un proceso de FMS, los estudios en esta área sobre escalamiento de biorreactores pueden aprovecharse para plantear el cambio de escala de un biorreactor para co-compostear un suelo contaminado con hidrocarburos. Dentro de los escalamientos realizados en FMS

destacan los siguientes; pero debe aclararse que los autores no siguieron ningún método para hacer el cambio de escala:

- Roussos, S. *et al.*, (1991), realizaron un escalamiento del proceso de producción de celulasas de laboratorio a escala piloto. La operación del reactor Zymotis de 42 kg de material húmedo se llevó a cabo siguiendo las mismas condiciones que a escala laboratorio, previamente determinadas. Aunque a escala laboratorio obtuvieron un mayor rendimiento de enzima por gramo de materia húmeda final, los autores lo atribuyeron a una esterilización deficiente del material utilizado en el Zymotis.
- Durand, A. *et al.*, (1993) diseñaron procesos a nivel industrial para la producción de tres productos distintos. El enriquecimiento con proteína unicelular de la pulpa de la remolacha azucarera por una cepa mutante de *Trichoderma viride* TS(2), proceso que funciona exitosamente en China. La producción de pectinasas para la aplicación en enología y en la producción de sidra a partir una cepa selecta de *Aspergillus*, empleando dos plantas industriales de 300 kg y 750 kg de materia seca de capacidad. Y también, en el campo de los biopesticidas se producen, tanto biomasa como esporas, de hongos entomopatógenos como *Trichoderma*, *Fusarium*, *Arthrobotrys*, *Beauveria*, entre otros géneros, en plantas de la compañía francesa CALLIOPE que producen biopesticidas a nivel industrial desde 1993.
- En cuanto a los procesos de co-composteo que se emplean en biorremediación de suelos contaminados se han desarrollado varios procesos a gran escala. Uno de ellos es el proceso TERRAFERM® (proceso comercial) gracias al cual se biorremediaron aproximadamente 38,000 toneladas de suelo contaminado. El proceso propuesto por Laine y Jørgensen fue diseñado a escala de planta piloto con una capacidad de 30 toneladas por lote. Sin embargo, este proceso se realizó en sistemas de biopilas que son usualmente empleados en composteo donde se tiene poco control sobre la evolución de la composta.

En general, cuando se habla de composteo existen distintos tipos de biorreactores a gran escala donde se lleva un mejor control de los parámetros de operación como son la humedad del medio, la aireación del material, la adición de nutrientes, entre otros. Entre estos se pueden citar como los de tipo de tambor rotatorio, los de charolas agitadas y estáticas, y los de lechos empacados. El material a compostear permanece en ellos durante 7 o 14 días y posteriormente se pasa a un

sistema de biopilas donde permanece durante varios meses o más para completar el proceso (Haug, 1993).

1.4. MÉTODOS DE ESCALAMIENTO

En cualquier tamaño los equipos cuentan con tres cualidades que los caracterizan: el tamaño, la forma y su composición. Dos objetos diferentes en tamaño y composición pueden ser similares si poseen la misma forma. La configuración espacial y temporal de un sistema físico se determina por las relaciones dentro de las magnitudes dentro del sistema mismo y no depende del tamaño o la naturaleza de las unidades en el cual se miden estas magnitudes (Edgeworth y Wooldridge, 1957). De estas cualidades surge el concepto de similitud entre equipos. Los principios de similitud se refieren a las relaciones existentes entre los sistemas físicos de tamaños diferentes. Los principios de similitud más importantes son cuatro (Green, 1990; Edgeworth y Wooldridge, 1957):

Similitud geométrica. Se define en términos de correspondencia, dos cuerpos son similares geoméricamente cuando para cada punto en uno de los cuerpos existe un punto correspondiente en el otro.

Similitud mecánica. Comprende la similitud estática, cinemática y dinámica. Cada una de estas se considera como una extensión del concepto de similitud geométrica. La similitud estática se refiere a dos cuerpos que cuando son sometidos a un esfuerzo constante sus deformaciones relativas permanecen constantes. La similitud cinemática se tiene cuando las partículas en dos cuerpos similares geoméricamente presentan la misma posición relativa en intervalos de tiempo iguales. La similitud dinámica se tiene cuando las relaciones de las fuerzas de una misma clase (gravitacional, centrífuga, entre otras) que actúan sobre partículas de ambos cuerpos son iguales.

Similitud térmica. Esta se tiene cuando en dos cuerpos se mantienen las correspondientes diferencias de temperaturas constantes, y ambos sistemas, si se encuentran en movimiento, son cinemáticamente similares.

Similitud química. Se tiene cuando dos cuerpos, similares geométrica y térmicamente, mantienen los correspondientes gradientes de concentración constantes a intervalos de tiempo correspondientes.

Estrictamente hablando para obtener cada uno de los estados de similitud mencionados se requiere que se cumplan los anteriores, es decir, si no hay similitud geométrica no pueden presentarse los otros y así, sucesivamente.

El análisis dimensional es una técnica para expresar el comportamiento de un sistema físico en términos de un número mínimo de variables independientes. Las cantidades físicas son arregladas en grupos adimensionales consistentes en relaciones de cantidades semejantes que caracterizan el sistema (longitudes, velocidades, fuerzas, entre otras). Mantener los grupos adimensionales iguales en ambas escalas permite conservar también los criterios de similitud. Un criterio de escalamiento consiste en mantener ciertas condiciones entre una escala y otra constantes para realizar el cambio de escala, es decir, mantener el valor de un grupo adimensional constante cambiando las magnitudes de algunas variables independientes que lo definen equivale a utilizar dicho grupo adimensional como un criterio de escalamiento.

Los procedimientos de escalamiento han sido agrupados en fundamentales, semi-fundamentales y empíricos, de acuerdo con la cantidad de conocimientos físicos y químicos que se necesitan para ponerlos en práctica (Kossen, 1994b). La aplicación de estos procedimientos incluye el mantener la similitud entre una escala y otra. A continuación se hace una descripción de cada uno de los grupos que se generaron de acuerdo a esta clasificación:

1.4.1. MÉTODOS FUNDAMENTALES

Estos métodos se caracterizan porque para llevarse a cabo es necesario resolver los microbalances de momento, masa y calor, incluyendo la cinéticas de conversión de sustrato a producto. Estos métodos se subdividen en analíticos y numéricos, y esta subclasificación se funda en la manera en que se resuelven los microbalances, ya sea analíticamente o por medio de algún método numérico apropiado (Kossen, 1994b).

Dentro de este grupo de métodos se han hecho algunas aportaciones a la FMS. En 1994, Rajagopalan y Modak, realizaron estudios de simulación de transferencia de calor y masa en procesos de FMS, teniendo como objeto de estudio la difusión de oxígeno en un proceso de producción de koji. Aunque solamente se

presentaron los resultados de nivel laboratorio, este tipo de modelos son un medio para predecir la transferencia de oxígeno y calor en reactores de mayor escala. Otro aporte en este sentido fue realizado por Gutiérrez-Rojas *et al.*, (1995), donde se estudia el comportamiento de *Aspergillus niger* al crecer sobre un soporte como la Amberlita IRA-900, embebido de medio de cultivo. El modelo propuesto por los autores relacionó satisfactoriamente las variables involucradas en el proceso de FMS (formación de biomasa, consumo de azúcares, consumo de agua, producción de CO₂ y evolución de la temperatura), lo cual constituye una herramienta para estimar los valores de parámetros biológicos que de otro modo son difíciles de determinar (coeficiente de mantenimiento, constante de Monod y de inhibición, entre otros). Asimismo, Saucedo-Castañeda *et al.*, en 1990, hicieron estudios sobre la transferencia de calor empleando como modelo de estudio un biorreactor empacado con yuca para el crecimiento de *A. niger*.

Una vez resueltos los modelos matemáticos se procede a cambiar las dimensiones de los equipos utilizados manteniendo la similitud geométrica, y se predice el comportamiento del proceso en esta nueva escala.

1.4.2. MÉTODOS SEMI-FUNDAMENTALES

Estos métodos requieren menor información de los sistemas biológicos que los métodos anteriores (Kossen, 1994b). En este conjunto se encuentra el análisis de grupos adimensionales, y se basa en el hecho de que todos los términos en una relación que describe un proceso físico o químico, tienen siempre el mismo valor.

Para emplear los grupos adimensionales como criterio de escalamiento se requiere que los sistemas presenten similitud geométrica durante el escalamiento (Kossen, 1994b). Además, también se puede conservar la similitud bioquímica, lo que implica que se conserven las mismas condiciones en las que se realiza la reacción biológica de conversión, tanto en una escala como en otra. Dentro de este campo se han propuesto los números de Peclet de calor y de Biot de calor (Saucedo-Castañeda *et al.*, 1990), el número de Re para lechos empacados (Romano-Machado *et al.*, 1996) como criterios para llevar a cabo el escalamiento.

Otro método dentro de este grupo es aquel que consiste en mantener constantes los balances de agua y calor en una escala como en otra

(Saucedo-Castañeda, *et al.*, 1992). Asimismo en el trabajo realizado por Roussos, en 1991, sobre la producción de celulasas por *Trichoderma harzianum* se mantuvieron las condiciones iniciales de la materia prima y la tasa de aireación específica iguales en los biorreactores usados a nivel laboratorio y los de piloto.

1.4.3. MÉTODOS EMPÍRICOS

Estos métodos son los que se encuentran basados en la experiencia, y son aquellos que han prevalecido en el campo de las FMS. Dentro de estos métodos se encuentra el que se denomina como "de prueba y error" y consiste en llevar a cabo los cambios de escala con el objeto de estudiar el sistema y hacer las correcciones apropiadas hasta llegar a la escala deseada (Lonsane *et al.*, 1992). Este método se emplea, usualmente, cuando se carece de información acerca del sistema, de su comportamiento térmico, de su fisiología, entre otros aspectos que son importantes conocer. Aplicar estos método de escalamiento puede resultar inadecuado pues los errores son, en ocasiones, muy costosos.

Tomando en cuenta la carencia de información que existe para llevar a cabo el escalamiento de biorreactores en procesos de co-composteo se plantearon los siguientes objetivos.

2. OBJETIVOS

2. OBJETIVOS

2.1. OBJETIVO GENERAL

Desarrollar criterios de escalamiento para un biorreactor de lecho empacado empleado en un proceso modelo de co-composteo para el tratamiento de suelos contaminados con hidrocarburos.

2.2. OBJETIVOS PARTICULARES

1. Definir la composición de una mezcla experimental que incluya suelo contaminado con hidrocarburos.
2. Ensayar y evaluar criterios de escalamiento basados en la aireación y los mecanismos de transferencia de calor que se presentan en biorreactores de 0.05 y 0.86 kg de lecho empacado.
3. Aplicar dichos criterios en el escalamiento de un biorreactor de escala de planta piloto.

3. MATERIALES Y MÉTODOS

3. MATERIALES Y MÉTODOS.

Para cumplir con los objetivos planteados, se emplearon los siguientes materiales modelo y métodos analíticos.

3.1. SUELOS CONTAMINADOS CON HIDROCARBUROS.

Los suelos seleccionados para realizar el proceso de co-composteo fueron muestreados de la zona industrial de Cactus, en el Edo. de Chiapas, en las inmediaciones de un pozo petrolero ya clausurado (Figura 3.1) El suelo, clasificado como arcilloso, presenta las características que se muestran en la Tabla 3.1:

Tabla 3.1 Características del Suelo Contaminado.

COMPOSICIÓN:								
Muestra.	(%)	ppm						
	Materia Orgánica	P	Cu	Zn	Pb	Hg	Cr	Ni
Suelo Contaminado	11.77	3.13	0.65	7.63	14.1	†	†	†
CARACTERÍSTICAS:								
pH del Suelo:	7.67							
% Humedad inicial:	15.00							
Capacidad de retención de agua (g H ₂ O/g Mat.Seca.):	0.25							
Densidad aparente (g/ml):	1.106							
Densidad real (g/ml):	2.06							
Porosidad:	0.46							
Hidrocarburos (mg/kg Materia Seca)	80198							
Arena (%):	23.38							
Limo (%):	36.72							
Arcilla (%):	40.00							
Clasificación de Textura:	Arcilla.							

†: No detectado.

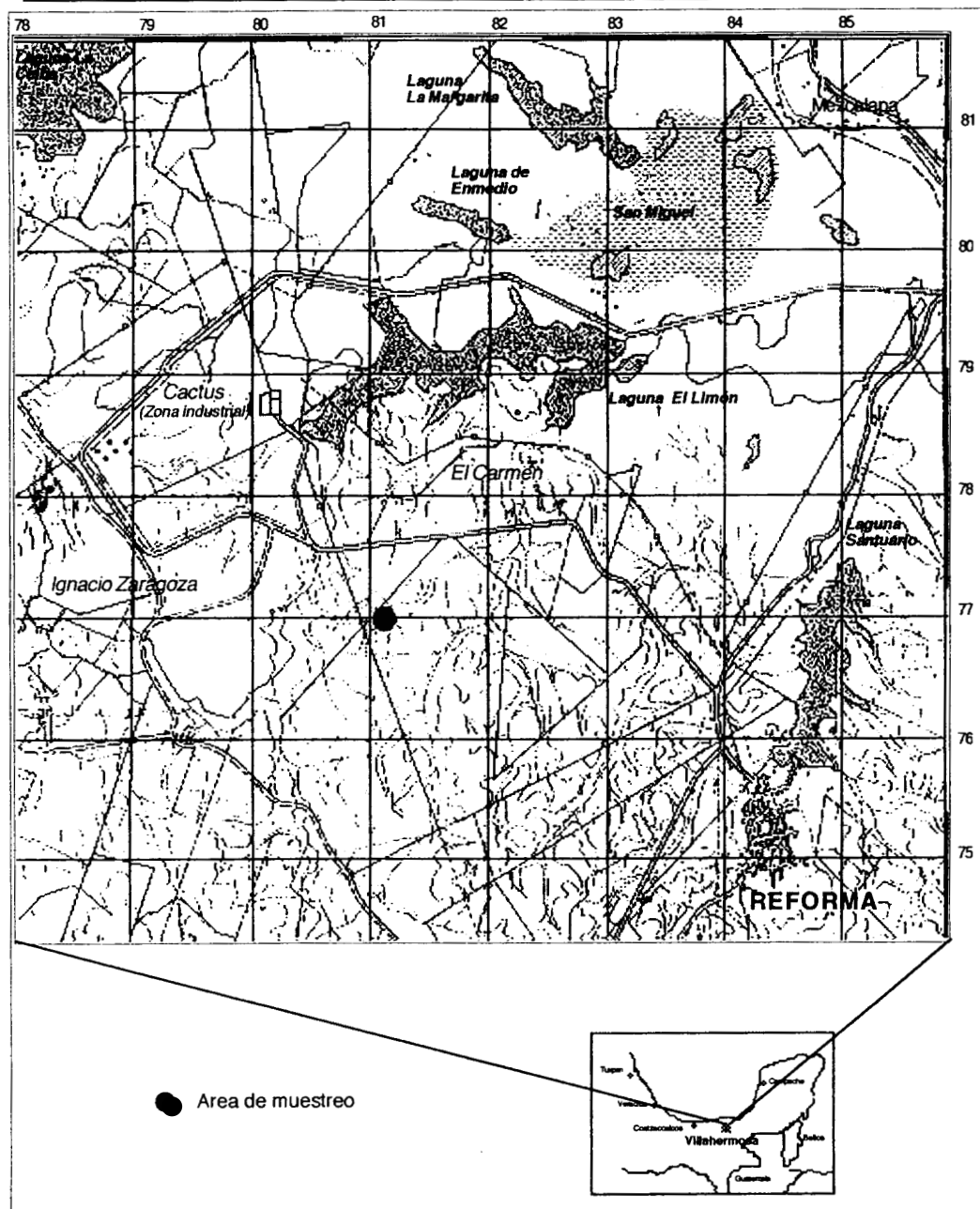


Figura 3.1 Mapa de localización del área de muestreo de suelo contaminado en Cactus, Chis.

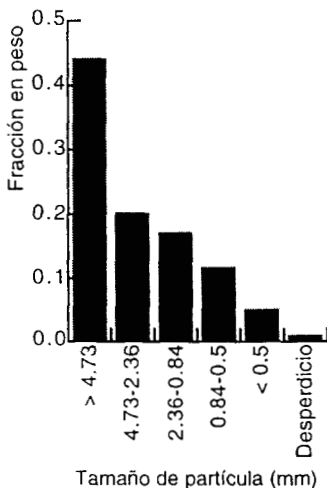
3.2. LODOS ACTIVADOS.

Los lodos activados se recogieron de la planta de tratamiento de aguas residuales "Cerro de la Estrella", ubicada en la delegación Iztapalapa, de la Ciudad de México. Los lodos se pasaron a través de un embudo de filtración rápida empleando una cama de gasa de algodón para retener los sólidos, éstos se consideran como la biomasa presente y se emplearon como inóculo de la mezcla a co-compostear.

3.3. BAGACILLO DE CAÑA.

El bagacillo de caña se obtuvo del Ingenio Independencia, en Martínez de la Torre, Ver. Una vez que fue muestreado el bagacillo de caña se secó para procurar su conservación alcanzándose una humedad entre el 5 y 9%. El bagacillo fue tamizado para determinar la distribución de tamaños de partícula. Además una porción fue molida en un molino Pulvex 200. En la Figura 3.2 se muestra la distribución de tamaño de partícula obtenida a través de tamices Tyler en el bagacillo de caña sin moler (a) y molido (b).

a)



b)

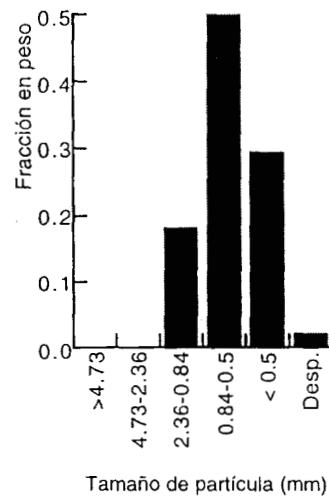


Figura 3.2. Distribución de tamaño de partícula en bagacillo de caña sin moler (a) y molido en un molino Pulvex 200 (b).

3.4. NUTRIENTES PARA EL CRECIMIENTO MICROBIANO.

Se utilizó sacarosa como fuente de carbono y energía de fácil degradación con el fin de garantizar el crecimiento inicial de los microorganismos degradadores. A la mezcla se añadió el medio mineral (Goodhue *et al.*, 1986) que se detalla en la Tabla 3.2.

Tabla 3.2. Solución de elementos traza utilizados en la mezcla a compostear (Goodhue *et al.*, 1986).

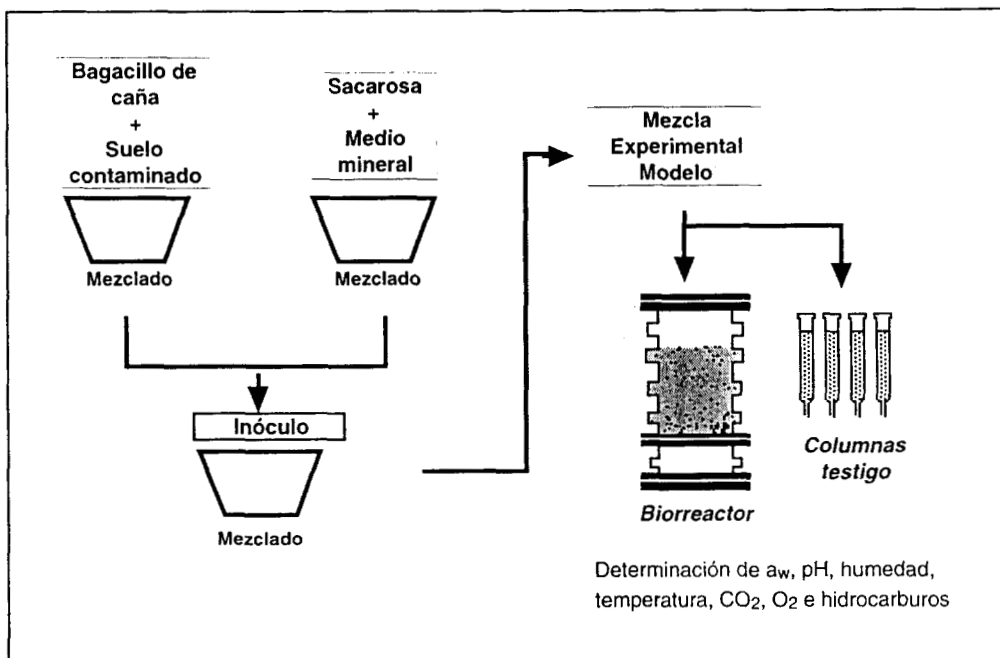
Sulfato de magnesio.7H ₂ O	25.00 g
Sulfato ferroso.7H ₂ O	2.80 g
Sulfato de manganeso.H ₂ O	1.70 g
Cloruro de sodio.	0.60 g
Cloruro de calcio.2H ₂ O	0.10 g
Molibdato de sodio.2H ₂ O	0.10 g
Sulfato de zinc.7H ₂ O	0.60 g
Ácido clorhídrico, 1 M.	1.00 L

3.5. PREPARACIÓN DEL SISTEMA EXPERIMENTAL

La mezcla experimental de bagacillo de caña-suelo contaminado-agua que se empleó tiene la composición que se presenta en la Tabla 3.3. El diseño de esta mezcla modelo se discute en el capítulo 5. La preparación de la mezcla experimental se lleva a cabo de acuerdo al esquema que se presenta en la Figura 3.3.

Tabla 3.3. Composición de la mezcla modelo para el co-composteo.

Componente	Fracción (% p/p)
Suelo contaminado con hidrocarburos	13.0
Bagacillo de caña	14.0
Lodos activados	2.0
Sacarosa	7.0
K ₂ HPO ₄ y urea	4.0
Solución de sales minerales	0.3
Agua	59.7

**Figura 3.3.** Esquema de preparación de la mezcla experimental modelo

3.6. TÉCNICAS ANALÍTICAS Y EQUIPOS EMPLEADOS EN LA REALIZACIÓN DE LOS EXPERIMENTOS

Las técnicas analíticas que se emplearon durante la realización del trabajo experimental se describen en los párrafos siguientes.

3.6.1. HUMEDAD

La humedad se determina por pérdida de peso, de acuerdo al procedimiento siguiente.

- En una charola desechable de aluminio, a peso constante, se colocaron de 1 a 3 g de muestra.
- Se secaron en una estufa a 60°C durante 24 horas.
- Se pesó la muestra seca.
- Se calculó como sigue:

$$\% \text{ Humedad} = \left(\frac{\text{PMH} - \text{PMS}}{\text{PMH} - \text{PCh}} \right) * 100$$

donde:

PMH: Peso de muestra húmeda. PCh: Peso de la charola.

PMS: Peso de muestra seca.

3.6.2. pH EN BAGACILLO DE CAÑA

El procedimiento fue empleado por Mendoza (1994):

- Se pesó un gramo de muestra húmeda.
- Se agregó 10 ml de agua destilada.
- Se mezcló perfectamente y se dejó reposar durante 30 minutos

- Se determinó el pH directamente en un pHmetro Conductronic pH20, previamente calibrado.

3.6.3. pH EN SUELO

La determinación potenciométrica de la actividad de H^+ en una suspensión de suelo en agua se realiza de acuerdo al siguiente procedimiento (García, 1981):

- Se pesó 10 g de suelo seco (al aire) y de malla menor de 2 mm en un matraz.
- Se añadió 25 ml de agua destilada.
- Se agitó durante 1 minuto.
- Se dejó reposar durante 1 hora y se midió el pH en el sobrenadante.
- Se volvió a agitar y se midió, inmediatamente, el pH.

3.6.4. ACTIVIDAD DE AGUA

La a_w se mide como la relación entre la presión de vapor de agua de una muestra y la presión de vapor de agua pura a la misma temperatura. Se utilizó un equipo AquaLab, modelo CX-2 el cual emplea la técnica de punto de rocío en espejo frío. El equipo mide la a_w al enfriar y calentar repetidamente un espejo de lámina de acero en el interior del aparato, en el cual se forma el rocío y es secado sucesivamente. Este proceso es acelerado mediante una corriente de aire generada por el ventilador del aparato. Cada vez que se forma el rocío sobre el espejo, el equipo mide la temperatura y la a_w de la muestra, los valores son almacenados y comparados sucesivamente en cada repetición. Cuando los valores consecutivos de a_w tienen una diferencia menor a 0.001 se completa la medición y se reporta el valor de a_w encontrado y la temperatura de la muestra.

El procedimiento es el siguiente:

- Se tomó una muestra y se colocó en la celda de determinación, cuidando llenar la celda sólo hasta la mitad para proteger los sensores en el interior del instrumento.
- Se inició el proceso de determinación y se esperó hasta que el aparato reportó los valores de a_w y temperatura de la muestra.

La calibración del instrumento AquaLab, CX-2, se realizó como sigue:

- Se preparó una solución de cloruro de sodio grado reactivo con agua desionizada.
- Se llenó la celda de determinación hasta la mitad con la solución saturada de cloruro de sodio, y se determinó la a_w .
- La lectura obtenida coincidió con los valores que se encuentran en la Tabla 3.4.

Tabla 3.4. Valores de a_w para una solución saturada de cloruro de sodio empleada en la calibración del instrumento AquaLab CX-2

Temperatura (°C)	a_w
5	0.757±0.003
10	0.757±0.002
15	0.756±0.002
20	0.755±0.001
25	0.753±0.001
30	0.751±0.001
35	0.748±0.001
40	0.747±0.001

3.6.5. EXTRACCIÓN DE HIDROCARBUROS POR SOXHLET

Es un procedimiento para extraer componentes no volátiles y volátiles de sólidos como suelos y lodos (EPA, Método 3540). Este método garantiza el íntimo contacto de la matriz de la muestra con el solvente. Es un método aplicable al aislamiento y concentración de compuestos orgánicos insolubles o poco solubles en agua. La extracción se realiza como se indica a continuación:

- La muestra debe estar libre de objetos extraños (hojas, varillas, rocas, etc.)
- Se mezcló 10 g de muestra y 10 g sulfato de sodio anhidro y se colocaron en el dedal de extracción de un equipo Soxhlet de 250 ml de capacidad.
- Se añadieron 140 ml de solvente de extracción (hexano:acetona 1:1) y las perlas de ebullición en el matraz de ebullición del equipo Soxhlet.
- Se extrae la muestra durante 16-24 horas colocando el equipo Soxhlet a reflujo el solvente de extracción a 70° C.
- Se transfirió el extracto a un charola de aluminio a peso constante y se evaporó el solvente hasta sequedad a 35° C.
- Se pesó el residuo de la charola.
- Se calculó la cantidad de hidrocarburos extractables usando la siguiente fórmula:

$$HC = \frac{(MMs - M)}{MI};$$

donde:

HC: Concentración de hidrocarburos (g/gmezcla) M: Peso del capicillo de aluminio sin muestra (g).

MMs : Peso del capicillo de aluminio con muestra seca (g) MI: Peso de la muestra inicial (g).

3.6.6. AZÚCARES TOTALES POR EL MÉTODO DE FENOL-SULFÚRICO

Por este método se determinan azúcares simples, oligosacáridos y sus derivados siguiendo el procedimiento siguiente:

A. Preparación de muestra.

- Se tomó 1 g de muestra y se agregaron 10 ml de agua desionizada.
- Se dejó reposar durante 10 minutos.

- De la suspensión se tomaron 3 ml y se centrifugó a 5000 rpm durante 10 minutos.
- Se tomaron 3 ml de la solución sobrenadante y se filtraron a través de un filtro Millipore a 0.45 μm .

B. Preparación de la solución reactivo.

- Se preparó una solución de 1 mg de fenol grado reactivo por ml de ácido sulfúrico grado reactivo. Esta solución debe prepararse al momento de realizar los análisis.

C. Determinación de azúcares totales.

- Se adicionaron 2 ml de la solución reactivo a 1 ml de la muestra o estándar.
- Se mezclaron y se dejaron en reposo durante 10 minutos en baño de hielo.
- Se colocaron las muestras a baño María a 30°C durante 20 minutos.
- Se leyeron las muestras a 480 nm, se preparó un blanco con agua desionizada en la misma forma que las muestras.

D. Preparación de la curva estándar.

- Se preparó una solución estándar con 0.25 g de sacarosa disueltos en agua y aforado a 250 ml. Para preparar la curva estándar se mezclaron las cantidades de reactivos que se muestran en la Tabla 3.5.
- La curva estándar se preparó y leyó al mismo tiempo que las muestras.

Tabla 3.5 Curva estándar de sacarosa.

SOLUCIÓN PATRÓN	VOLUMEN DE AGUA	CONCENTRACIÓN
(μl)	(μl)	(mg/l)
00	1000	0
100	900	10
200	800	20
300	700	30
400	600	40
500	500	50
600	400	60
700	300	70
800	200	80
900	100	90
1000	00	100

3.6.7. DENSIDAD APARENTE DEL SUELO

La densidad aparente del suelo se determina como sigue (García, 1981):

- Se pesó una probeta de 10 o 100 ml (vacía).
- Se agregó suelo hasta los 10 ml, golpeando ligeramente 10 veces sobre la mesa del laboratorio.
- Se agregó suelo hasta completar los 10 ml, se pesó la probeta con el suelo.
- Se realizó el siguiente cálculo:

$$D.A. = \frac{PMB - PM}{V}$$

donde ,

D.A.: Densidad aparente

V : Volumen.

PMB : Peso de la probeta más suelo

PM: Peso de la probeta vacía,

3.6.8. DENSIDAD REAL

La densidad real del suelo se determinó como sigue (1981):

- Se pesó un matraz aforado vacío de 50 ml y se agregaron 5 g de suelo.
- Se añadió una tercera parte de agua destilada, cuidando de no mojar el matraz por fuera, con movimientos de rotación suave se desalojó el aire.
- Se dejó en reposo durante 5 minutos y se llenó el matraz de agua hasta el aforo.
- Se pesó el matraz con suelo y agua.
- Se pesó el matraz sólo con agua.
- Se calculó la densidad real como sigue:

$$D.R. = \frac{S}{S + A - (s + a)}$$

donde:

D.R.: Densidad real

A: Peso del agua sola.

S: Peso del suelo solo.

(s + a): Peso del agua y el suelo.

3.6.9. DETERMINACIÓN DE LA POROSIDAD

Empleando los datos anteriores, calcule:

$$P = \left(1 - \frac{D.A.}{D.R.} \right) * 100$$

o bien,

$$\varepsilon_o = 1 - \frac{D.A.}{D.R.}$$

donde, ε_o es la fracción de espacios vacíos en la mezcla (García, 1981).

3.6.10. DENSIDAD REAL EN LAS MEZCLA BAGACILLO-SUELO-AGUA

- Se pesó una probeta limpia y seca (50 o 100 ml), y empacar la mezcla experimental teniendo en cuenta la misma densidad de empaque que se empleará en los experimentos hasta un volumen conocido.

- Se pesó la mezcla experimental en la probeta.
- Se añadió aceite ligero (aceite para cocinar), hasta una tercera parte del volumen ocupado por la mezcla, se golpeó suavemente con el fin de desalojar el aire que se encuentre entre las partículas.
- Se dejó en reposo 5 minutos y se vertió aceite nuevamente hasta cubrir el volumen empacado con la mezcla.
- Se pesaron la mezcla y el aceite juntos.
- La densidad real se calculó usando la siguiente fórmula:

$$D.R. = \frac{S p_{\text{aceite}}}{S + A - (s + a)}$$

donde:

D.R.: Densidad real.	p_{aceite} : Densidad del aceite.
S: Peso de la mezcla sólo.	$(s + a)$: Peso de la mezcla y el
A: Peso del aceite	aceite juntos.

3.6.11. POROSIDAD DE UNA MEZCLA DE BAGACILLO-SUELO-AGUA

- Se emplearon los datos de densidad real de la mezcla y la densidad de empaque, la cual se consideraron como la densidad aparente de la mezcla.
- Se aplicaron las fórmulas anteriormente explicadas para la porosidad del suelo.

3.6.12. PÉRDIDA DE MATERIA SECA

Para determinar la pérdida de materia seca las columnas empleadas en los experimentos se procede como se indica a continuación:

- Se pesó al inicio del co-composteo cada columna.
- Se pesó nuevamente la columna al momento del muestreo.

- Se determinó la humedad de la mezcla experimental al inicio y al momento de realizar el muestreo.
- La pérdida de materia seca se determinó a través de la siguiente fórmula:

$$\%PMS = \frac{MSI - MSF}{MSI} \cdot 100$$

donde:

%PMS: Porcentaje de pérdida de materia seca

MSI: Materia seca inicial

MSF: Materia seca final

3.6.13. RELACIÓN CARBONO/NITRÓGENO (C/N)

La determinación de la relación C/N se realizó en un analizador elemental Perkin Elmer 2400 Series II. La muestra es oxidada en un ambiente de oxígeno puro lo cual produce CO₂, H₂O y N₂. Los elementos, tales como halógenos y azufre, son removidos de la mezcla. Los gases resultantes son homogenizados y ajustados a condiciones exactas de presión, temperatura y volumen. Después son liberados a través de una columna y se detectan por conductividad térmica. Los resultados que reporta el analizador se expresan en relaciones molares, por lo cual se realiza la conversión Peso/Peso.

3.6.14. REGISTRO EN LÍNEA DE CO₂ Y O₂.

Los gases de salida de las columnas y los biorreactores fueron analizados por un equipo denominado Metabolímetro, desarrollado en la UAM-Iztapalapa, que determina las concentraciones de dióxido de carbono, oxígeno en los gases y el flujo de salida de los biorreactores. Los detectores empleados en este sistema se describen a continuación:

- **Detector de CO₂:** Espectrofotómetro de absorción en el infrarrojo, Servomex 1505. El diseño del sensor está basado en la configuración de un solo haz una sola longitud de onda monocromática hecha por medio de un litro óptico. Este

sensor no utiliza partes movibles debido al sistema de pulsado de la fuente infrarroja. Otra característica de este sensor es su corto periodo de calentamiento. lo cual permite que todo el sistema esté listo para funcionar en un tiempo máximo de 5 minutos.

- **Detector de O₂:** Paramagnético Servomex 1111/000, su principio de funcionamiento se basa en que las moléculas de oxígeno se orientan cuando al gas se le aplica un campo magnético, el sensor consta de una varilla con esferas en los extremos suspendida en un campo magnético dentro de una cámara que se sella cuando entra el gas. La varilla es empujada fuera del campo con una fuerza de torque proporcional a la concentración de O₂ en la muestra, para contrarrestar este torque el sistema genera una corriente de retroalimentación proporcional al torque y se mide por un voltaje de salida.
- **Medidor de flujo de la mezcla de gases:** Neumotacómetro Hans Rudolf Inc. 8300A, su principio de funcionamiento se basa en detectar la diferencia de presión que se crea en el flujo de gases al pasar por una malla muy fina, la diferencia de presión se convierte en una señal eléctrica proporcional al flujo de gases.

El metabolímetro posee una computadora provista de un programa, desarrollado también en la UAM-Iztapalapa, que permite realizar la calibración automática de los detectores, la programación de la frecuencia de los análisis, y el almacenamiento de detectores, la programación de la frecuencia de los análisis, y el almacenamiento de forma continua de los resultados de 11 líneas de muestreo. La calibración se realizó cada 4 horas mediante el suministro de flujos de N₂ y de una mezcla de CO₂ y O₂ de concentraciones conocidas.

222257

4.

***EQUIPO EMPLEADO EN
EL CO-COMPOSTEO***

4. EQUIPO EMPLEADO PARA EL CO-COMPOSTEO

Para realizar el co-composteo se emplearon columnas de fermentación de 50 g de capacidad (Raimbault, M. & Alazard, 1980), Figura 4.1. Cada columna se acopla a un humidificador de aire con el fin de evitar el secado del material empacado durante el proceso de co-composteo. También se emplearon biorreactores de acero inoxidable de 1 kg, Figura 4.2, y de 30 kg de capacidad, Figura 4.3b; tanto unos como otros cuentan con trampas de humedad colocadas en la parte inferior de la estructura del equipo.

El aire con que se alimentaron estos equipos se saturó previamente en humedad para evitar el secado del material. En la Figura 4.1 se muestra el humidificador empleado en las columnas de vidrio y en la Figura 4.2, se aprecia el empleado en los biorreactores de 1 kg de capacidad. Para saturar de humedad el aire de alimentación del biorreactor de 30 kg se empleó una autoclave modificada, lo cual permitió, también, controlar la temperatura del aire (Figura 4.3). En la Tabla 4.1 se resumen las características más importantes de los equipos empleados.

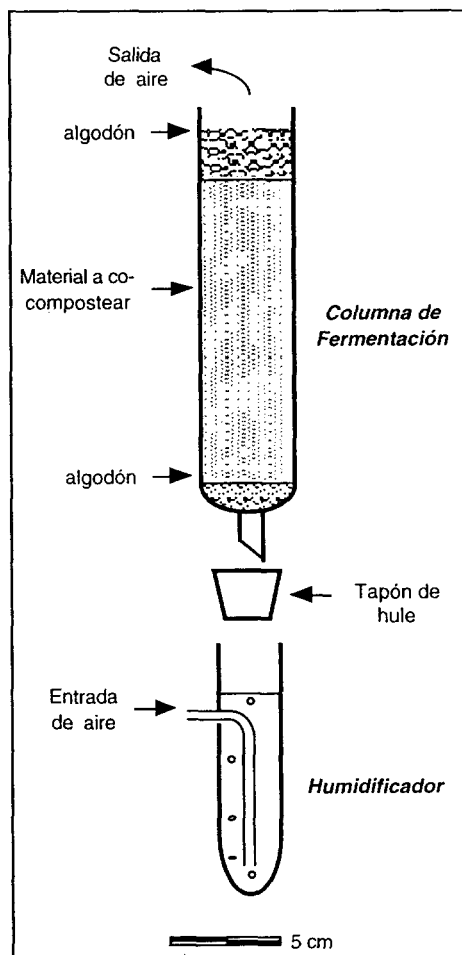


Figura 4.1. Columnas de fermentación y humidificador para realizar el proceso de co-composteo a escala laboratorio.

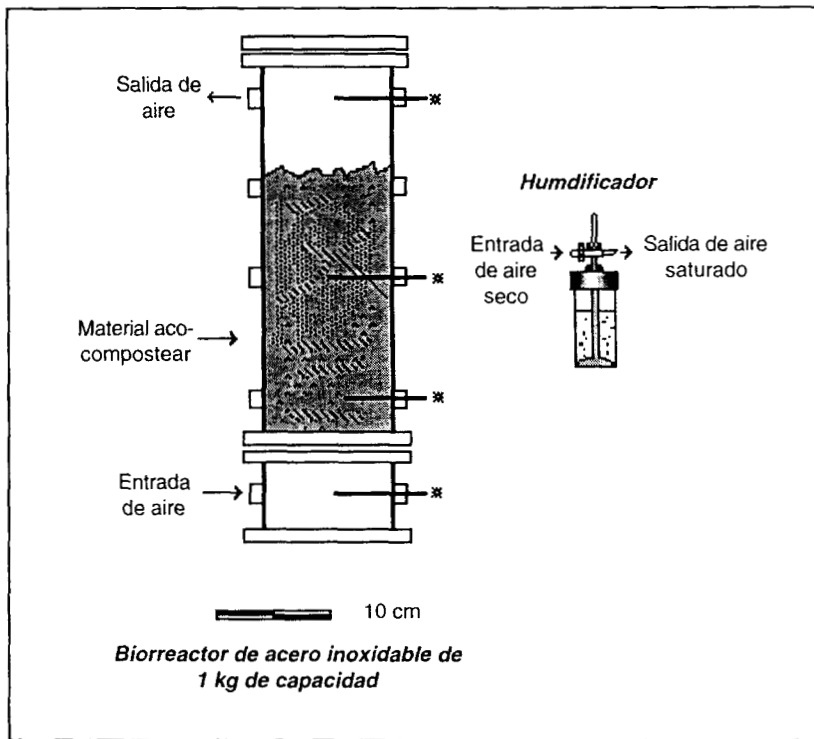


Figura 4.2. Biorreactor de acero inoxidable de 1 kg de capacidad para estudiar el co-composteo a escala laboratorio indicando la posición de los termopares (*)

Tabla 4.1. Características principales de los equipos empleados en el proceso de co-composteo

Equipo	Diámetro (m)	Altura (m)	Carga (kg)	Tipo de calentamiento
Columna de vidrio	0.035	0.15	0.05	Cámara
Biorreactor	0.110	0.28	0.864	Cámara
Biorreactor II	0.335	1.00	26.5	Chaqueta y calentamiento de aire

4.1. CONTROL DE LA TEMPERATURA.

Las columnas y los biorreactores de 1 kg se colocaron en una cámara con temperatura controlada. El aire de la cámara se calentó y se recirculó mediante un extractor y calefactor acoplados al sistema de distribución que posee la misma. De

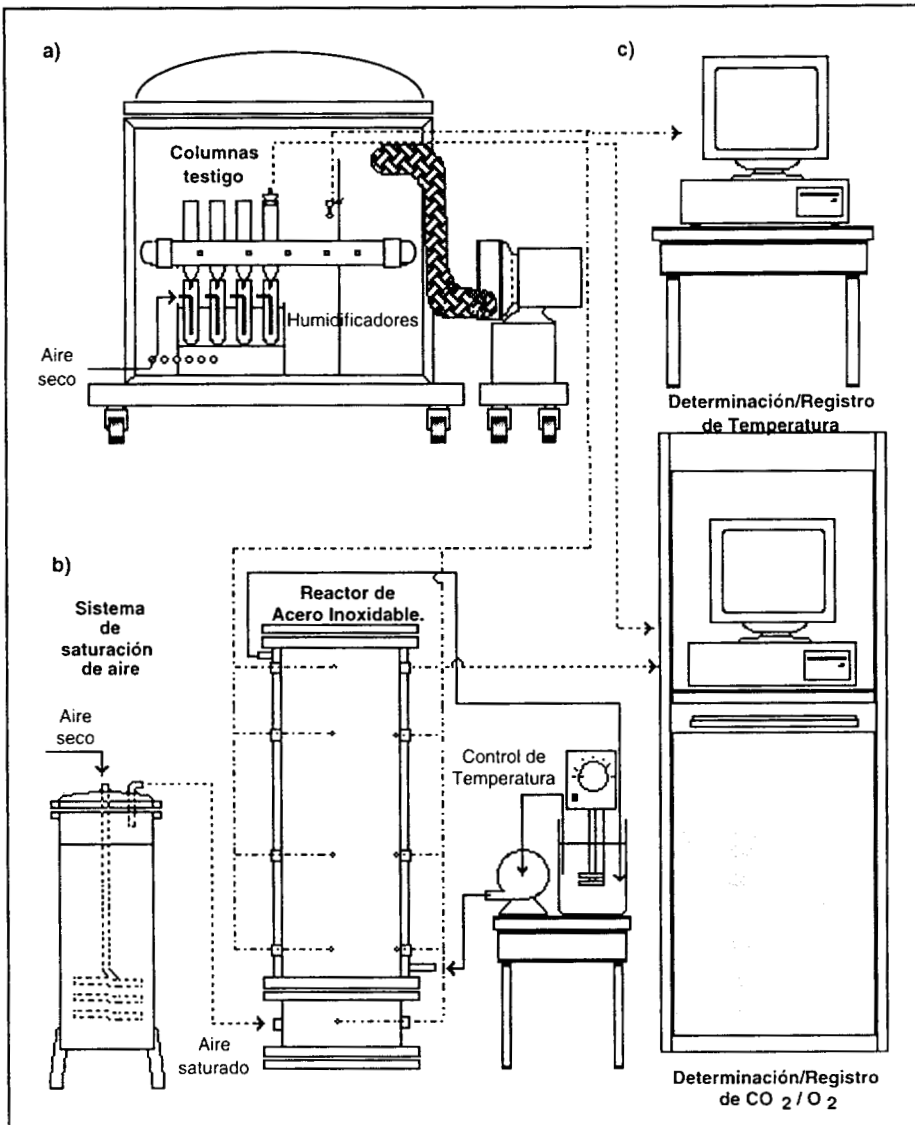


Figura 4.3. Sistema de co-composteo empleando un reactor de acero inoxidable de 30 kg de capacidad: **a)** Columnas testigo en la cámara de temperatura controlada; **b)** Biorreactor acoplado a sistema de saturación de aire de alimentación y sistema de recirculación de agua con control de temperatura; **c)** Instrumentos para la captura y registro de datos de temperatura y concentración de CO₂ y O₂.

este modo, las columnas siguieron la misma historia térmica que presentaron los biorreactores durante el co-composteo (Figura 4.4). La temperatura se monitoreó mediante un dispositivo de medición en línea de la temperatura del interior de la cámara.

El biorreactor de 30 kg cuenta con chaqueta, por lo que se acopló una bomba a un baño de temperatura para controlar la temperatura del biorreactor, Figura 4.2. Los termopares empleados se acoplaron en línea a una computadora y se empleó el software *Dastemp™* para registrar las temperaturas durante los experimentos realizados. El registro de temperaturas se realizó cada hora.

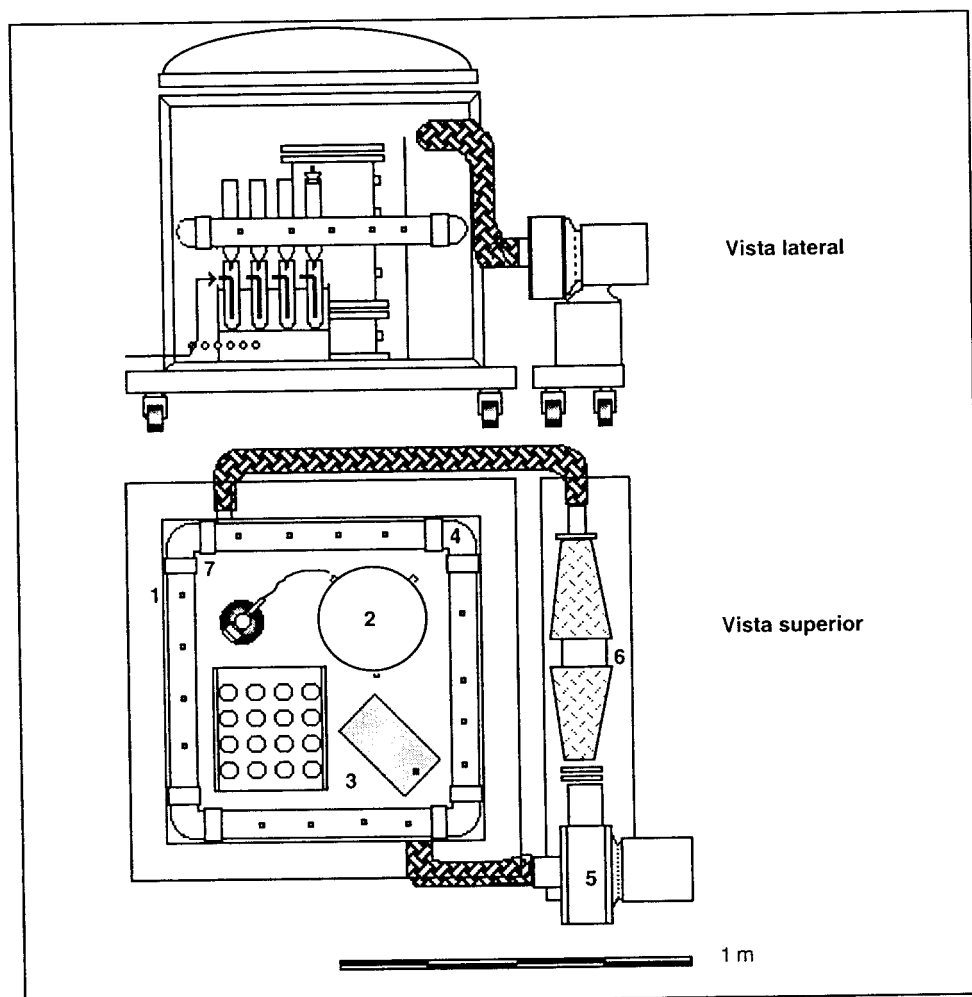


Figura 4.4. Cámara de control de temperatura: 1. Cámara de acrílico; 2. Biorreactor de acero inoxidable; 3. Columnas de fermentación tipo Raimbault; 4. Sistema de distribución de aire; 5. Recirculador de aire; 6. Calefactor de aire; 7. Humidificador para el biorreactor.

5. *DISEÑO DE LA COMPOSICIÓN DE LA MEZCLA EXPERIMENTAL PARA EL CO-COMPOSTEO*

5. DISEÑO DE LA COMPOSICIÓN DE LA MEZCLA EXPERIMENTAL PARA EL CO-COMPOSTEO

La degradación de los hidrocarburos depende de factores como la presencia de aceptores de electrones adecuados (el oxígeno en el caso de sistemas aerobios), de la presencia de agua suficiente para el crecimiento microbiano y la presencia de un sustrato susceptible de emplearse como fuente de carbono y energía, entre otros (Cookson, J.T., 1995). Por lo anterior, determinar las proporciones de los componentes de la mezcla experimental que contengan estos factores es importante.

5.1. METODOLOGÍA DE MEZCLAS EMPLEADA

5.1.1. DEFINICIÓN DE VARIABLES

El suelo contaminado tiene una capacidad de retención de agua (CRA) muy baja, 0.25 g H₂O/g Materia Seca (MS), lo cual significa que difícilmente podría alcanzar valores de humedad superiores al 20 %, sin escurrimiento. Entre el 17 % y el 20 % se tienen valores de a_w adecuados para el crecimiento microbiano (Du Preez *et al.*, 1992). Sin embargo, un rango de humedad tan pequeño resulta restrictivo para el proceso, ya que un descenso ligero en la humedad provocaría que la a_w disminuyera drásticamente, o bien, un aumento de la humedad provocaría escurrimiento del agua ocupando los espacios entre las partículas, disminuyendo así la transferencia de oxígeno en la masa.

El bagacillo de caña se utilizó como agente de volumen para facilitar la aireación y la incorporación de nutrientes y agua al medio. El bagacillo de caña tiene una CRA aproximada de 4 g H₂O/g MS, es decir, puede alcanzar valores de humedad cercanos al 80%, sin escurrimiento de agua. En este material los valores de a_w adecuados para el crecimiento microbiano se sitúan en un rango más amplio de humedad, que va del 40 al 80 %.

Como fuente de inóculo se añadieron lodos activados a la mezcla experimental, ya que se ha demostrado su efectividad en el co-composteo (Cole *et al.*, 1995; Beaudin *et al.*, 1996).

Los componentes de la mezcla se agruparon para hacer énfasis en aquellos que representan las fracciones más importantes. Así, la sacarosa, la urea y el fosfato de potasio dibásico se consideraron como parte del bagacillo de caña. Los lodos activados se tomaron como parte del suelo contaminado y la solución de sales minerales se incorporaron en la fracción de agua. De este modo se definieron únicamente tres fracciones principales: suelo contaminado, bagacillo de caña y agua.

Las variables de respuesta, actividad de agua (a_w) y porosidad (ϵ_o), son propiedades que dependen sólo de las cantidades relativas de los componentes de la mezcla. Para determinar la relación entre las variables de respuesta y la composición de la mezcla se empleó la metodología de superficie de respuesta (MSR) que se explica en este capítulo.

5.1.2. DELIMITACIÓN DEL ÁREA DE EXPERIMENTACIÓN

El universo de mezclas que se puede generar con los componentes citados se representa esquemáticamente mediante un diagrama de tres fases en la Figura 5.1, donde cada lado del triángulo representa cada uno de los componentes principales (en fracción), variando entre 0 y 1. Sin embargo, existe sólo un conjunto de mezclas que cumple con los requerimientos necesarios para llevar a cabo el proceso de co-composteo, es decir, garantizando la disponibilidad de agua, la aireación de la mezcla, y además, contener la mayor cantidad posible de suelo contaminado. Esta área delimitada, se muestra sombreada en la Figura 5.1 y sus límites son:

- | | |
|-----------------------------------|----------------|
| a) Fracción de suelo contaminado: | de 0.00 a 0.40 |
| b) Fracción de bagacillo de caña: | de 0.20 a 0.60 |
| c) Fracción de agua: | de 0.40 a 0.80 |

El área resultante debe muestrearse sistemáticamente para obtener las superficies de respuestas relativas a las variables a_w y ϵ_o . Para tal propósito se planearon los experimentos siguientes de acuerdo a un diseño del tipo Simplex-Centroide.

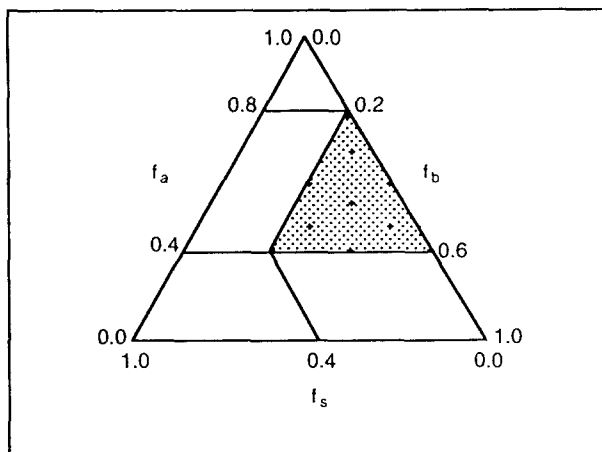


Figura 5.1 Diagrama de tres fases de las mezclas de suelo-bagacillo-agua que incluye el área de experimentación (□) y los puntos de muestreo de un diseño Simplex-Centroide. f_a , fracción de agua; f_b , fracción de bagacillo de caña; y f_s , fracción de suelo contaminado.

5.1.3. DISEÑO EXPERIMENTAL TIPO SIMPLEX-CENTROIDE

El diseño simplex-centroide se aplica en este tipo de análisis cuando se desea estudiar el efecto de los componentes de una mezcla sobre una variable de interés. Las proporciones de cada componente en la mezcla no son independientes entre sí, es decir, la variación en la proporción de uno afecta a las de los otros (Montgomery, 1991). Estos componentes cumplen la siguiente condición:

$$\sum x_i = 1 \quad (5.1)$$

si se aplica la condición anterior a la mezcla de estudio se genera la siguiente ecuación:

$$f_a + f_b + f_s = 1 \quad (5.2)$$

Cornell, (1981), propone un diseño simplex-centroide para seleccionar los puntos dentro del universo de mezclas (Figura 5.1) para formar la superficie de

respuesta. En la Tabla 5.1 se muestra la composición de cada punto seleccionados. La composición detallada de dichos puntos se muestra en el Anexo A.

El modelo estadístico para tratar este tipo de diseños experimentales ha sido propuesto, anteriormente por Scheffé, (1963), donde la ecuación general es la siguiente:

$$\eta = \sum_{i=1}^n \beta_i x_i + \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n \beta_{ij} x_i x_j + \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n \sum_{k=1}^n \beta_{ijk} x_i x_j x_k \quad (5.3)$$

Que en el caso de la mezcla suelo-bagacillo-agua se convierte, para la a_w en:

$$a_w = \beta_1 f_a + \beta_2 f_b + \beta_3 f_s + \beta_{12} f_a f_b + \beta_{13} f_a f_s + \beta_{23} f_b f_s + \beta_{123} f_a f_b f_s \quad (5.4)$$

y para la ε_o es:

$$\varepsilon_o = \lambda_1 f_a + \lambda_2 f_b + \lambda_3 f_s + \lambda_{12} f_a f_b + \lambda_{13} f_a f_s + \lambda_{23} f_b f_s + \lambda_{123} f_a f_b f_s \quad (5.5)$$

Obsérvese que las ecuaciones 5.3, 5.4 y 5.5 carecen de término independiente ya que la respuesta se considera sólo función de las fracciones de los componentes de la mezcla y de ningún factor ajeno a ellos.

5.2. EFECTO DEL BAGACILLO DE CAÑA, SUELO CONTAMINADO Y AGUA EN LA a_w Y LA ε_o DEL MEDIO DE CO-COMPOSTEO.

Los resultados obtenidos de la a_w y la ε_o se muestran en la Tabla 5.1. Los valores de los componentes corresponden a las mezclas planteadas y se expresan en fracción peso.

Tabla 5.1. Composiciones de los puntos de muestreo de acuerdo al diseño Simplex-centroide (expresadas en fracción másica), con los resultados de a_w y ε_o obtenidos experimentalmente.

Mezcla	Composiciones			a_w		ε_o	
	f_s	f_b	f_a	$\bar{x}$	$\sigma \cdot 10^3$	$\bar{x}$	$\sigma \cdot 10^2$
1	0.40	0.20	0.40	0.964	2.12	0.748	1.90
2	0.00	0.60	0.40	0.884	4.24	0.599	3.16
3	0.00	0.20	0.80	0.983	5.66	0.649	1.40
4	0.20	0.20	0.60	0.971	2.12	0.683	0.71
5	0.20	0.40	0.40	0.926	3.54	0.675	2.12
6	0.00	0.40	0.60	0.943	2.12	0.676	0.86
7	0.14	0.33	0.53	0.954	0.70	0.699	0.56
8	0.28	0.26	0.46	0.957	2.83	0.744	0.17
9	0.08	0.26	0.66	0.968	0.00	0.694	1.34
10	0.08	0.46	0.46	0.922	0.71	0.664	0.64

$\bar{x}$: Media de los valores experimentales.

σ : Desviación estándar de los valores experimentales

Los valores de a_w que se obtuvieron varían desde 0.884 hasta 0.983. La ε_o varía en un rango más amplio de valores que va desde 0.599 hasta 0.748, mayores al determinado en el suelo contaminado, 0.463. Esto significa que existe una mayor fracción de espacios vacíos con lo que se tendrá una mejor aireación en el material.

Los coeficientes de los términos de los modelos de regresión múltiple para a_w y ε_o fueron estimados por el paquete *Statistical Package for Social Sciences for Windows'95*, SPSS™ versión 7.5, y se presentan en las ecuaciones 5.6 y 5.7. Los valores del coeficiente de correlación (R^2) para ambos casos fue de 0.999, lo cual indica que los modelos explican significativamente las respectivas respuestas.

$$a_w = 0.99f_a + 0.71f_b + 1.25f_s + 0.32f_af_b - 0.50f_af_s - 1.05f_bf_s + 2.01f_af_bf_s \quad (5.6)$$

$$\varepsilon_o = 0.54f_a + 0.26f_b + 2.26f_s + 1.03f_af_b - 2.73f_af_s - 5.26f_bf_s + 11.64f_af_bf_s \quad (5.7)$$

A partir de estos modelos estadísticos se generaron valores de a_w y ϵ_o , para ello se emplearon composiciones que caen dentro del área experimental para obtener las superficies de respuesta correspondientes. El diseño simplex-centroide se puede interpretar como un sistema de coordenadas no ortogonales, es decir, que entre los ejes (cada lado del triángulo) no hay 90° de abertura. Por ello, para graficar las superficies a través del paquete *Surfer Access System versión 4.07 para DOS* se transformaron las coordenadas a un sistema ortogonal de acuerdo al procedimiento que se explica en el Anexo A.

En la Figura 5.2a se presentan las curvas de nivel que corresponden a la a_w . Se observa que este parámetro aumenta conforme aumenta la fracción de agua y de suelo. Sin embargo, existe una disminución de la a_w conforme aumenta la fracción de bagacillo de caña, esto se debe a que la fracción de agua retenida también disminuye.

La superficie de respuesta de la a_w (Figura 5.2b) muestra una zona con valores elevados donde la a_w varía poco. Esta región se ubica en valores de la fracción de agua elevados y de fracción de bagacillo bajos. Conforme la fracción de agua disminuye la superficie muestra un descenso, que se hace más pronunciado al disminuir la fracción de suelo contaminado.

En la Figura 5.2c se muestran las curvas de nivel que corresponden a la ϵ_o de la mezcla. Puede observarse que al disminuir la fracción de agua la ϵ_o aumenta, asimismo se incrementa cuando aumenta la fracción de suelo presente en la mezcla. De hecho, en la Figura 5.2c se observa que el mayor cambio en la ϵ_o se asocia a la variación de agua en la mezcla. Posiblemente, debido a que el volumen del bagacillo de caña aumenta en función del agua que absorbe.

La superficie de respuesta de la ϵ_o (Figura 5.2d) presenta la forma de una superficie curva a lo largo de su centro. En ella se aprecia un máximo de la ϵ_o cuando la fracción de agua es mínima (0.40) y la de suelo contaminado es máxima (0.40). La curvatura se hace más pronunciada conforme varía la fracción de bagacillo de caña (Figura 5.2d). Y además, la superficie desciende paulatinamente hasta que la fracción de agua alcanza su valor máximo (0.80).

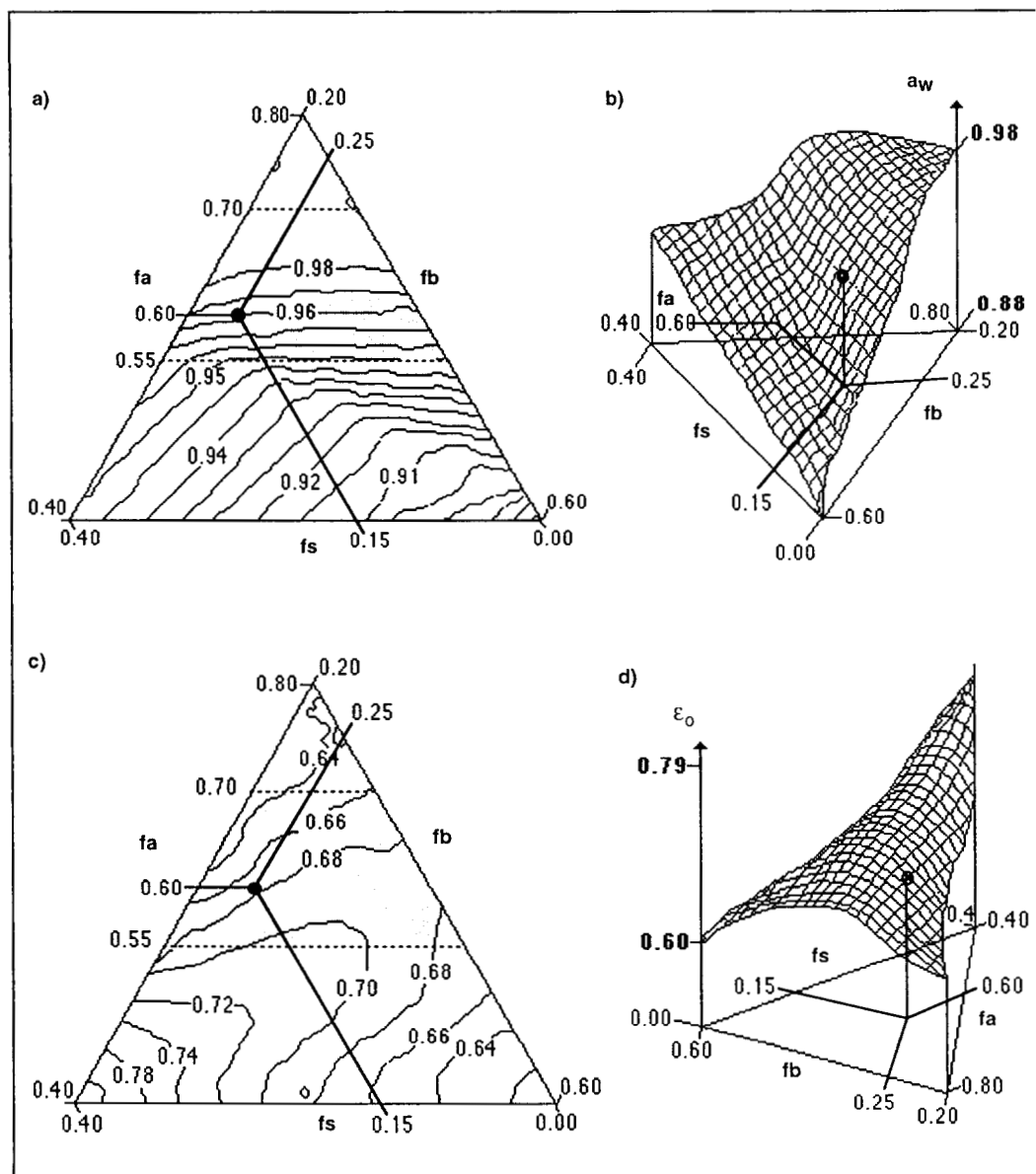


Figura 5.2. Curvas de nivel y superficie de respuesta de a_w (a y b) y para la ϵ_o (c y d) respectivamente. □ Area de operación; ● Punto de operación; f_a , fracción de agua; f_b , fracción de bagacillo de caña; y f_s , fracción de suelo contaminado.

5.3 DEFINICIÓN DE LAS CONDICIONES DE CO-COMPOSTEO

Las curvas de nivel de a_w (Figura 5.2a) muestran que no toda el área delimitada inicialmente cumple con las condiciones adecuadas para el crecimiento microbiano, por lo cual fue necesario definir una zona segura de operación dentro del área experimental analizada.

Considerando que los valores de a_w más adecuados para el crecimiento microbiano se encuentran por encima de 0.95 se establece que el límite inferior de la fracción de agua sea de 0.55 (Figura 5.2a). El límite superior se fija en función de experimentos futuros en los que se emplearán tamaños de partícula mayores para la preparación de la mezcla de co-composteo. El tamaño promedio de partícula de bagacillo de caña más grande que se empleará es de 6.5 mm, el cual retiene una fracción máxima de agua de 0.66, aproximadamente, como se aprecia en la Figura 5.3.

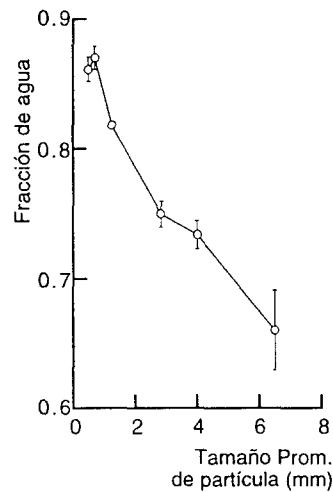


Figura 5.3. Capacidad de retención de agua en función del diámetro promedio de partícula de bagacillo de caña

De esta forma, la zona segura de operación queda limitada por las siguientes cotas:

- a) Fracción de agua: de 0.55 a 0.70,
- b) Fracción de bagacillo de caña: de 0.20 a 0.45,
- c) Fracción de suelo contaminado: de 0.00 a 0.25,

según se aprecia como el área sombreada en las Figuras 2a y c.

La ε_0 dentro de esta área (Figura 5.2c) presenta valores de 0.64 a 0.70. La zona segura de operación se coloca a un lado del máximo de la superficie de respuesta, es decir, no atraviesa la curva central (Figura 5.2d).

Dentro de esta área se seleccionó el punto de operación que corresponde a la siguiente composición: fracción de agua, 0.60; suelo contaminado, 0.15; y bagacillo de caña, 0.25. En la Tabla 5.2 se muestra la composición detallada de la mezcla en el punto de operación seleccionado que se señala en las Figs. 5.2a, b, c y d. La selección del punto de operación se basó en el hecho de que la mezcla debe contener la mayor cantidad de suelo posible. Dentro de ésta las combinaciones que contienen la mayor fracción de suelo contaminado se localizan en el lado izquierdo del diagrama de fases y cercano al límite inferior (Figuras 5.2a y c).

Tabla 5.2. Composición detallada de la mezcla experimental en el punto de operación seleccionado para el co-composteo

Componente principal	Componente	Subfracción	Fracción
f_b	Bagacillo de caña	0.14	0.25
	Sacarosa	0.07	
	K_2HPO_4 y urea	0.04	
f_s	Suelo contaminado	0.13	0.15
	Lodos activados	0.02	
f_a	Agua	0.597	0.60
	Sales minerales	0.003	

Esta mezcla mantiene una relación en peso bagacillo de caña a suelo contaminado aproximada de 1 a 1, lo cual concuerda con lo que se indica en la literatura (Beaudin, *et al.*, 1996; Breitung, *et al.*, 1996; Cole, *et al.*, 1995). Donde se han empleado relaciones en peso de agente de volumen a suelo contaminado semejantes. Siendo el agente de volumen basura de jardines, la cual incluye, hojas y varas, o bien, compostas de distintos orígenes.

5.4. CONCLUSIONES

El uso de la MSR para predecir el comportamiento de a_w y de la ϵ_0 de una mezcla compleja en función de su composición y permite una mejor planeación de los experimentos de degradación por co-composteo. Esto implica un ahorro tanto económico como en horas de trabajo, ya que sustituye los métodos de ensayo y error para encontrar una zona segura para llevar a cabo el co-composteo.

De la evidencia experimental se puede concluir que las mezclas que se encuentren en el área de operación se tendrán niveles de a_w adecuados para el crecimiento de microorganismos. La mezcla seleccionada para la realización de la siguiente parte experimental contendrá las fracciones principales de: 0.15 de suelo contaminado con hidrocarburos, 0.25 de bagacillo de caña y 0.60 de agua. Con lo cual se alcanza el primer objetivo específico de la presente tesis, el diseño de una mezcla modelo para el co-composteo.

*... pero se dejó llevar por su convicción de que los seres humanos no
nacen para siempre el día en que sus madres los alumbran, sino que la
vida los obliga otra vez y muchas veces a parirse a sí mismos...*

*Gabriel García Márquez,
"El amor en los tiempos del cólera", 1985.*

6. BIODEGRADACIÓN DE HIDROCARBUROS A ESCALA LABORATORIO

6. BIODEGRADACIÓN DE HIDROCARBUROS A ESCALA LABORATORIO

Antes de llevar a cabo el escalamiento de un proceso biotecnológico debe estudiarse detenidamente para establecer la estrategia más adecuada para realizar el cambio de escala (Lonsane *et al.*, 1992; Kossen, 1994). La aireación en los sistemas de biorremediación de suelos es muy importante (Cookson, 1995), por ello en el presente capítulo se describe el estudio del efecto de la aireación sobre la degradación de los hidrocarburos presentes involucrando parámetros que incluyen términos de escala. Para realizar los experimentos a nivel laboratorio la mezcla experimental diseñada en el capítulo anterior satisface los requerimientos de disponibilidad de agua y nutrientes para la actividad microbiana.

La aireación en un lecho empacado depende del gasto de aire, de la ε_o de la mezcla, y de la relación entre ellos. Para mejorar la aireación en un lecho empacado se pueden seguir dos estrategias, la primera es aumentar el gasto de aire que atraviesa el lecho, y la segunda, aumentar el tamaño de la partícula empacada con lo que se incrementa la ε_o . Un medio para estimar la aireación en un empaque es a través del número de Reynolds (N_{Re}) que es un relación adimensional definida para lechos empacados como sigue (Levenspiel, 1993):

$$N_{Re} = \frac{d_p \rho_g v_g}{\varepsilon_o \mu_g} \quad (6.1)$$

donde:

N_{Re} : Número de Reynolds	v_g : Velocidad de la corriente de aire
d_p : Diámetro promedio de partícula	ε_o : Porosidad
ρ_g : Densidad del aire	μ_g : Viscosidad del aire

en este número se expresa la relación de las fuerzas inerciales a las fuerzas viscosas de la corriente gaseosa que atraviesa el lecho, es decir, la relación de las fuerzas que dominan el movimiento del aire a aquellas que impiden ese movimiento a través del lecho empacado. Los valores empleados para calcular el N_{Re} se muestran en la

Tabla B.1, del Anexo B. Así, modificando el N_{Re} pueden obtenerse distintos niveles de aireación.

El calentamiento que se presenta en los procesos de composteo puede tener un efecto importante sobre la biodegradación de los hidrocarburos. Para plantear las condiciones en las cuales se llevaron a cabo el presente estudio se realizó un experimento inicial para conocer la efecto del control de la temperatura en la biodegradación de los hidrocarburos.

La biodegradación de los hidrocarburos en la mezcla es el parámetro más importante del proceso ya que se empleará para determinar si existe un efecto del control de la temperatura y del N_{Re} para poder emplearlos como un criterio de escalamiento.

6.1. EVALUACIÓN DEL EFECTO DEL CONTROL DE LA TEMPERATURA.

Para evaluar este efecto se realizaron dos experimentos uno con control y otro sin control de la temperatura del proceso. Se realizó una cinética de biodegradación de hidrocarburos en columnas de vidrio de 50 g de capacidad y un biorreactor de acero inoxidable de 0.864 kg de capacidad para cada experimento. El biorreactor y las columnas se empacaron con el mismo material, y se operaron en condiciones iguales, como se muestra en la Tabla 6.1. El primer experimento se llevó a cabo controlando la temperatura de la cámara, ésta se calentó tanto como la temperatura más caliente en el biorreactor de modo que el interior de la cámara se tuviera una temperatura igual, o cuando más, 4°C por debajo de esta temperatura, que se definió como temperatura de referencia.

El segundo experimento se llevó a cabo sin control de la temperatura de la cámara, es decir, la temperatura interior de la cámara siguió los perfiles de temperatura del ambiente exterior a la cámara. Las condiciones de operación para este experimento se muestran en la Tabla 6.1. El tiempo de co-composteo fue de 150 h para todos los casos, manteniendo constante la aireación correspondiente. El muestreo de las columnas se realizó a intervalos regulares de tiempo. A cada una se le determinó a_w , humedad, pH, pérdida de materia seca (PMS), producción de CO_2 , temperatura y cantidad de hidrocarburos totales.

Tabla 6.1. Condiciones de operación para columnas y biorreactores en la evaluación del efecto del control de la temperatura sobre la biodegradación de los hidrocarburos.

Control de Temperatura	A	B
Gasto específico de aire (vkgm) [†]	2.44	2.33
Diámetro de partícula (mm)	1.60	3.55
Porosidad (ϵ_o) ^{††}	0.75	0.72
N_{Re}	0.34	0.86
Densidad de empaque (kg/m ³)	350	350
Tiempo de operación (h)	150	150

A: Con control de temperatura

B: Sin control de temperatura

[†]: vkgm : volumen de aire por kilogramo de materia por minuto

^{††}: Medida en este trabajo

6.1.1. RESULTADOS DE TEMPERATURA

En la Figura 6.1 se muestra la evolución de la temperatura durante el co-composteo. La temperatura a la que fueron incubadas las columnas de vidrio en el experimento realizado con control de la temperatura de la cámara siguió un perfil semejante a la temperatura de referencia del biorreactor (Figura 6.1a). Las temperaturas más altas fueron de 30.6°C para las columnas y de 38.3°C para el biorreactor entre las 40 h y 75 h, aproximadamente. Por ello puede suponerse que la actividad microbiana en las columnas y en el biorreactor fue semejante. Presentándose, probablemente, una sucesión de poblaciones microbianas promovida por la temperatura. En el segundo caso, las columnas muestran las oscilaciones que presentó la temperatura del ambiente exterior de la cámara (Figura 6.1b). Esta es la diferencia más importante entre los dos grupos, ya que de este modo la actividad microbiana en las columnas, posiblemente, fue distinta a la del biorreactor.

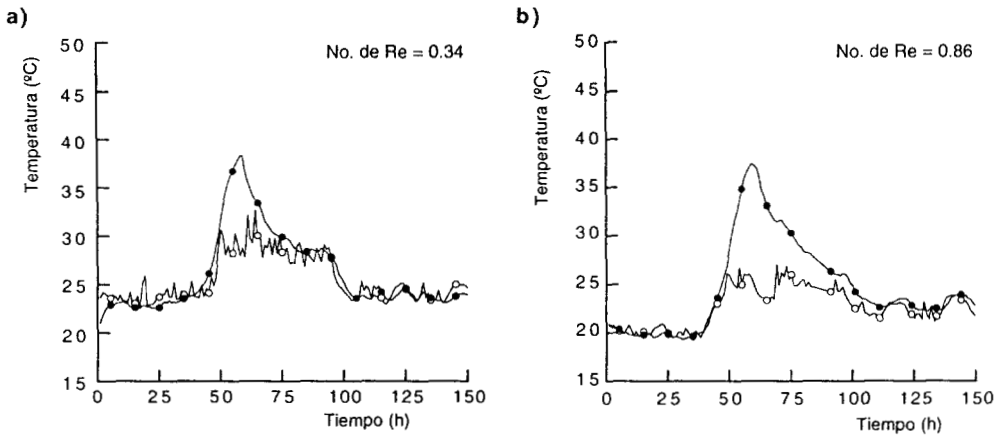


Figura 6.1. Evolución de la temperatura para los N_{Re} 0.34 (a) y 0.86 (b) en columnas (○) y de la temperatura de referencia (●).

6.1.2. FACTORES FÍSICOQUÍMICOS DETERMINADOS (a_w , HUMEDAD, pH, PRODUCCIÓN DE CO_2 Y PÉRDIDA DE MATERIA SECA)

En la Figura 6.2 se muestran los parámetros determinados durante el tiempo de co-composteo. En la Figura 6.2a se muestra la evolución de la humedad en el tiempo, en ambos casos se inicia con valores cercanos al 60 % y su evolución es semejante. La a_w presentó valores iniciales de 0.973 y 0.969 para los casos con (A) y sin (B) control de temperatura, respectivamente, mostrando una variación semejante durante el co-composteo (Figura 6.2b).

La a_w y la humedad disminuyeron en las primeras 25 h debido, posiblemente, a un efecto de secado por la corriente de aire que atraviesa la masa. La cantidad de agua aumenta al transcurrir el tiempo debido al desarrollo de la población microbiana y la producción de vapor de agua propio de un metabolismo respiratorio (Durand & Chereau, 1988). Hacia el final del co-composteo la actividad microbiana disminuye con lo cual la cantidad de agua en la matriz sólida también disminuye. En la literatura se han reportado comportamientos semejantes de humedad y a_w para sistemas de composteo (Cooperband & Middleton, 1996; Papadimitriou & Balis, 1996).

El pH inicial fue de 5.96 y 6.75 para los casos A y B, respectivamente (Figura 6.2c). Durante el co-composteo los valores de pH se mantuvieron en el mismo intervalo. El pH más adecuado para el crecimiento microbiano se encuentra siempre en un rango de 3 a 4 unidades de pH, y que en el caso de la FMS, las bacterias presentan un mejor crecimiento cuando el pH se sitúa entre 6.5 y 7.5, sin embargo pueden crecer en un rango de 4 a 9 de pH; y los hongos filamentosos crecen en un rango más amplio de 2 a 9 de pH (Prior *et al.*, 1992).

En la Figura 6.2d se observa la producción de CO₂ durante el co-composteo. La mayor producción de CO₂ se presentó a las 55 h aproximadamente, para el caso A, alcanzando niveles de producción de 2.49. En el caso B, la máxima producción de CO₂ se presentó a las 60 h, alcanzando niveles de 2.1 %. La cantidad total de CO₂ producido en 150 h de co-composteo fue de 250.75 y 424.64 mg CO₂/g MSI, para los casos A y B, respectivamente.

La producción de CO₂ es la evidencia más palpable de la actividad microbiana en la mezcla. Los microorganismos consumen los azúcares y la mayoría de los hidrocarburos presentes, alifáticos y aromáticos, para la formación de biomasa y la generación de energía para su mantenimiento. El periodo de mayor producción de CO₂ de las columnas monitoreadas coincide con el aumento de la a_w y la humedad, y el punto donde la pérdida de materia seca ocurre con mayor velocidad. El periodo de mayor actividad microbiana en el caso B se presentó 5 h más tarde que en el caso A, posiblemente, debido a que al existir un mayor espacio interpartícula el calor generado se disipó más rápidamente enfriando el empaque y disminuyendo la actividad microbiana.

El CO₂ producido proviene también del bagacillo de caña que se consume durante el co-composteo, lo cual se refleja en la pérdida de materia seca. La Figura 6.2e muestra la evolución de este parámetro para los casos A y B. Se aprecia que en las primeras 72 h se alcanzó el mayor nivel de PMS de 17.73 %, en ambos casos.

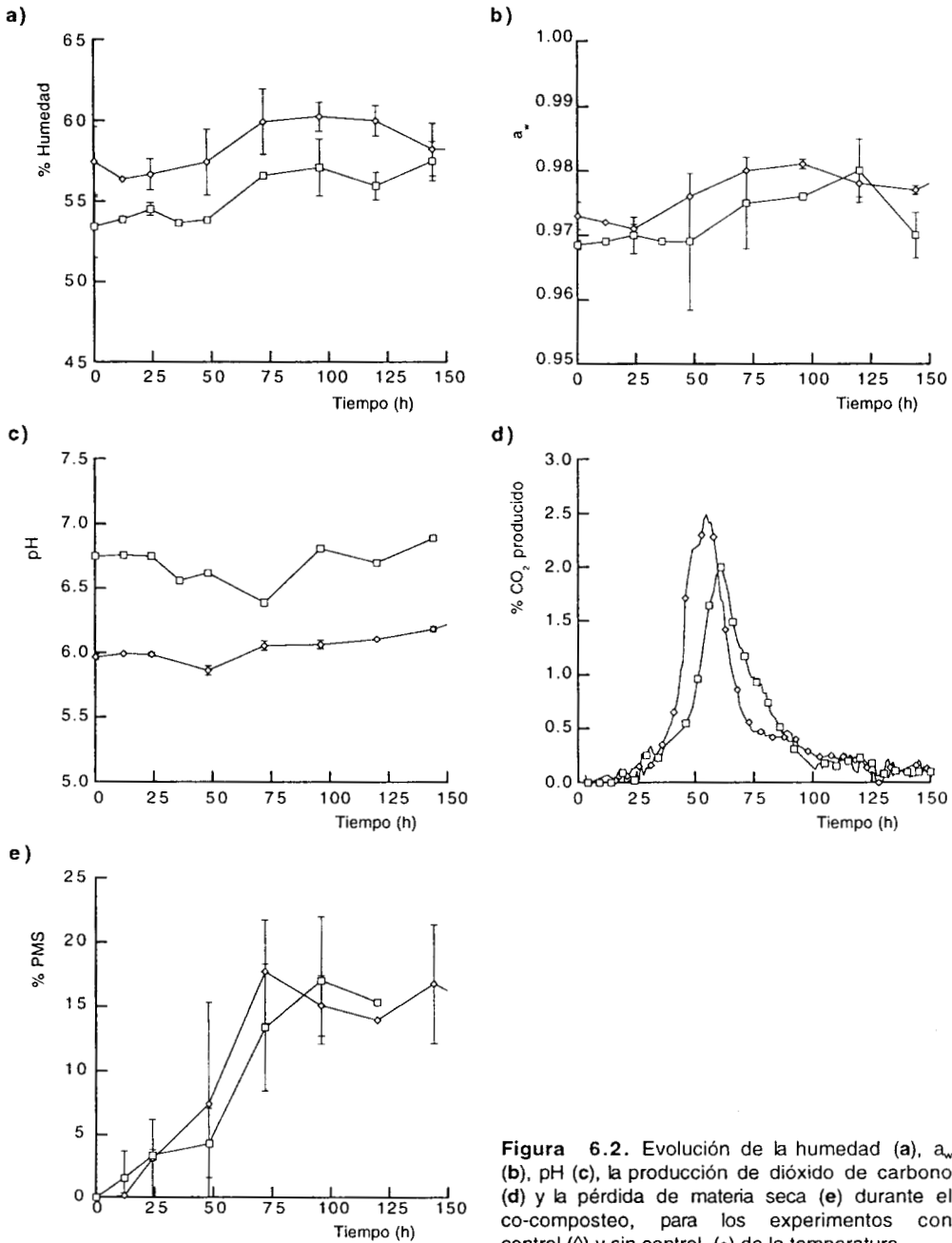


Figura 6.2. Evolución de la humedad (a), a_w (b), pH (c), la producción de dióxido de carbono (d) y la pérdida de materia seca (e) durante el co-composteo, para los experimentos con control (o) y sin control (□) de la temperatura.

6.1.3. BIODEGRADACIÓN DE HIDROCARBUROS

La biodegradación de hidrocarburos presentó perfiles semejantes (Figura 6.3). Sin embargo, en el caso A la biodegradación ocurrió con una mayor velocidad, 0.25 mg Hid./g MSI*h, que en el segundo caso, 0.10 mg Hid./g MSI*h en las primeras 96 h. La biodegradación alcanzada en 150 h fue de $61.2 \pm 5.3 \%$ y $53.9 \pm 10 \%$, para los casos A y B, respectivamente. Posiblemente, al controlar la temperatura con que se realizó el proceso (N_{Re} 0.34) se favoreció la aparición de poblaciones nuevas con cualidades para degradar hidrocarburos mejores que las que se presentaron en el experimento no controlado (N_{Re} 0.86). Las condiciones de aireación en ambos experimentos fue semejante ya que el gasto de aire y la ϵ_o presentaron valores similares (Tabla 6.1). Esto significa que el control de la temperatura juega un papel importante en la biodegradación (Cookson, 1995).

De acuerdo a los resultados anteriores, los experimentos realizados para evaluar el efecto del N_{Re} se efectuaron controlando la temperatura de la cámara para seguir un perfil térmico semejante al del biorreactor de lecho empacado.

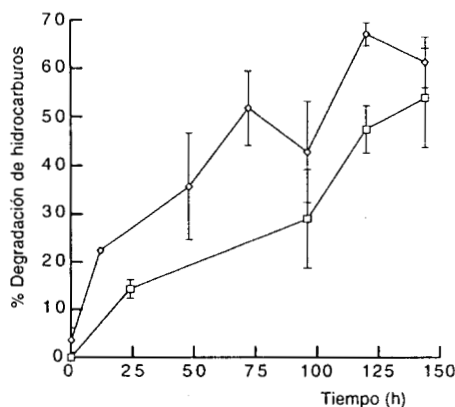


Figura 6.3. Biodegradación de hidrocarburos durante el co-composteo para diferentes casos de N_{Re} : 0.34 (Δ) y 0.86 ($\circ$).

6.2. EVALUACIÓN DEL EFECTO DEL NÚMERO DE REYNOLDS

Se plantearon cuatro niveles de N_{Re} que se especifican en la Tabla 6.2. Estos se obtuvieron al modificar el tamaño de la partícula de bagacillo de caña y el gasto de aire. El material empacado se preparó de acuerdo a la composición indicada en el capítulo anterior y la densidad de empaque se mantuvo constante en todos los casos. Se determinaron los mismos parámetros que en los experimentos de evaluación del efecto del control de la temperatura.

6.2.1. TEMPERATURA

En la Figura 6.4 se muestra la evolución de la temperatura en los distintos casos probados. En el caso de N_{Re} 0.0 la temperatura de las columnas y el biorreactor siguieron el perfil del ambiente externo a la cámara. Se pueden observar claramente las oscilaciones en la temperatura entre el día y la noche (Figura 6.4a). En los otros casos, N_{Re} 0.17, 0.34 y 1.19, las columnas presentaron un periodo de calentamiento marcado por la temperatura de referencia, Figuras 6.4b, c y d, respectivamente. En el caso de N_{Re} de 0.17 y 0.34 el periodo de calentamiento se observó entre las 50 y 60 h, alcanzando temperaturas de 35 y 30°C en las columnas y de 45 y 38.2°C para los biorreactores en cada caso. En el último caso, las temperaturas más altas fueron 33 y 37.5°C para las columnas y el biorreactor, respectivamente. En este caso el periodo de calentamiento se presentó más tarde, entre las 70 y 75 h, hacia el final del experimento la temperatura promedio fue de 27°C, 5° más arriba de la temperatura inicial.

Conforme aumentó el N_{Re} la temperatura máxima alcanzada por los biorreactores fue disminuyendo y presentándose cada vez más tarde, lo cual significa, que se removió una mayor cantidad de calor producido al aumentar la tasa de aireación y la ϵ_o del medio. Esto ha sido aprovechado anteriormente para controlar el calor acumulado en sistemas de co-composteo siguiendo la estrategia de aumentar la tasa de aireación en los periodos de calentamiento (Beaudin et al., 1996).

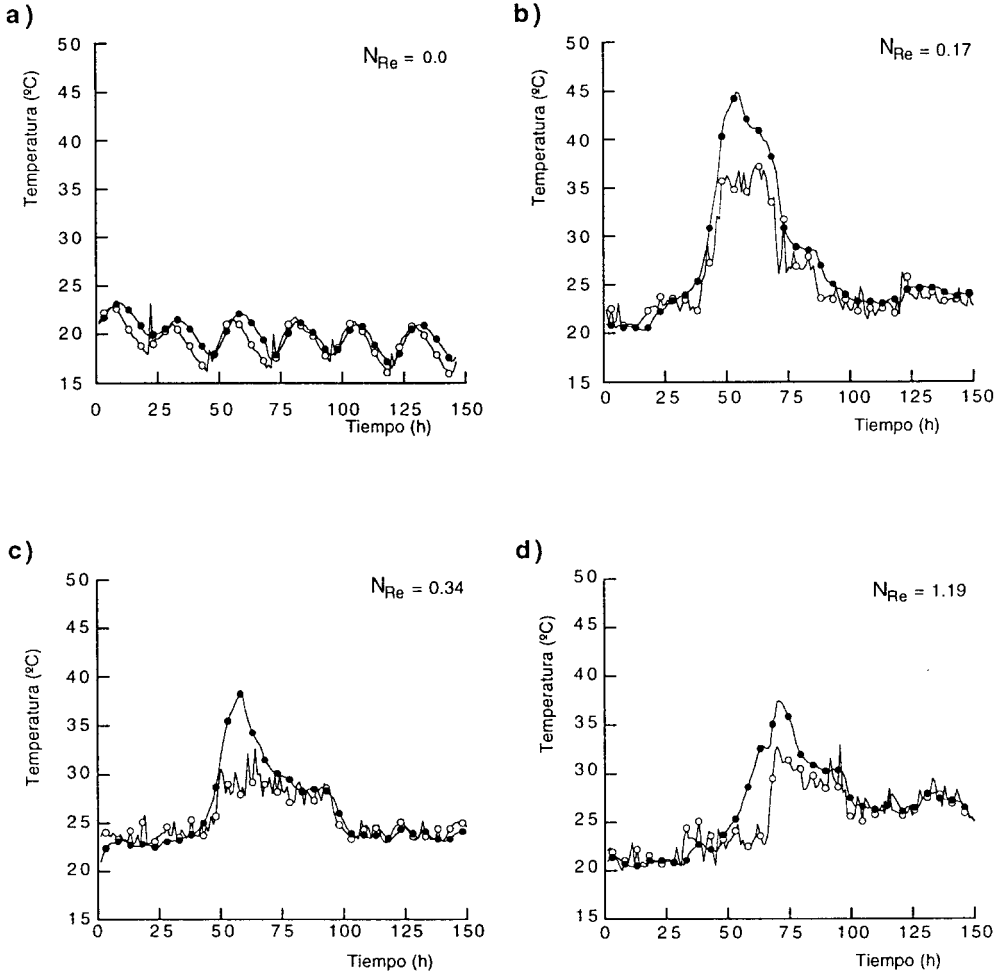


Figura 6.4. Evolución de la temperatura en las columnas (○) y temperatura de referencia (●) empleados, operados a distintos N_{Re} .

Tabla 6.2. Niveles de N_{Re} en los experimentos para estudiar su efecto en la biodegradación de hidrocarburos.

Diámetro de partícula (m)	Velocidad del gas (m/s)	ε_o †	N_{Re}
6.95×10^{-4}	0.00	0.69	0.00
6.95×10^{-4}	3.33×10^{-3}	0.69	0.17
1.60×10^{-3}	3.19×10^{-3}	0.75	0.34
4.06×10^{-3}	4.27×10^{-3}	0.73	1.19

†: Medida en este trabajo.

6.2.2. FACTORES FISICOQUÍMICOS DETERMINADOS

La a_w , humedad y pH mostraron un comportamiento semejante al observado en los experimentos descritos en la sección anterior. Los valores iniciales de a_w y humedad presentaron un valor promedio de 0.97 ± 0.002 y 57.7 ± 1.4 , respectivamente, mostrándose una disminución en sus valores durante las primeras 50 h (Figura 6.5a y b). El pH inicial fue de 5.96 ± 0.65 en los casos de N_{Re} 0.17, 0.34 y 1.19, y en N_{Re} 0.0 el pH inicial fue menor a 5 manteniéndose cercano a este valor durante el co-composteo (Figura 6.5c).

La evolución de la PMS se muestra en la Figura 6.5d y se puede apreciar que en las 150 h de co-composteo se obtuvieron valores semejantes, 16.56 ± 2.01 %. Aproximadamente, el 17 % de PMS se alcanzó en 75 h en los casos de N_{Re} de 0.17 y 0.34, y hasta las 150 h en el caso de N_{Re} 1.19. Como ya se dijo en la sección anterior la PMS refleja el consumo de las fuentes de carbono presentes en el medio que salen del sistema como CO_2 y vapor de agua, principalmente. La relación entre la PMS y la cantidad de CO_2 producida en 150 h se muestra gráficamente en la Figura 6.7.

La producción de CO_2 durante el co-composteo se muestra en la Figura 6.7a. En el caso de N_{Re} 0.0 la producción de CO_2 no fue monitoreada. La máxima producción de CO_2 se presenta cada vez más tarde conforme el N_{Re} aumenta y disminuye la cantidad porcentual observada, esto se debe a que la cantidad de CO_2 presente en la salida de gases de las columnas depende de su gasto de alimentación, ya que el CO_2 producido se diluye en él. Por ello, los valores máximos de CO_2 expresados en relaciones porcentuales disminuyen conforme aumentaba el gasto de alimentación. Sin embargo, la cantidad de CO_2 producida en 150 h es similar en los

tres casos, 250.75, 277.7 y 262.34 mg CO₂/g MSI, para los N_{Re} de 0.17, 0.34 y 1.19, respectivamente, como se muestra en la Figura 6.7b. La velocidad de producción de CO₂ durante el periodo de mayor actividad microbiana es similar en los dos primeros casos, 7.85 y 7.30 mg CO₂/g MSI*h, respectivamente. En el tercer caso, la velocidad de producción fue menor, 4.85 mg CO₂/g MSI*h, durante dicho periodo pero se mantiene una producción más alta después de éste en comparación con los otros casos.

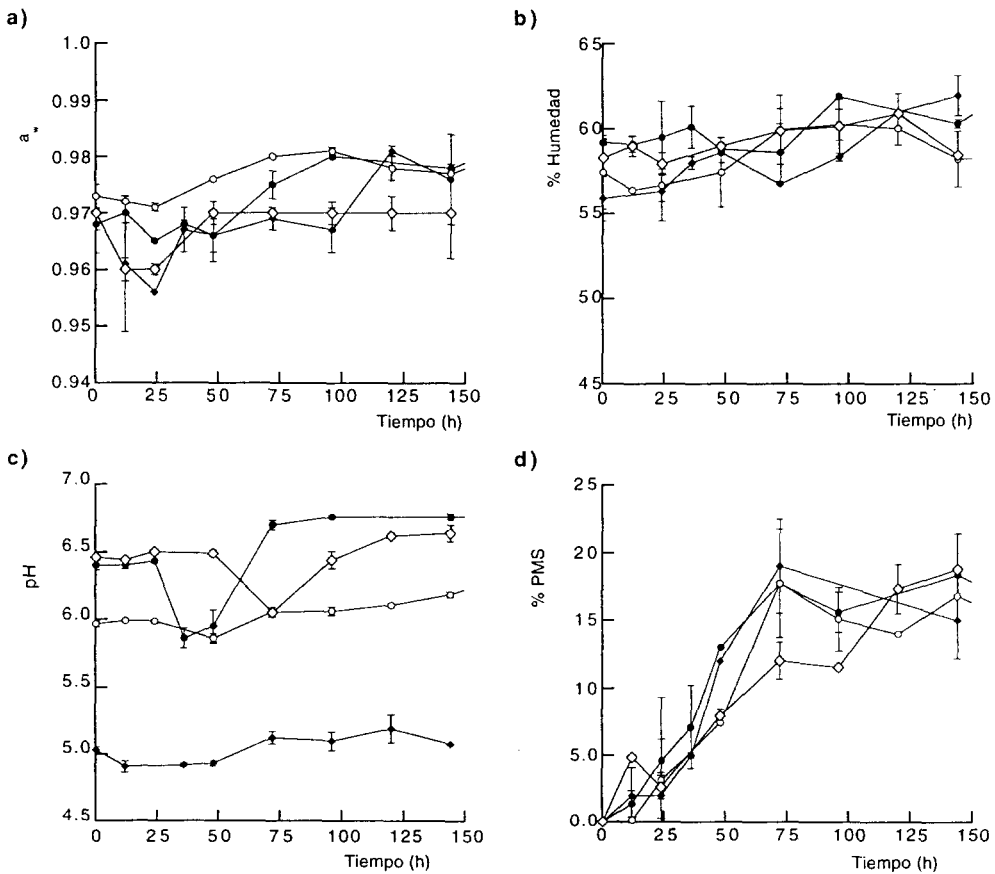


Figura 6.5. Evaluación de los parámetros evaluados durante el co-composteo realizado a distintas condiciones de N_{Re}: 0.0 (□), 0.17 (●), 0.34 (○) y 1.19 (◇)

La cantidad de CO_2 producido se debe al proceso respiratorio de los microorganismos presentes en el empaque con lo cual obtienen energía y generan biomasa. Si sólo produjeran energía, la materia seca perdida coincidiría con la cantidad de CO_2 producido durante el proceso (Figura 6.6). Sin embargo, se aprecia una mayor producción de CO_2 la cual debe estar vinculada con la biomasa generada durante el co-composteo.

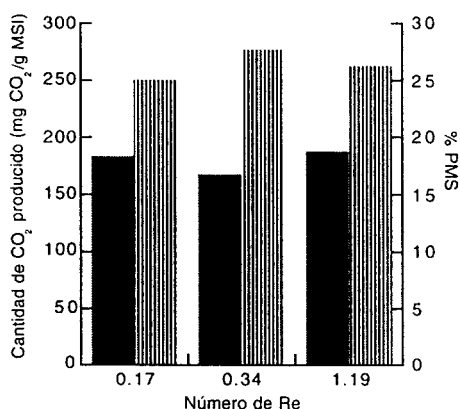
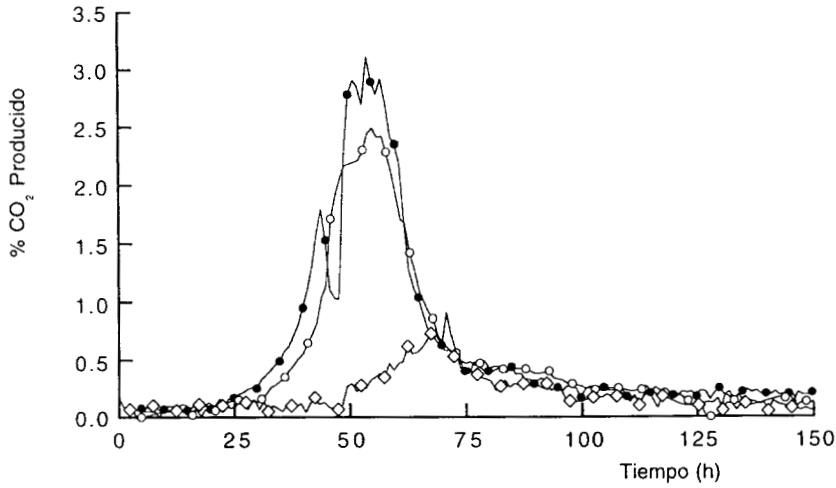


Figura 6.6. Relación entre la pérdida de materia seca (■) y la cantidad de CO_2 producida (▨) en 150 h de co-composteo.

a)



b)

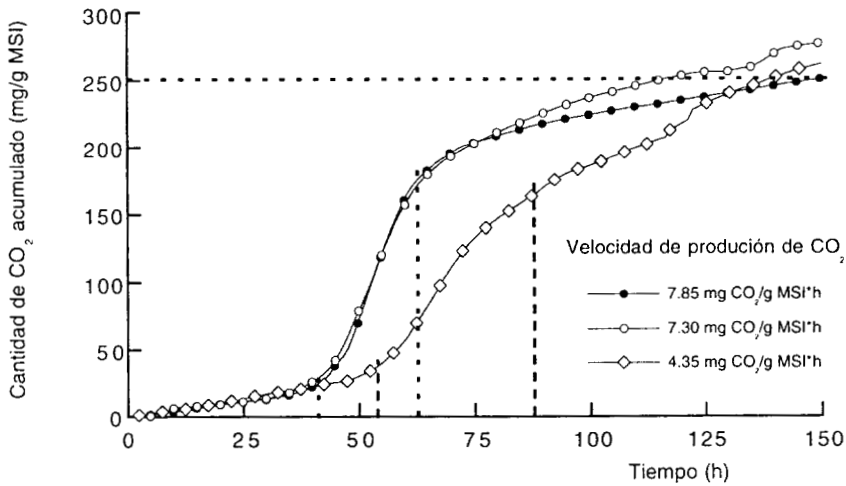


Figura 6.7. Producción (a) y acumulación (b) de CO_2 durante el co-composteo realizado a distintas condiciones de N_{Re} : 0.17 (●), 0.34 (○) y 1.19 (◇)

6.2.3. BIODERADACIÓN DE HIDROCARBUROS

La biodegradación de hidrocarburos durante el co-composteo se muestra en la Figura 6.8. Las concentraciones iniciales de hidrocarburos en la mezcla experimental fueron de $55,000 \pm 2,000$, $47,800 \pm 15,176$, $56,348 \pm 1,470$ y $71,340 \pm 9,000$ ppm para los N_{Re} de 0.0, 0.17, 0.34 y 1.19, respectivamente. Se biodegradaron un 16.9 ± 0.9 , 25.9 ± 7.4 , 61.2 ± 5.2 y 64.4 ± 6.3 %, de los hidrocarburos iniciales en los experimentos de N_{Re} 0.0, 0.17, 0.34 y 1.19, respectivamente. En los primeros dos casos, la biodegradación de los hidrocarburos presenta una gran dispersión de los resultados, e incluso, no presenta una degradación de hidrocarburos definida. En los otros dos la variación de los resultados fue menor y se observa que a las 30 h de co-composteo la biodegradación de hidrocarburos alcanzó valores cercanos al 50 %, después el aumento fue menos marcado.

Para comparar estadísticamente los resultados de biodegradación encontrados se utilizaron pruebas de t-student debido al reducido número de datos disponibles. Se encontró que los experimentos realizados a N_{Re} 0.0 y 0.17 no eran distintos entre sí con una significancia de 0.05. Asimismo, los experimentos realizados a N_{Re} 0.34 y 1.19 no fueron distintos significativamente entre sí. Las comparaciones se realizaron en el paquete estadístico InStat™ versión 2.03 para Macintosh.

Al graficar la biodegradación alcanzada en 150 h contra el N_{Re} al que se realizó el proceso se puede observar la separación de los experimentos en dos grupos, el primero que se encuentra por debajo de N_{Re} de 0.26 donde la biodegradación no alcanza el 50 %; y aquel que se halla por encima de este valor donde se observan niveles de biodegradación por encima de 50 % (Figura 6.9).

Por otra parte, Breitung *et al.*, (1996), al estudiar el co-composteo de suelo contaminado con 2,4,6-trinitrotolueno encontró una biodegradación del 64 %, aproximadamente, en 7 días, empleando un sistema aireado cuyo régimen de turbulencia correspondía a un N_{Re} de 0.63 de acuerdo a las condiciones citadas.

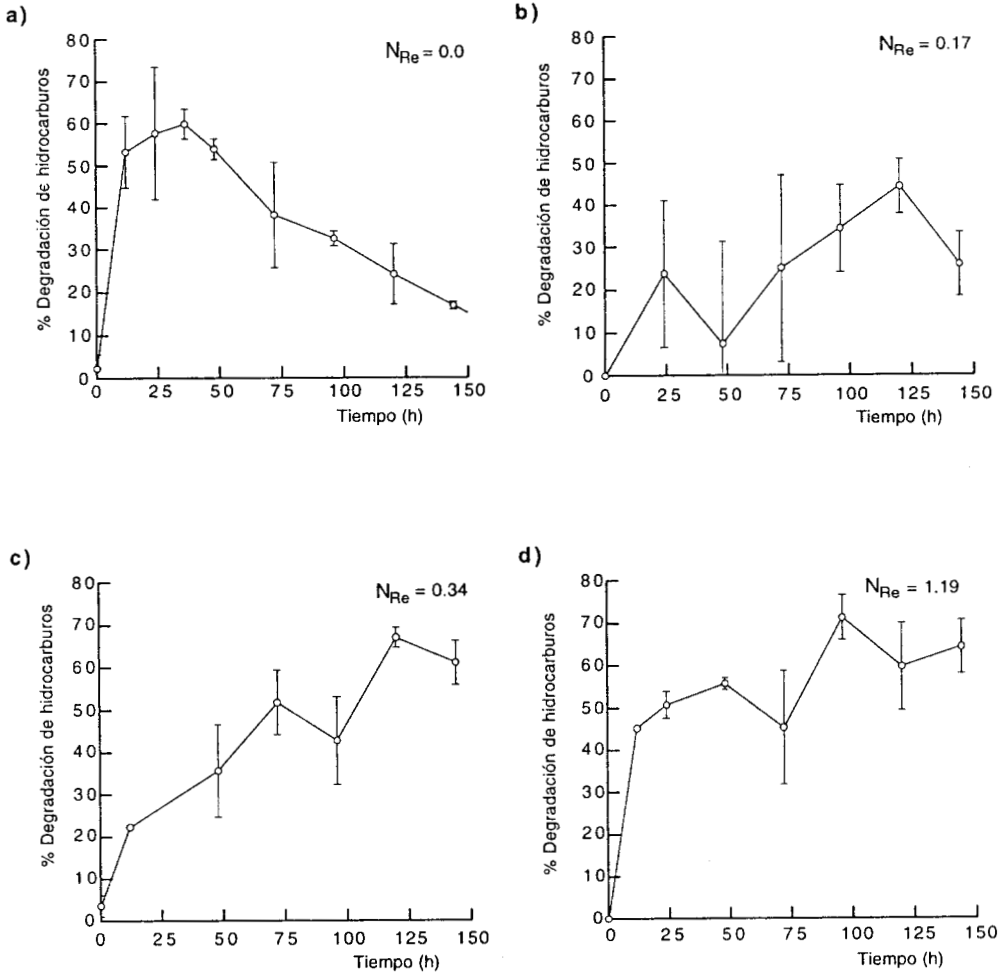


Figura 6.8. Biodegradación de hidrocarburos durante el co-composteo a distintas condiciones de N_{Re} .

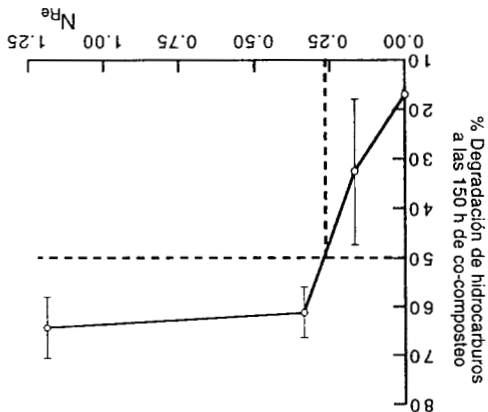


Figura 6.9. Biodegradación de hidrocarburos a las 150 h de operación contra el N_{Re} del proceso.

De acuerdo a estos resultados, la operación de los biorreactores de 0.864 kg de capacidad debe cumplir con las siguientes condiciones:

- Debe tenerse un control de la temperatura del proceso ya que, como se vio en la sección 6.1.1, la biodegradación de hidrocarburos parece ser mayor que en el caso en el que la temperatura no se controló.
- El N_{Re} que se seleccione para llevar a cabo el proceso debe ser mayor a 0.26 si se desea tener una biodegradación mayor al 50 %.

6.6. CONCLUSIONES

De acuerdo a la evidencia encontrada en la sección 6.1, existe un efecto positivo del control de temperatura sobre la biodegradación de los hidrocarburos presentes en la mezcla. Realizando los experimentos de biodegradación de hidrocarburos en columnas de vidrio bajo las mismas condiciones térmicas (control de temperatura) se encontró un efecto positivo del Número de Re entre valores de 0 y 0.26 sobre la biodegradación de los hidrocarburos, después de este valor la biodegradación resultó mayor del 50 % sin presentar una relación entre N_{Re} y la biodegradación.

7.

**ESCALAMIENTO DEL PROCESO
DE BIODEGRADACIÓN DE
HIDROCARBuros**

7. ESCALAMIENTO DEL PROCESO DE BIODEGRADACIÓN DE HIDROCARBUROS

Los estudios del proceso de biodegradación de hidrocarburos a nivel laboratorio permitieron establecer un efecto positivo del N_{Re} sobre la biodegradación. Utilizando el N_{Re} como un criterio para realizar el escalamiento se realizó el primer cambio de escala con un factor de 17.3 y se utilizaron biorreactores de acero inoxidable de 0.86 kg de capacidad. Para el segundo cambio de escala se realizó un biorreactor de acero inoxidable 30 veces mayor que los anteriores (26 kg). Para realizar el co-composteo los biorreactores de 0.86 kg se mantuvieron en la cámara de temperatura controlada y se utilizó la chaqueta del de 26 kg para mantener las condiciones de control de temperatura semejantes a los experimentos anteriores realizados en columnas. Si los criterios empleados son buenos para realizar el escalamiento tendremos una relación semejante de la biodegradación con el N_{Re} , es decir, a N_{Re} mayores de 0.34 se obtendrá una biodegradación mayor al 50 %.

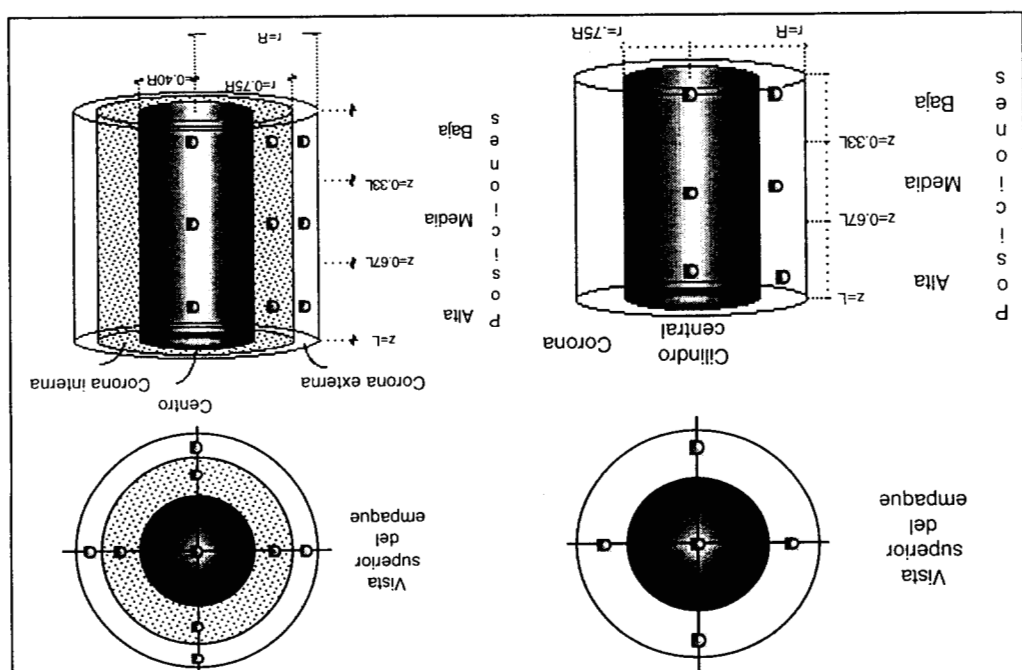
Además, durante estos experimentos se llevaron a cabo cinéticas de biodegradación de hidrocarburos en columnas de 50 g de capacidad empacadas con la misma mezcla utilizada en los biorreactores. Se tomaron dos columnas como muestra cada 48 h y el biorreactor fue muestreado hasta el final del proceso en distintos puntos del empaque, en la Figura 7.1a y b se muestran dichos puntos para los biorreactores de 0.86 y 26 kg, respectivamente. La razón de muestrear en distintos puntos del empaque es que en los procesos de co-composteo es usual observar gradientes de humedad y temperatura, por lo cual las condiciones para la biodegradación pueden ser distintas en diferentes puntos del empaque.

A las muestras obtenidas de las columnas y los biorreactores se les realizaron las mismas determinaciones indicadas en la sección 6.1, y además se determinaron los azúcares presentes en la mezcla y su relación carbono/nitrógeno durante el proceso.

Se seleccionaron los N_{Re} 0.17 y 0.43 para realizar los experimentos en los biorreactores de acero inoxidable, bajo las condiciones de operación que se muestran en la Tabla 7.1. En los estudios de laboratorio se encontró que a niveles de N_{Re} mayores a de 0.34 se alcanzaban niveles de biodegradación superiores al 50 %, y la que por debajo de éste se observó una relación directa entre el N_{Re} y la biodegradación alcanzada a las 150 h de co-composteo. Los dos niveles seleccionados para realizar los experimentos en biorreactores de 0.86 kg permitirán saber si en esta escala se tiene el mismo comportamiento que en columnas de 50 g.

7.1. CAMBIO DE ESCALA DE COLUMNAS 50 G DE CAPACIDAD A BIORREACTORES DE 0.864 KG

Figura 7.1. Esquema de los puntos de muestreo (D) en el empaque de los biorreactores de laboratorio (a) y piloto (b)



En cuanto a los biorreactores presentaron los valores iniciales de humedad fueron de 60.5 y 60.4 %, para N_{He} 0.17 y 0.43, respectivamente y para a_w fueron 0.971 en ambos casos. En la Figura 7.3 se muestran los valores finales de a_w y humedad en las distintas posiciones muestreadas en los biorreactores después de 150 h de co-composteo. En ambos biorreactores la a_w presentó gradientes en el empaque. En la dirección axial se encontraron valores más bajos en la parte baja del empaque, aproximadamente 0.92 y 0.965, para N_{He} 0.17 y 0.43, respectivamente, aumentando conforme aumentaba la altura. En la dirección radial los valores más

bajos se encontraron en el centro del empaque (Figuras 7.3a y b).

La evolución de los parámetros de a_w , humedad, pH y pérdida de materia seca fue similar a la presentada en los experimentos en columnas. En la Figura 7.2a, b y c se muestran la evolución de la a_w , humedad y pH, se observa que mantiene valores cercanos al 0.97, 60.1 % y entre 6.5 y 7.0, respectivamente. La PMS muestra valores mayores al 20 % en el caso de N_{He} de 0.43 y en el caso de 0.17 la PMS alcanzó sólo un 2.5 % a las 150 h de co-composteo. Estos valores de PMS difieren a lo observado en los estudios descritos en el capítulo anterior en las columnas de 50 g.

7.1.1. FACTORES FÍSICOQUÍMICOS DURANTE EL CO-COMPOSTEO

N_{He}	0.17	0.43
Cantidad de Mezcla (kg)	0.864	0.864
Densidad de empaque (kg/m ³)	350	350
Tamaño de partícula (mm)	0.69	1.60
Porosidad (ϵ_0)	0.69	0.75
Gasto específico de aire (vkgm)	2.18	2.83
Tiempo de incubación (h)	150	150

Tabla 7.1. Condiciones de operación para los biorreactores empleados en los estudios de laboratorio

En cuanto a la humedad también se aprecian gradientes. Los gradientes axiales son más marcados que los radiales, como se muestra en las Figuras 7.3c y d. Los valores más bajos se registraron en la parte baja del empaque, 31.8 % y 48.25 % para N_{He} de 0.17 y 0.43, respectivamente. Aumentando conforme aumentaba la altura del empaque hasta 55.9 % y 61.4 %, para N_{He} de 0.17 y 0.43, respectivamente, en la parte más alta. Estos gradientes axiales, de a_w y humedad, se deben a que la corriente de gases arrastra consigo el agua de la sección baja del empaque al llegar a la parte alta la condensación del vapor de agua contribuyó para que los niveles de humedad en esta sección fueran los más altos.

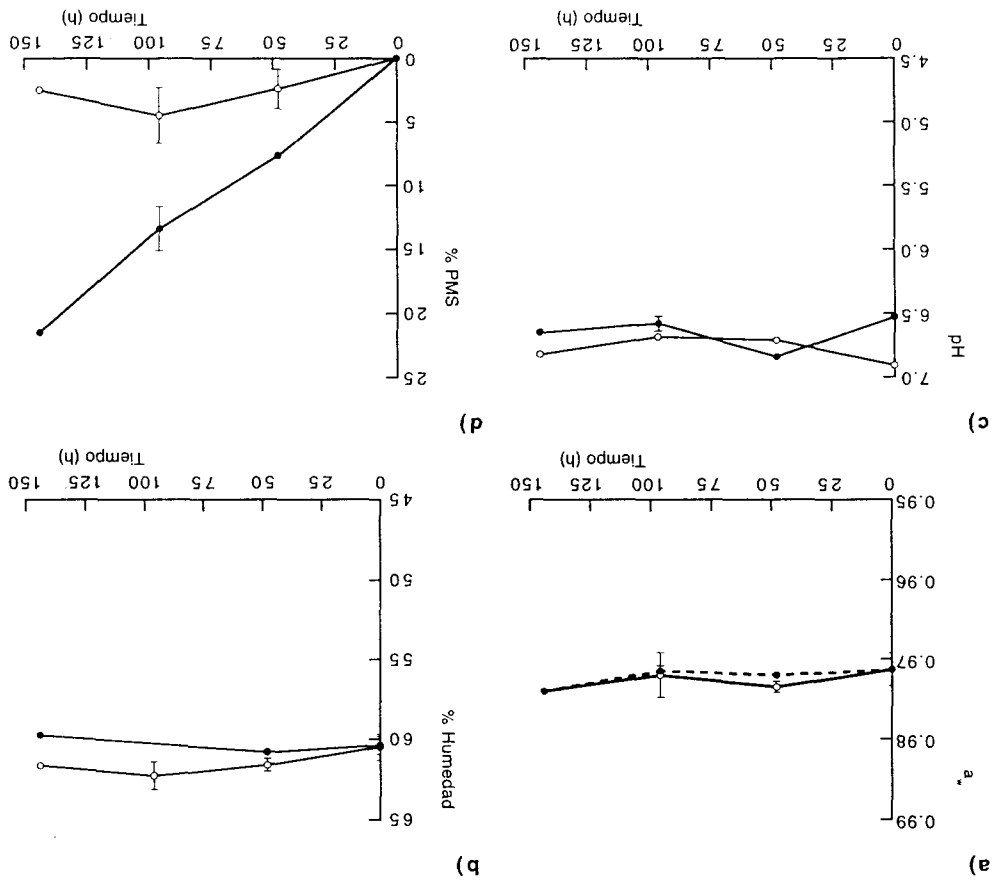


Figura 7.2. Evolución del a_w (a), humedad (b), pH (c) y % PMS (d), durante el co-composteo en columnas testigo para los experimentos de biorreactores de 0.864 kg de capacidad, Empleando dos condiciones de N_{He} de 0.17 (○) y 0.43 (●).

Los valores iniciales de pH fueron 6.91 y 6.53, para las mezclas utilizadas en los experimentos de N_{Re} 0.17 y 0.43, respectivamente. En la Figura 7.4 se muestran los niveles de pH alcanzados al final del co-composteo. Los niveles de pH en todas las secciones muestreadas fueron semejantes, con un promedio de 6.68 y 6.55 para N_{Re} 0.17 y 0.43, respectivamente.

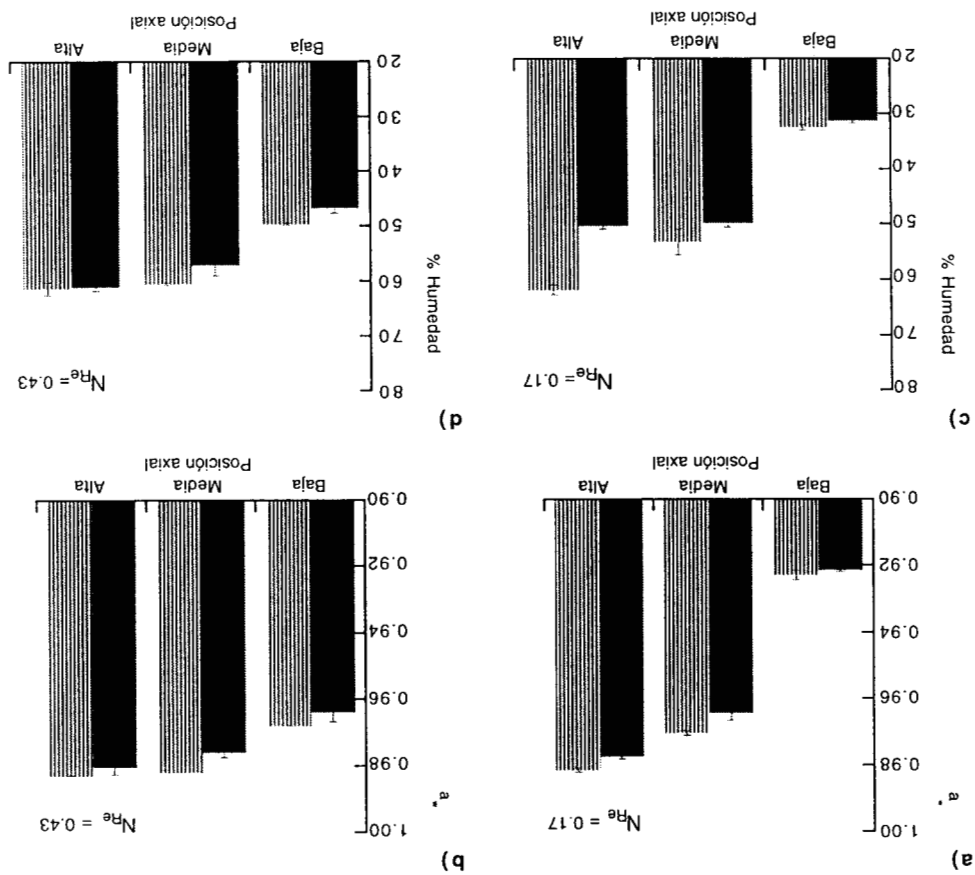


Figura 7.3. Representación de la a_w (a y b) y la humedad (c y d) al final del proceso de co-composteo en distintas posiciones del biorreactor: centro (■) y corona (▨) del empaque

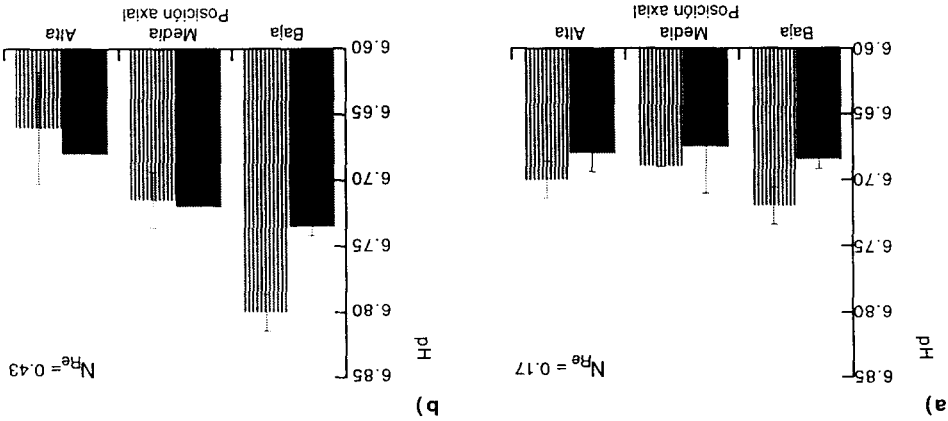
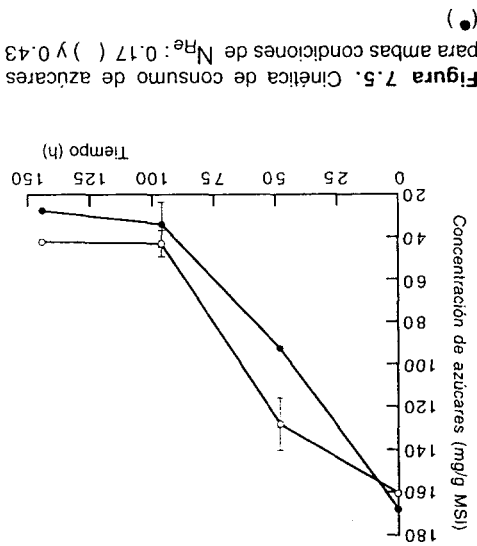


Figura 7.4. Representación del pH al final del proceso de co-composteo en distintas posiciones del biorreactor: centro (■) y corona (▨) del empaque.

La evolución en el consumo de azúcares en columnas testigo se muestra en la Figura 7.5. La cantidad de azúcares presentes inicialmente en la mezcla fue de 161 mg/g MSI, y 168 mg/g MSI para los experimentos realizados en $N_{Re} = 0.17$ y 0.43, respectivamente. En ambos casos el consumo de azúcares fue mayor hasta las 96 h de co-composteo, cuando se alcanzan niveles de consumo de azúcares mayores al 80 %. Los valores al final del proceso fueron 42 mg/g MSI y 28 mg/g MSI para $N_{Re} = 0.17$ y 0.43, respectivamente.



Las concentraciones de azúcares totales en los empaques de los biorreactores se muestran en la Figura 7.6. En el caso de N_{Re} 0.17 se observa que existe una mayor cantidad de azúcares remanentes en la zona central del empaque,

107 mg/g MSI, y una menor concentración de azúcar en la corona del empaque, 50 mg/g MSI (Figura 7.6a). En el caso de $N_{Re} = 0.43$ se presenta un consumo mayor de azúcares donde se encontró una concentración de azúcares de 42 mg/g MSI y 59 mg/g MSI en el cilindro central y en la corona, respectivamente (Figura 7.6b).

El consumo de los azúcares en las columnas testigo en las primeras 50 h presentó tasas mayores conforme el N_{Re} era mayor (Figura 7.5). La asimilación de los azúcares depende, de la cantidad de aire en el empaque. La tasa de consumo de azúcares en las primeras 50 h fue de 0.67 mg Sac./g MSI•h y 1.57 mg Sac./g MSI•h, para $N_{Re} = 0.34$ y 0.43, respectivamente. Si la relación entre ambas tasas de consumo fue de 2.34 veces el caso $N_{Re} = 0.43$ a 0.17 y la existente entre los flujos fue de 1.3 veces mayor, significa que hubo una mejor aireación donde el tamaño de partícula fue mayor. El mayor consumo de azúcares presentado en la corona de ambos empaques se debe posiblemente a condiciones de aireación mejores.

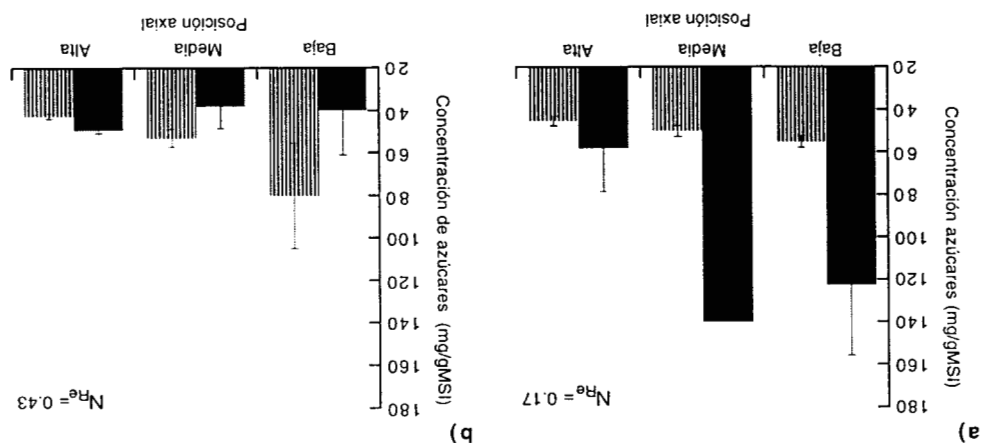


Figura 7.6. Concentración de azúcares totales a las 150 h de co-composteo en las distintas posiciones de los biorreactores: centro (■) y corona (▨) del empaque.

Los valores iniciales para la relación C/N fue de 29.4 ± 5.5 y 31 ± 1.7 , para los casos de $N_{Re} = 0.17$ y 0.43, respectivamente. En la Figura 7.7a se muestra la evolución de la relación C/N durante el co-composteo. A las 150 h se encontró un

valor de 28.5 ± 6.7 y 28.1 ± 3 , para $N_{Re} 0.17$ y 0.43 , respectivamente. En las Figuras 7.7b y c se muestran los valores finales de este parámetro en los biorreactores, en los cuales no se observaron gradientes importantes. Los valores promedio fueron 22.6 y 19.3 para $N_{Re} 0.17$ y 0.43 , respectivamente. La relación C/N es un parámetro de la señal la estabilidad de la composta. Cuando se observa que la relación C/N de la composta disminuye hasta valores cercanos a 15 , se sabe que la composta se ha madurado (Papadimitriou & Ballis, 1996; Haug, 1993; Stenitford & Dadds, 1992). La evolución de la relación C/N en las columnas testigo muestra que, aunque se alcanzan degradaciones cercanas al 50% , en las condiciones estudiadas, la mezcla a compostear no se ha estabilizado completamente. Por lo cual requiere un tiempo de operación mayor.

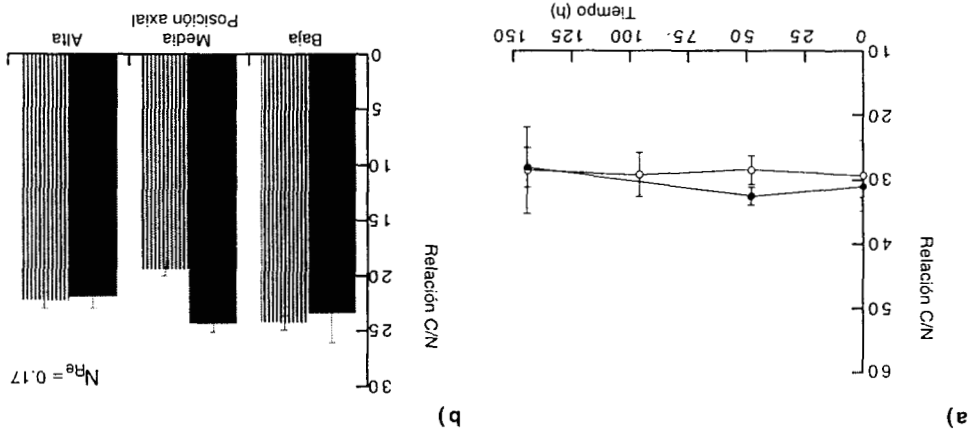


Figura 7.7. Evolución de la relación C/N (a) durante el co-composteo y valores finales en distintas posiciones: centro (■) y corona (▨) del empaque, de los biorreactores evaluados (b y c).

En el empaque del biorreactor de N_{Re} 0.17 se encontraron valores semejantes en todas sus secciones. El valor promedio en este caso (22.6) fue menor al de las columnas testigo en las mismas condición (28.6). Lo cual indica que un mayor grado de maduración en este equipo. Asimismo, el empaque del biorreactor N_{Re} 0.43 presentó valores semejantes en todas sus secciones (19.3) siendo menor al valor promedio del otro empaque y al de las columnas testigo respectivas (28.1). Al parecer, la escala del equipo y el N_{Re} tienen un efecto sobre la relación C/N del proceso de co-composteo evaluado.

La producción de CO_2 en las columnas testigo (239.4 y 236.1 mg CO_2/g MSI para N_{Re} 0.17 y 0.43, respectivamente) tuvo un comportamiento semejante al observado en los experimentos descritos en la sección anterior. La PMS observada en las columnas fue de 2.5 y 21.5 % en los casos de N_{Re} 0.17 y 0.43, respectivamente. De acuerdo a la cantidad de CO_2 producida en las columnas testigo de N_{Re} 0.17 se hubiera esperado una mayor PMS. La producción de CO_2 en los biorreactores se muestra en la Figura 7.8, se alcanzó hasta un 2.43 % de CO_2 a las 41 h y 1.63 % a las 39 h de proceso, y la cantidad de CO_2 a las 150 h fue de 289.9 y 261.7 mg CO_2/g MSI para N_{Re} 0.17 y 0.43, respectivamente. La cantidad de CO_2 producido por los biorreactores en mg/g MSI es comparable a lo que se observó en las columnas. Lo cual da pie a pensar en que el proceso de co-composteo se llevó en forma similar en ambos casos.

La velocidad de producción de CO_2 fue de 7.7 y 6.1 mg CO_2/g MSI $\cdot$ h para N_{Re} 0.17 y 0.43, respectivamente, entre las 30 y 45 h, posteriormente se presenta un descenso en la producción debido, posiblemente a una interrupción de corriente eléctrica en el aparato para determinar el CO_2 (Figura 7.8). A las 55 h la producción se empieza a determinar nuevamente pero la velocidad disminuye a niveles de 1.6 y 1.3 mg CO_2/g MSI $\cdot$ h hasta el final del co-composteo.

En la Figura 7.9 se muestra la evolución de la temperatura durante el co-composteo. Los biorreactores muestran la etapa de calentamiento, que se presenta en los procesos de composteo y que tuvo una duración aproximada de 45 h, presentándose a partir de las 30 h hasta las 75 h de co-composteo. Las temperaturas más altas fueron de 35° y 39°C para N_{Re} 0.17 y 0.43, respectivamente. Al final del proceso ambos biorreactores fueron influenciados por los cambios en la temperatura del ambiente exterior a la cámara, la cual oscilaba entre los 23 y 28°C ya que durante este periodo la temperatura de referencia se colocó por debajo de la temperatura

ambiente. Debe recordarse que la cámara sólo cuenta con un sistema de calentamiento y por ello no puede mantener una temperatura interna por debajo de la temperatura ambiente.

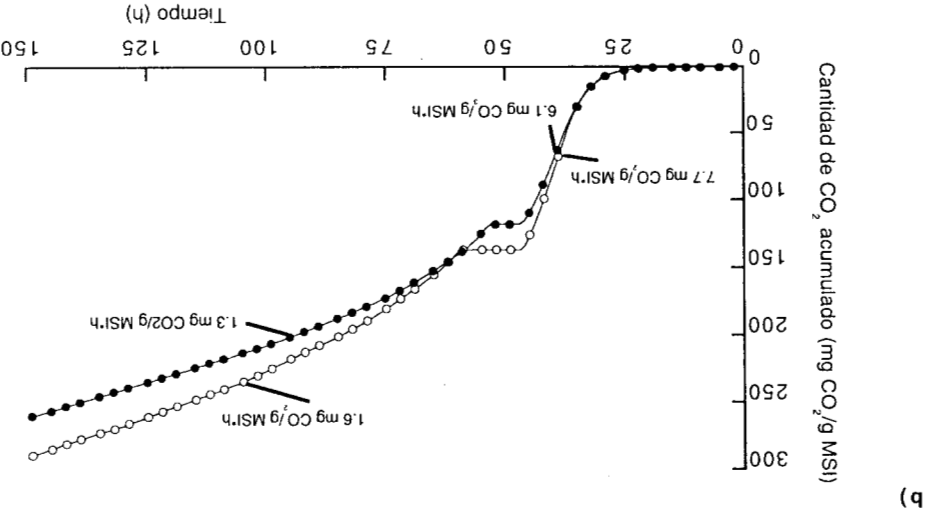
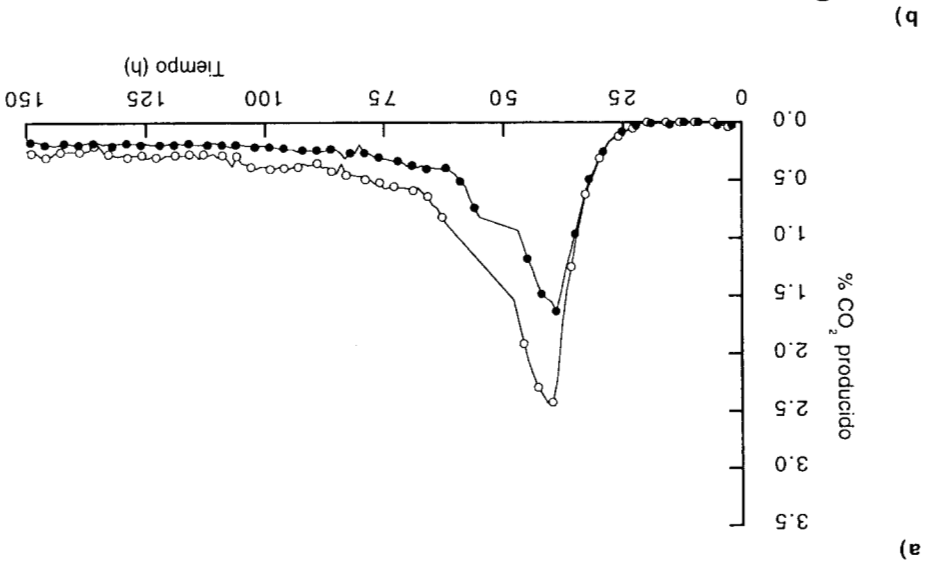


Figura 7.8. Producción y acumulación de CO_2 en los biorreactores durante el co-composteo operados a dos condiciones de N_{H_4} : 0.17 (○) y 0.43 (●)

El periodo de calentamiento de cada biorreactor coincide con la máxima producción de CO_2 y la variación en otros parámetros (a_w y humedad) debido a la actividad microbiana. La diferencias entre los periodos de calentamiento entre un biorreactor y otro se deben, posiblemente, en que los mecanismos de transferencia de calor dominantes (convectivo, evaporativo o conductivo) fueron diferentes para cada caso. En el capítulo 8 se describen los balances de calor correspondientes para esclarecer el comportamiento observado en estos experimentos.

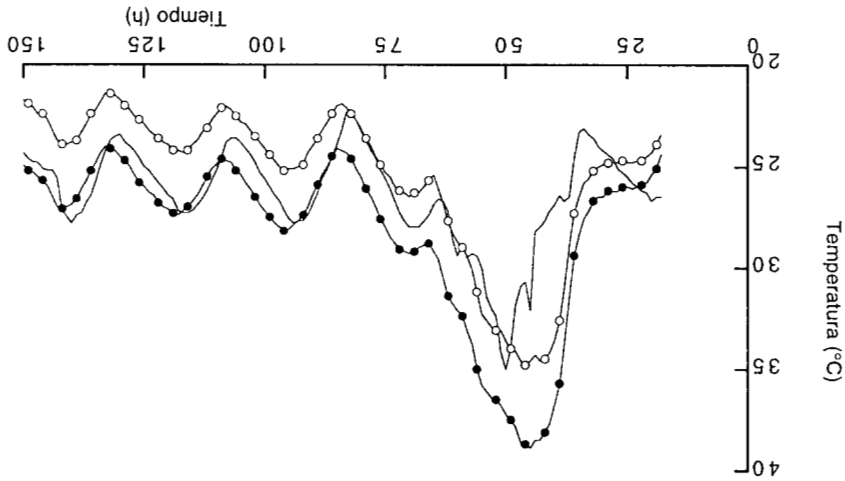
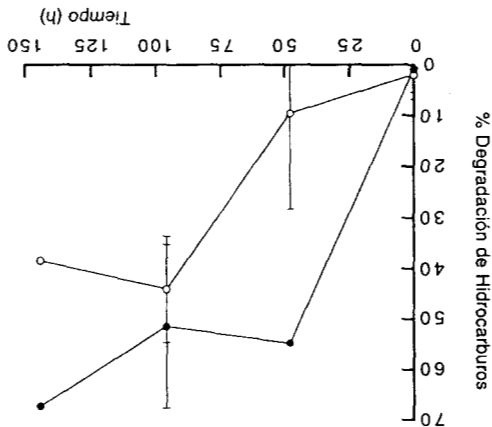


Figura 7.9. Evolución de la temperatura de los biorreactores operados a distintas condiciones de N_{Re} : 0.17 (○) y 0.43 (●); y de la cámara de aislamiento (—)

7.1.2. BIODEGRADACIÓN DE HIDROCARBURIOS EN BIORREACTORES DE 0.864 kg

La biodegradación observada en las columnas fue semejante a los resultados de los estudios descritos en el capítulo anterior. Los resultados a las 150 h de co-composteo no fueron comparados estadísticamente. Las concentraciones iniciales de hidrocarburos en las mezclas fueron 48000 ppm y 44291 ppm, en los N_{Re} de 0.17 y 0.43, respectivamente. En la Figura 7.10 se muestran las cinéticas de



Figuras 7.10. Cinéticas de biodegradación durante el co-composteo en columnas testigo a distintas condiciones de N_{Re} : 0.17 (○) y 0.43 (●).

biodegradación de hidrocarburos correspondientes a los experimentos realizados en las columnas de 50 g de capacidad. La biodegradación alcanzada en 150 h de co-composteo fueron de 38.34 y 67.25 % para N_{Re} de 0.17 y 0.43. En el segundo caso, la biodegradación alcanzó valores superiores al 50 % antes de cumplir las 50 h de co-composteo. En la Figura 7.11 se muestran los resultados obtenidos en distintas posiciones en los empaques de los biorreactores operados en distintas

condiciones de N_{Re} . Se encontraron gradientes en la dirección radial que son mayores en la condición de N_{Re} de 0.17 que en 0.43. Además, en la dirección axial se observan valores de biodegradación menores conforme aumenta la altura del empaque. Los valores de biodegradación encontrados en los biorreactores 46.7 y 82.1 % para N_{Re} de 0.17 y 0.43, fueron mayores a los que alcanzaron las columnas de 50 g. En la sección más baja del empaque del biorreactor operado a N_{Re} 0.17 se encontró la biodegradación más alta (Figura 7.11a). Lo cual se puede deber a una mayor actividad microbiana y a una mayor disponibilidad de oxígeno en esta sección. La biodegradación en este caso fue disminuyendo conforme aumentaba la altura del empaque. Esta disminución se debió, posiblemente, a la formación de canales preferenciales para la circulación de los gases los cuales generalmente se distribuyen en las paredes del biorreactor, posiciones donde se encontraron niveles de biodegradación mayores (Figuras 7.11a y b).

En el empaque de N_{Re} 0.43 se observa que la mayor biodegradación se presentó en el centro del empaque (Figura 7.11b). La circulación de aire fue mejor debido a que el tamaño de partícula fue mayor y propició una distribución de aire uniforme. La biodegradación en la parte baja del empaque fue menor que en las superiores lo que se debió, posiblemente, a que el gasto de alimentación al entrar en contacto con esta sección la entró y la secó produciendo condiciones menos favorables para la biodegradación de los hidrocarburos.

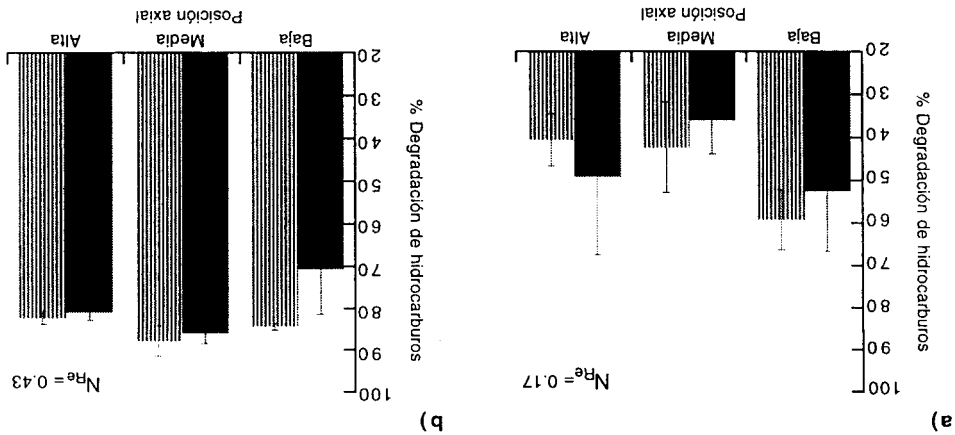


Figura 7.11. Biodegradación de hidrocarburos de distintos puntos de los empaques operados a diferentes condiciones de N_{Re} : centro (■) y corona (▨) del empaque.

Hasta el momento, el N_{Re} se empleó como un criterio para realizar el escalamiento de biorreactores de lecho empacado dando buenos resultados en un cambio de escala de 50 g a 0.864 kg. En seguida, en este capítulo, se presentan los resultados de la segunda etapa de escalamiento, el cual consiste en un cambio de escala de 0.86 kg hasta 26.5 kg de capacidad partiendo de los resultados obtenidos en los estudios presentados hasta el momento. La operación del biorreactor de 26 kg debe cumplir las siguientes condiciones:

- Controlar la temperatura de un modo semejante a los casos anteriores para conservar la similitud térmica, es decir, controlarse el ambiente externo del equipo para disminuir en lo posible las pérdidas de calor.

- Airear el biorreactor de modo que el régimen de turbulencia del aire que atraviesa el empaque presente un N_{Re} mayor a 0.34 para tener una biodegradación mayor al 50 %.

7.2. CAMBIO DE ESCALA DE BIORREACTORES DE 0.864 kg A 26.5 kg

En la Tabla 7.2 se muestran las condiciones de operación del biorreactor a escala piloto. La estrategia seguida en este caso para mantener el N_{Re} en el rango encontrado de 0.26 a 1.19 fue ajustar el gasto de alimentación debido a que el diámetro de partícula disponible fue distinto a los utilizados en los biorreactores de 0.86 kg. Durante la preparación del experimento el empaque se compactó en un 33.9 % por lo cual se modificó la e_0 del empaque. El N_{Re} obtenido en este experimento fue de 1.19 con lo cual se esperaba tener una biodegradación mayor al 50 %.

En este experimentos se controló la temperatura mediante la chaqueta del biorreactor la cual se calentaba siguiendo la temperatura del punto más caliente del biorreactor, considerada como la temperatura de referencia. El biorreactor se muestreó hasta el final del co-composteo en distintos puntos que se muestran en la Figura 7.1. Se realizaron las determinaciones de a_w , humedad, pH, concentración de azúcar remanente, relación C/N al final del co-composteo y la temperatura y producción de CO_2 durante todo el co-composteo.

Tabla 7.2. Condiciones de operación para el experimento realizado a escala piloto.

N_{Re}	Cantidad de Mezcla (kg)	Densidad de empaque (kg/m^3)	Tamaño de partícula (mm)	Porosidad (ϵ_0) [*]	Gasto específico de aire ($vkgm$)	Tiempo de operación (h)
1.19	26.50	534.35	6.50	0.28	0.22	150

^{*} Considerando la compactación del empaque.

7.2.1. FACTORES FISCOQUÍMICOS DURANTE EL CO-COMPOSTEO

En la Figura 7.12 se muestran los resultados obtenidos de los parámetros después de 150 h de co-composteo. Los valores iniciales de a_w , humedad y pH fueron 0.964, 48.77 % y 7.25, respectivamente. Después de 150 h de co-composteo la a_w y la humedad mostraron gradientes más marcados que los observados en biorreactores de 0.864 kg. Los valores registrados en el centro del empaque fueron los más bajos, 0.967 y 45.81 % en promedio, para la a_w y la humedad, respectivamente. En la parte baja del empaque se observó que los valores humedad van disminuyendo conforme aumenta el radio del empaque, en la parte alta ocurre lo contrario, es decir, en la corona externa se observaron los valores más altos de humedad (Figura 7.12b).

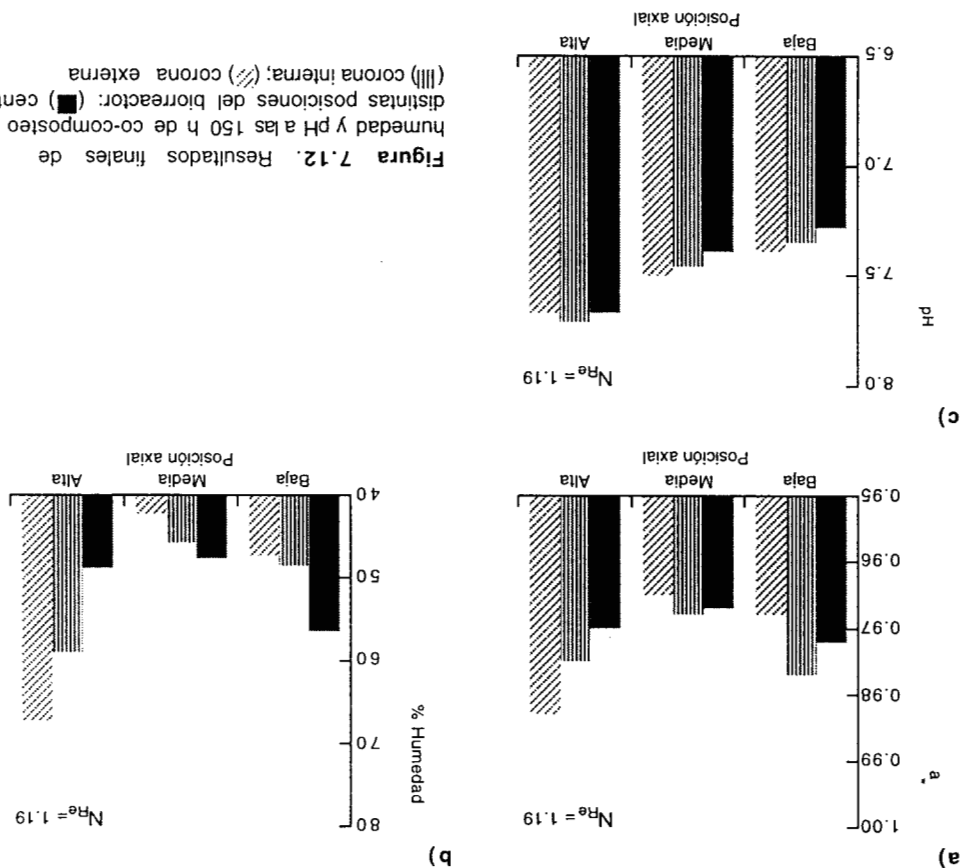


Figura 7.12. Resultados finales de a_w , humedad y pH a las 150 h de co-composteo en distintas posiciones del biorreactor: (■) centro; (▨) corona interna; (▩) corona externa

El fenómeno de secado observado en el centro del empaque puede deberse a que el aire de alimentación se calentó al remover calor del material empacado y removió por evaporación parte del agua contenida en el material. Los niveles altos de humedad en la parte alta del empaque se debieron, posiblemente, a la condensación en la parte alta del biorreactor del vapor de agua arrastrado por el aire desde las partes bajas del empaque.

En la Figura 7.13 se observa que los azúcares se han consumido casi en su totalidad. La concentración inicial de azúcar en la mezcla experimental fue de 173 ± 2 mg Sac./g MSI. En la Figura 7.13 se muestra el azúcar remanente en el biorreactor, la concentración promedio en la masa fue de 13 ± 1.7 mg Sac./g MSI. Lo que significa que se consumió cerca del 92 ± 2.5 % de los azúcares iniciales. A diferencia de los biorreactores de 0.864 kg donde el consumo de azúcares fue menor.

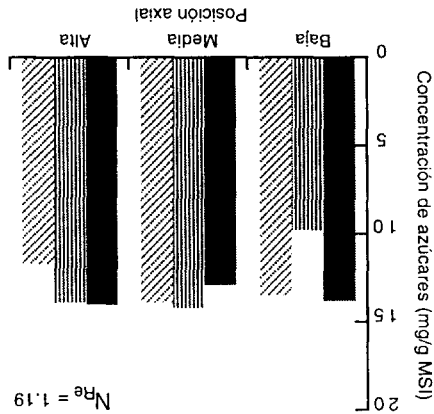
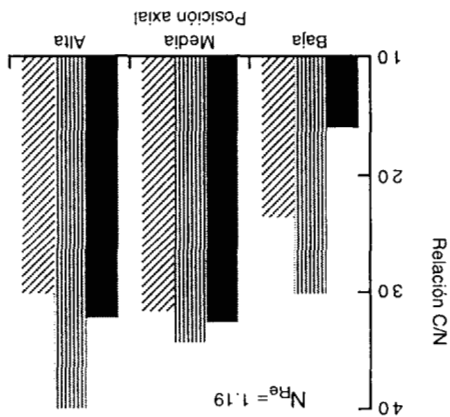


Figura 7.13. Cantidad de azúcar remanente al final del co-composteo en condición de $N_{Re} = 1.19$ en distintas posiciones del empaque del biorreactor: (■) centro; (▨) corona interna; (▤) corona externa

La relación C/N al inicio del co-composteo fue de 31.10 ± 4.46 . A las 150 h de proceso se observaron niveles distintos en las distintas secciones del biorreactor (Figura 7.13). Los valores fueron aumentando conforme aumentaba la altura del empaque. Se encontraron en la sección baja del empaque, valores de 16, 30.2 y 23.5, en el centro, corona interna y externa, respectivamente. En la sección media los valores fueron más homogéneos siendo el promedio 32.9. Y los valores en la parte alta fueron 32.2, 40.3 y 30.12, en el centro, corona interna y externa, respectivamente.

Figura 7.14. Relación C/N a las al final del co-composteo en el biorreactor a $N_{Re} = 1.19$ en distintas posiciones en el empaque: (■) centro; (▨) corona interna; (▧) corona externa

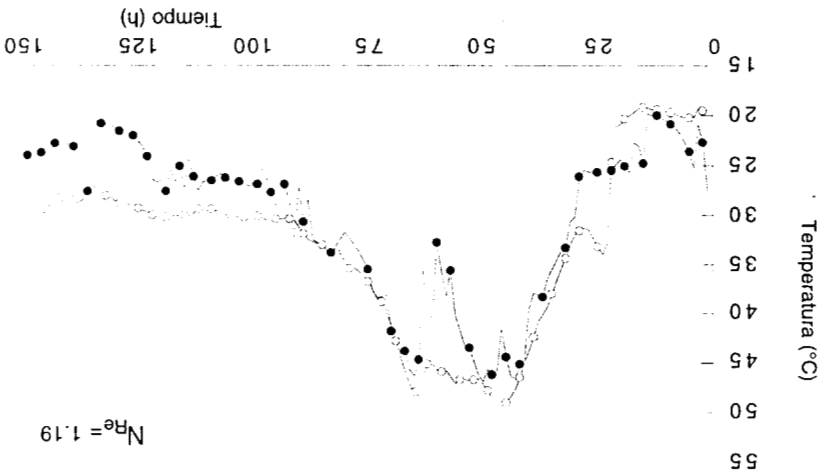
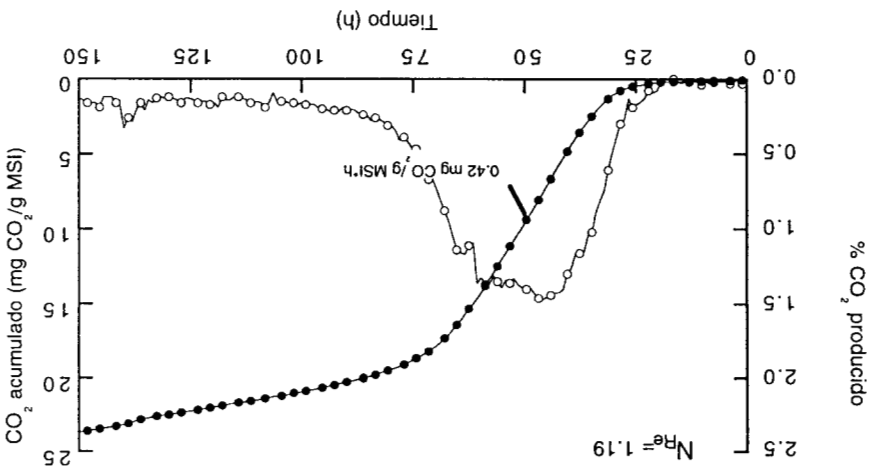


El promedio de las diferentes secciones en corona interna y externa, respectivamente. Estos valores caen en el rango recomendado para llevar a cabo un composteo, 15 a 30 (Haug, 1993; Stenitford & Dods, 1992). Los valores encontrados en la parte baja del empaque lo que significa, posiblemente, que hubo un mayor consumo de carbono, o bien, una mayor asimilación del nitrógeno presente. La pérdida de carbono que reflejan estos niveles de C/N se debe también al consumo de los hidrocarburos en la sección y al de bagacillo de caña que sirvió de soporte.

En la Figura 7.15 se muestra la producción y acumulación de CO_2 durante el co-composteo. Se observa una gran producción de CO_2 a partir de las 25 h hasta las 90 h de proceso. Alcanzando niveles cercanos al 1.5 % de CO_2 durante 30 h, aproximadamente, el cual es más largo que el periodo de máxima producción observado en las columnas y los biorreactores descritos en el capítulo anterior, lo cual se debe, posiblemente, a una sucesión microbiana distinta ya que en esta ocasión se observa la presencia de microorganismos termófilos durante un periodo más largo. De acuerdo a los resultados de los experimentos en columnas la disminución de la producción de CO_2 hacia las 75 h se debió posiblemente al agotamiento de las fuentes de carbono de fácil asimilación presentes. La cantidad total de CO_2 producido

durante el co-composteo es de 23.72 mg CO₂/g MSI, cuya velocidad de producción fue 0.42 mg CO₂/g MSI/h durante el periodo de máxima producción. La cantidad total de CO₂ producida resultó 10 veces menor, aproximadamente, que la producción encontrada en los experimentos anteriores. El gasto específico de aire en este experimento es de 0.22 vkgm lo cual representa menos de una décima parte de lo que se empleó para el experimento en columna de 50 g realizado a una condición de N_{pe} semejante, donde se empleó 2.82 vkgm.

La temperatura del biorreactor mostró un perfil térmico donde claramente se aprecian las tres etapas típicas del co-composteo: calentamiento, temperatura constante y enfriamiento (Figura 7.16). El calentamiento del biorreactor se inicia después de las 25 h de operación. Alcanzando 49.1°C a las 45 h aproximadamente. En la segunda etapa se mantuvo en niveles cercanos a los 50°C y demoró aproximadamente 26 h coincidiendo con el de máxima producción de CO₂. El descenso de la temperatura se da entre las 75 y 100 h llegando a niveles de 30°C. Una vez alcanzada esta temperatura el biorreactor se mantuvo en ella hasta que el proceso concluyó. La temperatura en este experimento marcó diferencias importantes entre esta escala y las estudiadas anteriormente, ya que no se habían alcanzado estos niveles de temperatura y además, durante un periodo mayor. Las condiciones de aireación, posiblemente, contribuyeron a una acumulación de calor mayor que se refleja en el periodo de temperatura alta más largo y la baja producción de CO₂ observada durante el co-composteo. El descenso de la temperatura hasta niveles de 30°C hacia el final del proceso es debido a que la actividad microbiana no cesa como se puede observar en la producción de CO₂ (Figura 7.15).



7.2.2. BIODEGRADACIÓN DE HIDROCARBuros EN EL BIORREACTOR DE 26.50 kg

La biodegradación de hidro-

carburos alcanzada en cada sección del empaque se muestra en la Figura 7.17. La

mayor biodegradación se observa en la parte baja y media del empaque. En el

centro de estas secciones se observó una degradación cercana al 37.2 % mientras

que en la corona externa fue de un 50.6 %, que en la corona interna se observó una

degradación cercana al 37.2 % mientras que en la corona externa fue de un 50.6 %, que en la corona interna se observó una

degradación cercana al 37.2 % mientras que en la corona externa fue de un 50.6 %, que en la corona interna se observó una

degradación cercana al 37.2 % mientras que en la corona externa fue de un 50.6 %, que en la corona interna se observó una

degradación cercana al 37.2 % mientras que en la corona externa fue de un 50.6 %, que en la corona interna se observó una

degradación cercana al 37.2 % mientras que en la corona externa fue de un 50.6 %, que en la corona interna se observó una

degradación cercana al 37.2 % mientras que en la corona externa fue de un 50.6 %, que en la corona interna se observó una

degradación cercana al 37.2 % mientras que en la corona externa fue de un 50.6 %, que en la corona interna se observó una

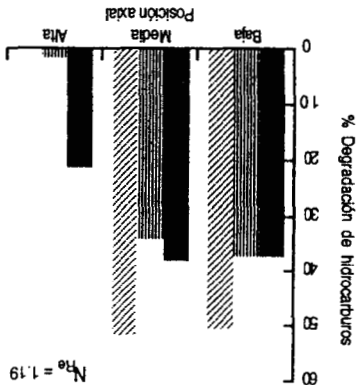


Figura 7.17. Biodegradación de los hidrocarburos al final del co-composteo en distintas posiciones del empaque del biorreactor: (■) centro; (||||) corona interna; (///) corona externa.

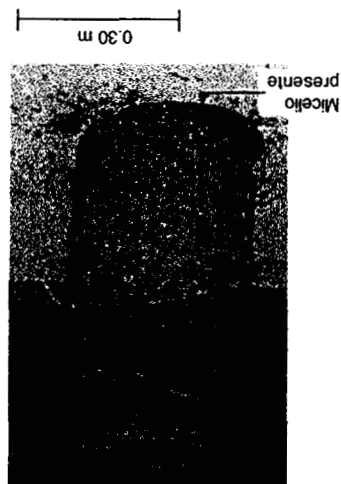


Figura 7.18. Fotografía del empaque después de 150 h de co-composteo

En la Figura 7.18 se muestra una fotografía del empaque donde se aprecia que la parte baja del empaque fue invadida por el crecimiento del micelio, el cual se aprecia de color claro. En la parte alta se notó la ausencia de micelio por lo cual el material se encontró suelto. Las secciones bajas presentan niveles de biodegradación mayores que las altas (Figura 7.17). Los valores de la relación C/N para estas secciones son bajos lo cual indica una mayor actividad microbiana en éstas (Papadimitriou & Balis, 1996).

Los niveles de biodegradación bajos en la sección alta del empaque se explican, posiblemente, porque la actividad microbiana fue menor y las relaciones C/N que se presentan lo confirman. En las secciones altas de los empaques en biorreactores de lecho empacado se observan productividades bajas (Roussos *et al.*, 1991; Gutiérrez-Rojas *et al.*, 1996). Posiblemente, el vapor de agua producido por la actividad microbiana y la humedad del aire que atraviesa la masa se condensó al chocar contra el domo frío del biorreactor. El condensado disolvió los azúcares presentes en la parte superior del empaque y esto explicaría porque no se apreció el crecimiento microbiano y casi no hubo azúcar remanente en la parte superior (Figura 7.18).

7.3. CONCLUSIONES

La biodegradación alcanzada en columnas de 50 g y biorreactores de 0.864 kg es semejante. La presencia de gradientes en los biorreactores constituye la diferencia más importante entre ambas escalas, ya que debido a ello se presentan microambientes en cada sección del empaque, que no se observan en las columnas.

En las condiciones ensayadas se puede concluir que el uso del N_{Re} como criterio de escalamiento único es insuficiente para garantizar un cambio de escala exitoso. Debe tenerse en cuenta que la compactación del material produce una mayor heterogeneidad, presentando zonas donde las condiciones de aireación son diferentes a las que se tendrían en un empaque no compactado.

Conforme la escala de los equipos aumentó se presentaron gradientes de temperatura mayores. Los balances de calor podrían aportar una información clara acerca de la influencia de estos mecanismos (convectivo o conductivo) sobre la biodegradación de hidrocarburos.

8. BALANCES DE CO₂ Y CALOR

Friedrich Nietzsche
"Así habló Zaratustra"

"No les traiga nada—dijo el Santo—, antes bien, quítales algo; y ayúdales, si en algo puedes, mientras a ti te convenga: nada les irá mejor. Y si algo quieres dar, no les des más que alguna limosna; y espera a que te la pidan."

8. BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA EN LOS BIORREACTORES DE 0.86 Y 26 KILOGRAMOS

En la primera parte de los estudios de laboratorio se encontró que la biodegradación de los hidrocarburos era mayor si se controlaba la temperatura del proceso. La realización de balances de calor permitirán establecer relaciones entre este biorreactor (26.5 kg) y los utilizados en los estudios de laboratorio (0.864 kg) para tener una idea más clara sobre el efecto de los mecanismos de calor sobre la biodegradación de los hidrocarburos.

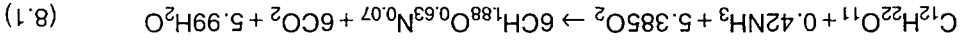
La acumulación de la energía generada por el consumo de las fuentes de carbono presentes por parte de los microorganismos presentó un comportamiento distinto en cada escala estudiada. En este capítulo se estudian los balances de CO₂ y energía para encontrar tales relaciones y quizás emplearlas como posibles criterios acoplados para el escalamiento.

8.1. PLANTEAMIENTO TEÓRICO DE LOS BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA

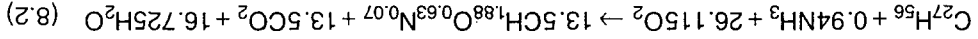
8.1.1. BALANCE DE CO₂

Para realizar éstos balances se consideraron sólo los azúcares e hidrocarburos consumidos para transformarse en CO₂ de acuerdo a las ecuaciones 8.1 y 8.2, respectivamente. La composición de la biomasa empleada en estas ecuaciones fue determinada por Córdova en 1994.

Ecuación de consumo de azúcares con formación de biomasa.



Ecuación de consumo de hidrocarburos alifáticos.



Se considerará el valor de Y% de 0.5 para las dos ecuaciones (Pitt, 1975). Las concentraciones iniciales y finales de las fuentes de carbono, sacarosa e hidrocarburos alifáticos, en biorreactores de laboratorio y piloto se muestran en la

Tabla 8.1. Los hidrocarburos presentes en la mezcla fueron analizados por el I.B. Yuri Castro Riquelme, encontrando que la mezcla presente en el suelo de Cactus, Chis., tiene la composición que se presenta en el Anexo A. En ambos casos se consideró que los hidrocarburos alifáticos fueron consumidos en su totalidad y que sólo permanecieron los hidrocarburos aromáticos y los asfaltenos.

Tabla 8.1. Concentraciones iniciales y finales de las fuentes de carbono en los experimentos realizados.

Fuente de Carbono					
N ^{He}	Escala	Concentración inicial (mg/g MSI)		Concentración final (mg/g MSI)	
		Sacarosa	Hid. alifáticos	Sacarosa	Hid. alifáticos
0.17	Laboratorio	160.5	11.8	42.2	0
0.43	Laboratorio	167.9	12.7	27.6	0
1.19	Piloto	173.0	10.9	13.1	0
				159.9	10.9

En base a la cantidad de sacarosa e hidrocarburos consumidos durante el co-composteo se calculó la cantidad teórica de CO₂ que se produciría por gramo de MSI. La cantidad de CO₂ que aporta el consumo del bagacillo de caña por los microorganismos se calculó empleando la siguiente fórmula:

$$CO_{2Bag} = CO_{2Total} - CO_{2Sac} - CO_{2HA} \tag{8.3}$$

8.1.2. BALANCES DE CALOR

A) Estimación teórica del calor producido

La cantidad de calor generado en los biorreactores se calculó empleando las ecuaciones de combustión de la sacarosa y de los hidrocarburos alifáticos.

(Ecuaciones 8.4 y 8.5, respectivamente). En estas ecuaciones se presentan los calores de combustión correspondientes a cada fuente de carbono.

Ecuación de combustión de la sacarosa



Ecuación de combustión de los hidrocarburos alifáticos



El calor generado teóricamente se calculó empleando las cantidades consumidas de sacarosa y de hidrocarburos alifáticos que se muestran en la Tabla 8.1. Los cálculos realizados se muestran en el Anexo C.

B) Estimación del calor a partir de los perfiles de temperatura obtenidos para cada biorreactor

Para realizar los balances de calor a partir de los perfiles de temperatura obtenidos en los biorreactores se utilizó la ecuación básica de balance de calor (Ecuación 8.6):

$$\left\{ \begin{array}{c} \text{acumulación} \\ \text{de} \\ \text{calor} \end{array} \right\} = - \left\{ \begin{array}{c} \text{entrada} \\ \text{de} \\ \text{calor} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{c} \text{salida} \\ \text{de} \\ \text{calor} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{c} \text{generación} \\ \text{de} \\ \text{calor} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{c} \text{pérdida} \\ \text{de} \\ \text{calor} \end{array} \right\} \quad (8.6)$$

Esta ecuación se simplifica al considerar que el sistema no perdió calor al ambiente ya que los biorreactores se mantuvieron en la cámara de calentamiento y que las reacciones involucradas durante el proceso de co-composteo fueron exotérmicas. Finalmente, no se añadió calor en forma externa a excepción del caso de Na₂O₁₇, como se observa en las Figura 7.8 y 7.15, así la Ecuación 8.6 se redujo a:

$$\left\{ \begin{array}{c} \text{acumulación} \\ \text{de} \\ \text{calor} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{c} \text{salida} \\ \text{de} \\ \text{calor} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{c} \text{generación} \\ \text{de} \\ \text{calor} \end{array} \right\} \quad (8.7)$$

Definiendo cada término de la ecuación anterior se tiene que la generación de calor se debió sólo a actividad microbiana. La salida de calor del sistema se debió a tres mecanismos de disipación que fueron: el conveectivo (debido al paso del fluido a través de la lecho), el conductivo (a través de las paredes del biorreactor), y por evaporación del agua. Así, la Ecuación 8.7 se transforma en:

$$(8.8) \quad - \left\{ \begin{array}{c} \text{acumulación} \\ \text{de} \\ \text{calor} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{c} \text{calor} \\ \text{calor} \\ \text{calor} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{c} \text{conveectivo} \\ \text{calor} \\ \text{calor} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{c} \text{evaporativo} \\ \text{calor} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{c} \text{generación de} \\ \text{calor} \\ \text{metabólico} \end{array} \right\}$$

Cada término de la ecuación anterior se determina a través de las siguientes relaciones (la nomenclatura empleada se detalla al final del capítulo):

$$(8.9) \quad \left\{ \begin{array}{c} \text{acumulación} \\ \text{de} \\ \text{calor} \end{array} \right\} = p_m C_{p_m} \frac{dT_m}{dt}$$

$$(8.10) \quad \left\{ \begin{array}{c} \text{Calor} \\ \text{conveectivo} \end{array} \right\} = \frac{V_{emp}}{G_a} \cdot \{ [p_{ae} \cdot h_{ae}] - [p_{as} \cdot h_{as}] \}$$

$$(8.11) \quad \left\{ \begin{array}{c} \text{Calor} \\ \text{conductivo} \end{array} \right\} = A_{Te} U (T_m - T_p)$$

$$(8.12) \quad \left\{ \begin{array}{c} \text{Calor} \\ \text{evaporativo} \end{array} \right\} = Q_w \cdot \frac{V_{emp}}{G_{Pa}} \cdot [y_e - y_s]$$

$$(8.13) \quad - \left\{ \begin{array}{c} \text{calor} \\ \text{metabólico} \end{array} \right\} = \Delta H_{mT_m}$$

Los términos de acumulación de calor, calor conveectivo, calor conductivo y calor evaporativo se determinaron a partir de los datos experimentales. El término de calor metabólico no se puede calcular pues se desconocen las tasas de reacción y los calores de combustión de cada una de las biorreacciones involucradas en el proceso. Entonces el calor metabólico se calcula mediante por diferencia con la acumulación:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{calor} \\ \text{metabólico} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{de} \\ \text{acumulación} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{calor} \\ \text{de} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{calor} \\ \text{convectivo} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{calor} \\ \text{conduccion} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{calor} \\ \text{evaporativo} \end{array} \right\} \quad (8.14)$$

Así, sustituyendo las Ecuaciones (8.9 a 8.13) en la ecuación anterior se

tiene:

$$-\Delta H_{T_m} = p_m C_{p_m} \frac{dT}{dt} + \frac{V_{emp}}{G_a} \cdot \{ [p_{ae} \cdot h_{ae}] - [p_{as} \cdot h_{as}] \} + A_{Te} U (T_m - T_b) + Q_w \cdot \frac{V_{emp}}{G_a p_a} \cdot [\gamma_e - \gamma_s] \quad (8.15)$$

Para establecer los límites para realizar el balance de calor, el empaque se dividió en dos secciones en la dirección axial (Figura 8.1). Así se generaron dos secciones iguales las cuales tienen una frontera común ($z = 0.5L$). Gracias a esta estrategia se consideró la acumulación de calor que se presenta en el centro del empaque que de otro modo no se apreciaría. La temperatura T_{aire} es la del aire a la entrada del empaque. T_i es la temperatura media logarítmica de la temperatura central y la de la pared del biorreactor en la frontera de las secciones del empaque. Finalmente, T_s es la temperatura del aire a la salida del empaque. Entonces, la Ecuación 8.15 se integró numéricamente por el método del Trapecio para cada sección en el tiempo de fermentación, sumando algebraicamente los resultados de cada sección para obtener el balance del empaque completo. En la Figura 8.2 se muestra el diagrama de flujo del cálculo de balance de calor.

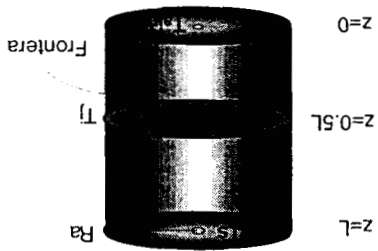


Figura 8.1. Secciones del empaque para realizar los balances de calor

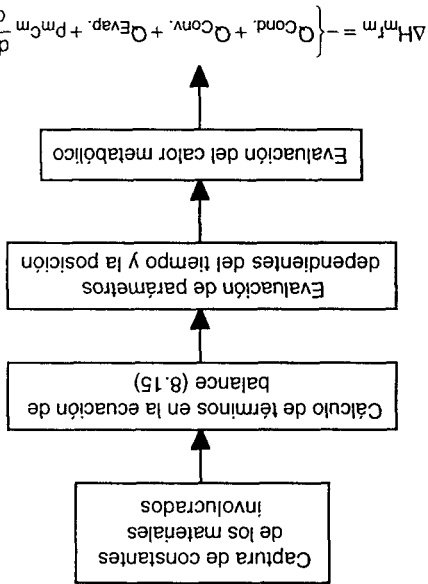


Figura 8.2. Diagrama de Flujo del cálculo de balance de calor para los biorreactores empleados. Las constantes de los materiales se especifican en la última sección del presente capítulo.

8.1.3. NÚMERO DE BiC DURANTE EL CO-COMPOSTEO

La ecuación 8.15 se normalizó para observar otros parámetros adimensionales como el N_{pe} que involucran parámetros de escala. El proceso detallado de normalización se presenta en el Anexo C, cuyo resultado es el siguiente:

$$(8.16) \quad \frac{dT^*}{dt^*} = \frac{k_{g\ell M} N_{Ra} N_{Pr} T_{Conv} + \frac{p_m C_{p m} R_a}{2 t_m} \cdot \frac{N_{Bi_c} R_a + N_{Bi_c} \delta}{T_{Cond}} + \frac{Q_w A_{Te} G_{a m}^t}{p_m C_{p m} (T_M - T_o)} (y_2 - y_1) - \frac{\Delta H_{m}^t}{p_m C_{p m} (T_M - T_o)}$$

En la ecuación adimensional aparece el N_{Re} , el No. de Prandtl (N_{Pr}) y el No. de Biot de calor (N_{Bi_c}). El N_{Re} ya se ha estudiado durante la presente tesis, y el N_{Pr} se expresa como sigue:

$$N_{Pr} = \frac{C_{pL} \mu_g}{k_g} \quad (8.17)$$

Puede observarse que esta relación adimensional no contiene ningún parámetro que se relacione con alguna dimensión del biorreactor y en esta caso se considera que las propiedades fisicoquímicas del material a co-compostear se mantienen constantes por lo cual el N_{Pr} también. En cambio el N_{Bi_c} que se define como la relación de transferencia convectiva de calor a la transferencia conductiva, y se expresa como:

$$N_{Bi_c} = \frac{h_r R_a}{k} \quad (8.18)$$

incluye al radio (R_a) del biorreactor en su definición, y quizá permita establecer algún criterio de escalamiento en función de él.

Para calcular el número de N_{Bi_c} a cada instante durante la fermentación se realizó el procedimiento que se muestra en la Figura 8.3. Se parte de la ecuación adimensional (Ecuación 8.16), del cual se despeja el N_{Bi_c} resultando la siguiente ecuación:

$$N_{Bi_c} \frac{R_a + N_{Bi_c} \delta}{R_a} = \left[-A N_{Re} T_{Conv} - C(\gamma_2 - \gamma_1) + D \Delta H_{mT_m} + \frac{dT}{dt} \right] \cdot \frac{BT_{Cond}}{1} \quad (8.19)$$

donde

$$A = \frac{k_{gT_m} Pr}{p_m C_{pL} d_L} \quad (8.20)$$

$$B = \frac{p_m C_{pR} R_a}{2 k_{tM}} \quad (8.21)$$

$$C = \frac{Q_{wA} \cdot T_e \cdot G_{mM}}{P_m C_{Pm} (T_M - T_o)} \quad (8.22)$$
$$D = \frac{I_M}{P_m C_{Pm} (T_M - T_o)} \quad (8.23)$$

8.2. PRESENTACIÓN DE RESULTADOS

8.2.1. BALANCE DE CO₂

En base a las Ecuaciones (8.1, 8.2 y 8.3) se calcularon las cantidades de CO₂ de acuerdo a cada fuente de carbono. Los resultados obtenidos para cada condición de N_{He} en los biorreactores de 0.864 kg se presentan en la Tabla 8.2.

Tabla 8.2. Producción de CO₂ de acuerdo a la fuente de carbono al final del proceso de co-composteo para los biorreactores de 0.864 kg

Fuente de carbono	N _{He}		0.17		0.43	
	mg CO ₂ /g MSI	% del total	mg CO ₂ /g MSI	% del total	mg CO ₂ /g MSI	% del total
Sacarosa	91.29	31.49	108.26	40.14		
Hidrocarburos alifáticos	18.431	6.36	19.84	7.35		
Bagacillo de caña	180.19	62.15	141.60	52.50		
Producción total de CO ₂	289.91*	100.00	269.70*	100.00		

* Información determinada experimentalmente.

En el caso del biorreactor de 26.5 kg se estimó una producción de CO₂ de 140.45 mg CO₂/g MSI a través de las ecuaciones 8.1 y 2. La cantidad determinada

experimentalmente, 23.72 mg CO₂/g MSI, representa un 16.9 % del valor estimado. Posiblemente, la producción de CO₂ fue mucho menor que en los casos anteriores debido a que la actividad microbiana se desvió hacia un metabolismo anaerobio en algunas secciones del empaque debido a la formación de canales preferenciales por donde circuló el aire, por lo cual se formaron otros productos como ácidos orgánicos que posteriormente fueron consumidos.

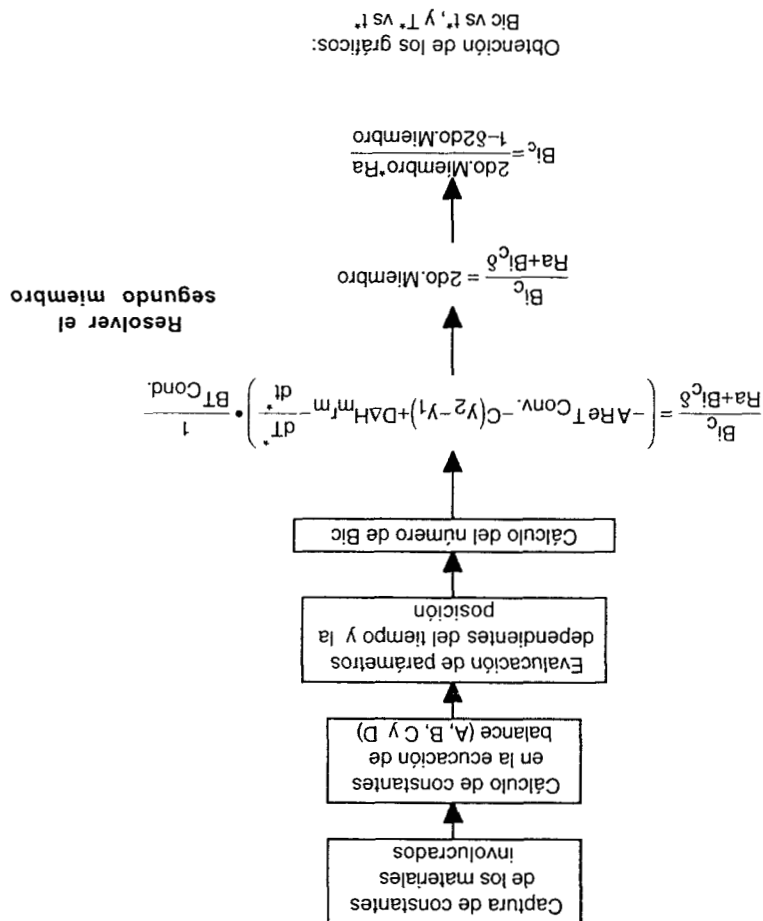


Figura 8.3. Diagrama de Flujo para el cálculo del Número de Biot a partir del modelo adimensional de los balances de calor

8.2.2. BALANCE DE CALOR

La evolución de los calores metabólico, conductivo, convectivo y acumulado se muestra en la Figura 8.3, para los biorreactores de laboratorio y piloto. Se puede apreciar que el término de calor metabólico aumenta en las horas de mayor actividad microbiana.

En la Figura 8.3 se observa que el mecanismo conductivo es más importante en la disipación del calor metabólico generado. El calor latente de vaporización y el calor convectivo tienen valores cercanos a cero durante el co-composteo por lo cual no se presentan en la Figura 8.3.

El gráfico correspondiente a N_{Re} 0.17 (Figura 8.3a) se observa que el calor metabólico fue removido más rápidamente que en los otros casos. Se puede apreciar que existe una gran cantidad de calor removido entre las 30 y 80 h de co-composteo. En cambio, en el caso N_{Re} 0.43 (laboratorio) y 1.19 (piloto) la historia del calor metabólico es distinta. Se observan valores positivos lo que indica que el biorreactor fue calentado por el sistema de aislamiento. Es decir, la disipación del calor fue deficiente en estos casos. En las primeras 75 h de co-composteo se apreciaban valores positivos de calor metabólico, lo cual revela el citado calentamiento. Asimismo, en el biorreactor de 0.864 kg las oscilaciones de este término son más severas que en el biorreactor piloto.

En la Tabla 8.3 se muestran los resultados de calor metabólico acumulado para los tres experimentos analizados. En los casos de N_{Re} 0.43 y 1.19 se estimó un 90 % del calor metabólico teórico a diferencia del caso N_{Re} 0.17, donde se alcanzó un 5 % aproximadamente.

Los valores negativos de calor muestran que se generó calor y los positivos significan un enfriamiento del sistema. El calor metabólico producido en los biorreactores laboratorio se removió principalmente por el mecanismo conductivo, principalmente en el caso de N_{Re} 0.17. En el caso de N_{Re} 0.43 (laboratorio) se registraron valores positivos del calor metabólico. Las oscilaciones mostradas en la Figura 8.3b muestran el compromiso existente entre el calentamiento

Tabla 8.3. Calor metabólico acumulado a partir de los perfiles de temperatura observados comparados con los valores teóricos.

N ^{He} -Escala			
	0.17-0.864 kg	0.43-0.864 kg	1.19-26.5 kg
Estimado Teórico	- 472,281.56 KJ/m ³	- 449,205.24 KJ/m ³	- 455,416.88 KJ/m ³
Calculado	- 19,138.75 KJ/m ³	- 405,702.28 KJ/m ³	- 401,406.01 KJ/m ³
% Teórico alcanzado	4.05 %	90.31 %	88.14 %

debido a la actividad microbiana y el calentamiento externo. El calor acumulado en este caso fue siempre cercano a cero lo cual indica que hubo un equilibrio entre la remoción de calor y el calentamiento. El comportamiento del biorreactor piloto muestra una etapa inicial (60-75 h) en las que el término de calor metabólico muestra un calentamiento por parte del sistema de aislamiento. Posterior a este periodo el calor metabólico muestra valores negativos lo que indica el calentamiento debido a la actividad microbiana. Al igual que en los casos anteriores el calor acumulado fue cercano a cero durante el co-composteo.

En el proceso de producción de ácido cítrico por FMS con *Aspergillus niger* se encontró una mayor cantidad de calor acumulado durante el proceso (Gutiérrez-Rojas *et al.*, 1996). A diferencia de los biorreactores de acrílico empleados por estos autores, la pared de los biorreactores usados fue de acero inoxidable, la cual presenta mejores propiedades conductivas permitiendo una remoción de calor más efectiva.

El calor metabólico total a las 150 h de co-composteo indica que los biorreactores a N^{He} 0.43 y 1.19, en escala laboratorio y piloto generaron una mayor cantidad de calor por la actividad microbiana. En ambos casos se determinó aproximadamente el 90 % de la cantidad de calor metabólico teórico esperado, debido al consumo de los azúcares y los hidratos de carbono. Gutiérrez-Rojas *et al.*, (1996), encontraron aproximadamente un 26 % del calor metabólico teórico esperado. La cantidad de calor metabólico determinado en el biorreactor a N^{He} 0.17 representa sólo el 5 % del calor esperado debido, posiblemente, a que el biorreactor calentado por el sistema de la cámara de aislamiento empleado.

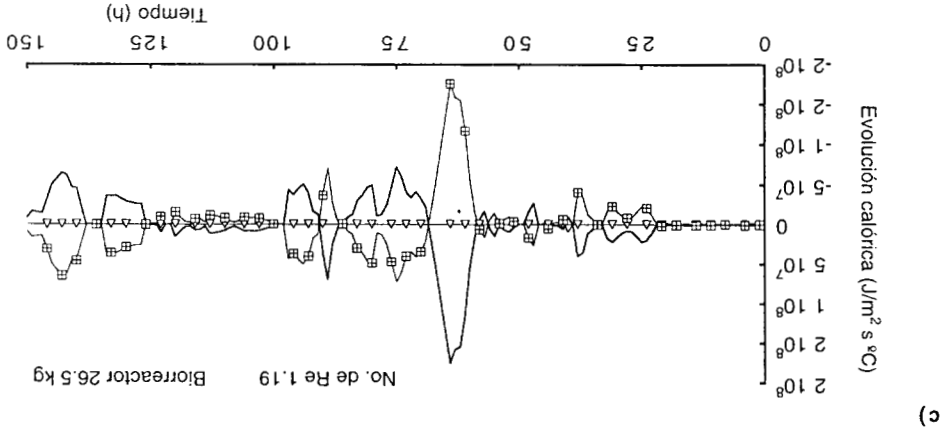
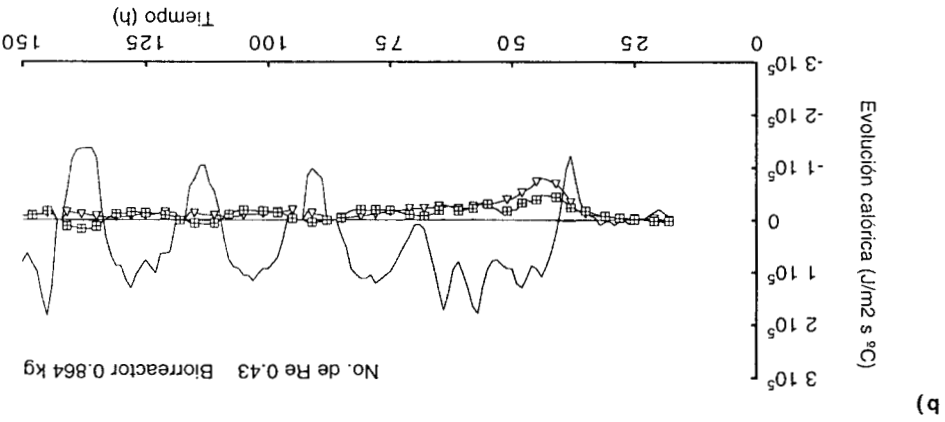
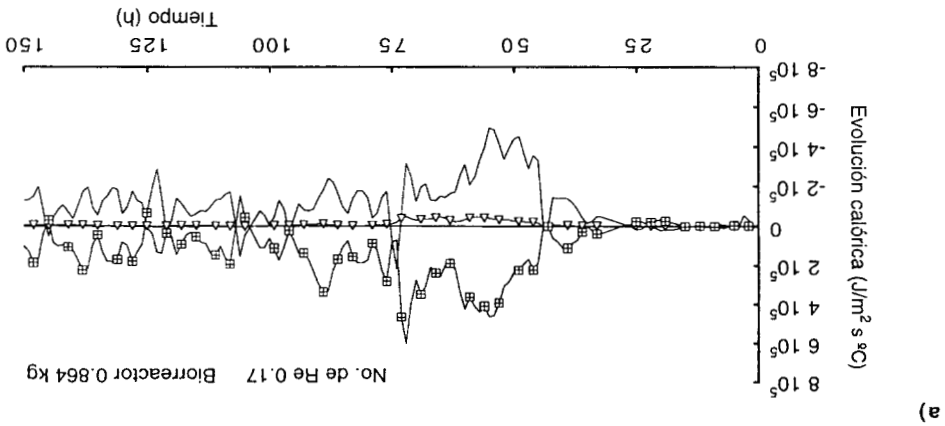


Figura 8.3. Evolución del calor durante el co-composteo; (—) Calor metabólico; (□) Calor conductivo, (△) Calor convectivo.

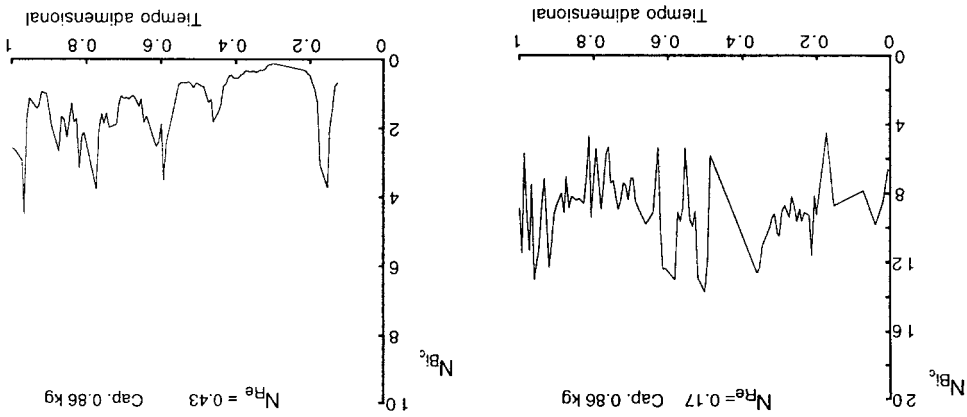
En estos casos se aprecia que en ocasiones se tiene un calentamiento del biorreactor. Es decir, a pesar de la condición de mantener la temperatura de la cámara por debajo del biorreactor se muestra (como en el caso de $N_{Re} 0.17$) que en ocasiones el biorreactor es calentado artificialmente por la cámara. Si se comparan los biorreactores operados a $N_{Re} 0.43$ y 1.19 , se tendrán sistemas en los cuales se mantienen constantes los balances de calor (calor acumulado igual a cero) como propone Saucedo-Castañeda *et al.*, (1992), como un criterio de escalamiento. Sin embargo, en el sistema utilizado esto no fue suficiente para garantizar un rendimiento semejante en ambas escalas (laboratorio y piloto). En la escala laboratorio se observó un rendimiento cercano al 80 % de degradación de hidrocarburos y en la piloto escasamente se alcanzó un 40 % de degradación.

8.2.3. EVOLUCIÓN DEL NO. DE BIC DURANTE EL CO-COMPOSTEO

En la Figura 8.4 se muestra la evolución del N_{Bic} durante el co-composteo para los tres experimentos realizados. Los valores de N_{Bic} oscilan alrededor de valores promedio durante el co-composteo. En el caso de $N_{Re} 0.17$ se tiene un valor promedio de 8.36 ± 2.73 , en el de $N_{Re} 0.43$ se observa un valor de 1.29 ± 0.83 y para N_{Re} de 1.19 de 85.38 ± 4.51 . En la gráfica de N_{Bic} vs tiempo adimensional correspondiente a $N_{Re} 0.17$, escala laboratorio, se observa que los valores de N_{Bic} se sitúa alrededor del valor promedio de 8.36 . En la correspondiente a $N_{Re} 0.43$ a esa misma escala, los valores muestran un ascenso conforme aumenta el tiempo adimensional. Por último, la gráfica del biorreactor piloto muestra un comportamiento constante alrededor del promedio 85.4 (Figura 8.4c).

En los casos de $N_{Re} 0.17$ y 1.19 los valores de N_{Bic} se mantienen alrededor de un valor promedio determinado, cuyas variaciones se deben, posiblemente, a los cambios del ambiente que rodea al biorreactor. En cambio, en el caso de $N_{Re} 0.43$ (laboratorio) el N_{Bic} presenta una tendencia a aumentar. Esto indica, posiblemente, que las propiedades conductivas del material cambian durante el co-composteo ya que la velocidad del gas a través del lecho se mantiene constante. Por otra parte Saucedo-Castañeda *et al.*, (1990), encontraron valores de N_{Bic} de 10.12 y de 5.24 al modelar matemáticamente el crecimiento de *Aspergillus niger* sobre yuca, empleando un biorreactor de vidrio enchaquetado.

a)



b)

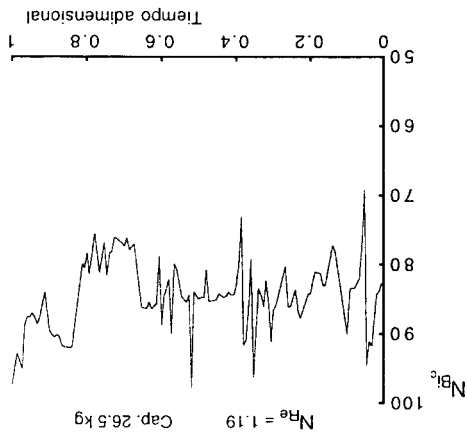


Figura 8.4. Evolución del $N_{Bi,c}$ durante el co-composteo.

En el caso del biorreactor piloto ($N_{Bi,c}$ 83.38 $\pm$ 4.51) predominó la transferencia convectiva de calor. Aunque no se han registrado valores tan grandes de $N_{Bi,c}$ el comportamiento de la relación de los flujos de transferencia convectiva a conductiva fue constante. El sistema de aislamiento del biorreactor piloto no permitió gradientes importantes entre el lecho empacado y el ambiente externo.

En la Tabla 8.4 se resumen los resultados de N_{Re} , N_{Bi_c} y la biodegradación alcanzada en 150 h de co-composteo y se puede observar que cuando se tienen las condiciones tales que el mecanismo de transferencia de calor controlante se halla en un equilibrio entre el conductivo y el convectivo, se obtienen niveles de biodegradación elevados, como se tuvieron en el caso de N_{Re} 0.43. El mecanismo de transferencia controlante convectivo significa que el flujo de aire a través del empaque es insuficiente para disipar el calor que se genera en el empaque. En los casos de N_{Re} 0.17 y 1.19, la disipación de calor ocurrió a través del mecanismo de transferencia de calor conductivo, por lo cual los valores de N_{Bi_c} son altos. De acuerdo a lo anterior, para garantizar un alto nivel de biodegradación de hidrocarburos es aconsejable obtener valores de N_{Bi_c} bajos, próximos a uno.

Tabla 8.4. Cuadro resumen de los niveles de biodegradación de hidrocarburos alcanzados durante el co-composteo de acuerdo al N_{Re} y N_{Bi_c}

N_{Bi_c}	N_{Re}	Gasto específico (vkgm)	Mecanismo de transferencia de calor controlante	Degradación de hidrocarburos (%)
8.4 ± 2.7	0.17	2.2	Conductivo	46.7
1.3 ± 0.8	0.43	2.8	Equilibrio convectivo-conductivo	82.1
85.8 ± 4.5	1.19	0.22	Conductivo	33.6

8.4. CONCLUSIONES

La estrategia de separar el empaque del biorreactor en dos secciones para realizar los balances de calor fue acertada ya que se pudo determinar un porcentaje elevado del calor metabólico estimado a partir de las ecuaciones de combustión de los azúcares e hidrocarburos presentes.

Mantener valores de N_{Bic} pequeños permitiría garantizar rendimientos semejantes entre escalas diferentes siempre que el N_{Re} se mantenga constante y mayor a 0.4 entre ellas.

Por otra parte, el No. de Bic puede ser utilizado como un criterio de escalamiento que permite mantener semejantes las condiciones de transferencia de calor por convección y conducción entre el ambiente y el biorreactor.

9.

CONCLUSIONES GENERALES

9. CONCLUSIONES GENERALES

El control de la temperatura de la cámara donde se colocan los biorreactores tiene un efecto sobre la biodegradación de los hidrocarburos en la mezcla. Para valores menores de 0.4, el N_{Re} tiene efecto positivo sobre la biodegradación de hidrocarburos en los experimentos en columnas de vidrio con control de temperatura. Para valores mayores a N_{Re} de 0.34 la biodegradación resultó siempre mayor al 50 %.

La biodegradación de hidrocarburos en biorreactores de 50 y 864 g alcanza niveles semejantes cuando se mantiene el N_{Re} igual en ambos equipos. Así, se delimitó una zona segura, entre valores de N_{Re} de 0.26 y 1.19, donde la biodegradación alcanza niveles semejantes, mayor o igual al 50 %, en ambas escalas.

Cuando el cambio de escala se realizó con un factor de 30 veces (de biorreactores de 0.864 a 26.5 kg) el N_{Re} como criterio de escalamiento fue insuficiente para garantizar un cambio de escala exitoso. Se deben considerar aspectos de transferencia de calor controlante. Para garantizar el éxito del proceso de escalamiento, se deben mantener valores de N_{Bi} pequeños y el N_{Re} constante entre las escalas de estudios.

De acuerdo a la evidencia encontrada el N_{Bi} puede utilizarse como un parámetro de operación a fin de mantener las condiciones de transferencia convectiva y conductiva entre el ambiente y el biorreactor constantes.

El uso de la MSR para predecir el comportamiento de a_w y de la e_o de una mezcla compleja en función de su composición, permite una mejor planeación de los experimentos de biodegradación por co-composteo. Esto sustituye los métodos de ensayo y error para encontrar una zona segura para llevar a cabo el cocomposteo.

Las mezclas cuya composición se encuentra dentro de los siguientes límites: fracción de agua de 0.55 a 0.70, fracción de bagacillo de caña de 0.20 a 0.45 y la fracción de suelo contaminado de 0.0 a 0.25 tendrán niveles de a_w y e_o adecuados para la biodegradación de hidrocarburos.

La mezcla seleccionada para la realización de experimentos contenía las fracciones principales de: 0.15 de suelo contaminado con hidrocarburos, 0.25 de bagacillo de caña y 0.60 de agua.

10.

RECOMENDACIONES

10. RECOMENDACIONES

Las recomendaciones siguientes para realizar futuros estudios en este campo se basan en la experiencia y conocimientos adquiridos.

- Para comprobar si el N_{He} y el N_{Br} servirán como criterios de escalamiento según se establece en las conclusiones generales se debe realizar un experimento en el biorreactor de 26.5 kg utilizando un diámetro de partícula de la misma dimensión que el empleado en los biorreactores de 0.86 kg y aumentar el gasto de aire para obtener un N_{He} adecuado.
- Para mejorar el control de la temperatura de la cámara de incubación de los biorreactores de 0.86 kg y de la chaqueta del de 26.5 kg debe contarse con dispositivos electrónicos adecuados para realizar esta tarea automáticamente.
- Para monitorear las temperaturas que se dan en los empaques durante el co-composteo los biorreactores deben contar con un mayor número de puntos para colocar termopares a diferentes alturas del empaque. Con esto se podrían realizar estudios de transferencia de calor con mayor precisión. Actualmente, sólo puede detectarse la temperatura a cuatro alturas distintas.
- Debe contarse con una infraestructura adecuada para la realización de experimentos a escala piloto.

BIBLIOGRAFIA

BIBLIOGRAFIA.

- **Beaudin, R.,** Caron, R. F., Legros, R., Ramsay, J., Lawlor, L. & Ramsay, B (1996). *Cocomposting of weathered hydrocarbon-contaminated soil*. Compost science & utilization, 4, 2, pp. 37-45.
- **Breitung, J.,** Bruns-Nagel, D., Steinbach, K., Kaminski, L., Gamsa, D. & von Löw, E. (1996). *Bioremediation of 2,4,6-trinitrotoluene-contaminated soils by two different aerated compost system*. Appl. Microbiol. Biotechnol., 44, pp. 795-800.
- **Cole, M.A.,** Zhang, L. & Liu, X. (1995). *Remediation of pesticide contaminated soil by planting and compost addition*. Compost science and utilization, vol. 3, No. 4, 20-30.
- **Cookson, John T., Jr.** (1995). *Bioremediation engineering: Design and application*. McGraw Hill, United States of America, pp 11-25.
- **Cooperband, L. R. & Middleton, J. H.** (1996). *Changes in chemical, physical and biological properties of passively-aerated cocomposted poultry litter and municipal solid waste compost*. Compost Science & Utilization, Vol. 4, No. 4, 24-34.
- **Cordova, L.J.A.** (1994). *Efecto de la concentración inicial de glucosa en el crecimiento y la producción de ácido cítrico en *Aspergillus niger* por fermentación en estado sólido*. Tesis para obtener el grado de Maestro en Biotecnología. UAM-I.
- **Cornell, J.A.** (1981). *Experiments with mixture*. John Wiley & Sons, New York, USA
- **Dott, W.,** Feideiker, D., Steiof, M., Becker, P.M. & Kämpfer, P. (1995). *Comparison of ex situ and in situ techniques for bioremediation of hydrocarbon-polluted soils*. En International biodegradation & biodegradation. Ed. Elsevier Science Limited, Gran Bretaña, pp. 301-316.
- **Du Preez, J.,** Prior, B. A. y Rein, P. W. (1992). *Environmental parameters*. En Solid Substrate Cultivation, Ed. por Horst W. Doelle, David Mitchell y Carlos E. Rolz. Elsevier Applied Science, Gran Bretaña, pp. 65-72.
- **Durand, A. & Chereau, D.** (1988). *A new pilot reactor for solid state fermentation: application to the protein enrichment of sugar beet pulp*. Biotechnol. Bioeng. 31 pp 476-486.

- **Durand, A., Renaud, R., Alamanza, S., Maratray, J., Diez C., M. & Desgranges** (1993). *Solid state fermentation reactors: from Lab scale to Pilot plant*. Biotechnol. Adv., 11, pp. 591-597.
- **Edgeworth J., R. & Thring, M.W.** (1957). *Introductory paper*. En Joint Symposium The Scaling up of chemical plant and processes. Institution of Chemical Engineers, Londres, Inglaterra.
- **Edgeworth J., R. & Wooldridge M., T.** (1957). *Pilots plants, models, and scale-up methods in Chemical Engineering*. McGraw-Hill, New York, pp. 12-26
- **Foght, J.M., Fedorak, P.M. & Westlake, D.W.S.** (1990). *Mineralization of [¹⁴C]hexadecane and [¹⁴C]phenanthrene in crude oil: specificity among bacterial isolates*. Can. J. Microbiol., 36, pp. 169-175.
- **García T., Antonio** (1981). *Experimentos en Microbiología del Suelo*. Compañía Editorial Continental, S.A., México, 1981, pp. 28-31.
- **Geerdink, M.J., van Loosdrecht, M.C.M. & Luyben K.Ch.A.M.** (1996). *Biodegradability of diesel oil*. Biodegradability 7, pp. 73-81
- **Goodhue, C.T., Rosazza, J.P. & Peruzzotti, G.P.** (1986). *Methods for transformation of organic compounds*. En "Manual of industrial microbiology and biotechnology", ed. por Arnold L. Demain y Nadine A. Solomon. American Society for Microbiology, Washington, D.C.
- **Green, D.W.** (1990). *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. McGraw Hill, Japan.
- **Gutiérrez-Rojas, M., Aboul Hosn, S., Amar, Auriá, R., Revah S. & Favéla-Torres, E.** (1996). *Heat transfer in citric acid production by solid state fermentation*. Process Biochem., 31(4), pp 363-369.
- **Gutiérrez-Rojas, M., Auriá, R., Benet, J.C. & Revah, S.** (1995). *A mathematical model for solid state fermentation of mycelial fungi on inert support*. The Biochem. Eng. J., 60, pp. 189-198
- **Hanstveit, A.O.** (1992). *Biodegradability of petroleum waxes and beeswax in an adapted CO₂ evolution test*. Chemosphere, 25, 4, pp. 605-620.
- **Haug, Robert T.** (1993). *The practical handbook of compost engineering*. Ed. Legis Publishers, U.S.A., pp 1-2.
- **Hesseltine, C.W.** (1977b). *Solid state fermentation - Part 2*. Process Biochem. 12(9), pp. 29 - 32.

- **Huesemann, M.H.** (1995). *Predictive model for estimating the extent of petroleum hydrocarbon biodegradation in contaminated soils*. Environ. Sci. Technol. 29, 7-18.
- **Hutchins, S.R., Miller, D.E., Beck, F.P., Thomas, A., Williams, S.E. & Willis, G.D.** (1995). *Nitrate-based bioremediation of JP-4 jet fuel: pilot scale demonstration*. En Applied Bioremediation of Petroleum Hydrocarbons por Hinchee, R.E., Kittel, J.A. & Reisinger H.J. Ed. Battele Press, Columbus-Richland. pp 123-131.
- **Kern, D. Q.** (1995). *Procesos de transferencia de calor*. Compañía editorial continental, S. A. de C. V., 26a edición. México, D.F., pp. 813-818.
- **Kossen, N.W.F.** (1994b). *Scale-up*. En Advances in Bioprocess Engineering, por E. Galindo y O.T. Ramirez. Ed. Kluwer Academic Press, Holanda, pp. 53-65.
- **Laine, M.M. & Jørgensen, K.S.** (1997). *Effective and safe composting of chlorophenol-contaminated soil in pilot scale*. Environ. Sci. Technol., 31, pp. 371-378.
- **Laukevics, J.J., Apsite, A.F., Viestur, U.E. & Tengerdy, R.P.** (1984). *Solid substrate fermentation of wheat straw to fungal protein*. Biotechnol. Bioeng. 26, 1465-1474.
- **Levenspiel, Octave** (1993). *Flujo de fluidos e intercambio de calor*. Ed. Reverte, S.A., España, pp. 119-131.
- **Lonsane, B.K., Saucedo-Castañeda, G., Raimbault, M., Roussos, S., Viniegra-González, G., Ghildyal, N.P., Ramakrishna, M. & Krishnaiah, M. M.** (1992). *Scale-Up strategies for solid state fermentation systems*. Process Biochem., 27, pp. 259-273.
- **Marín, M., Pedregosa, A., Ríos, S., Ortiz, M.L. & Laborda, F.** (1995). *Biodegradation of diesel and heating oil by Acinetobacter calcoaceticus MM5: its possible applications on bioremediation*. En International biodegradation & biodegradation. Ed. Elsevier Science Limited, Gran Bretaña, pp. 269-285.
- **Mendoza Weisskopf, J. M.** (1994). *Balances de calor en un proceso de biodegradación de lodos activados por fermentación sólida*. Tesis para obtener el grado de Maestra en Biotecnología. Universidad Autónoma Metropolitana, Unidad Iztapalapa.
- **Montgomery, D.C.** (1991). *Diseño y análisis de experimentos*. Grupo editorial Iberoamericana, México, pp. 467-469.

- **Moo-Young, M. A., Moreira, R. y Tengerdy, R. P.** (1983) *Principles of solid substrate fermentation in the filamentous fungi*. En *Fungal Technology*, Vol. IV, Editores S.E. Smith, D.R. Berry y B. Vristiunsen, Ed. Arnold, London, pp. 117-144.
- **Papadimitriou, E. K. & Bails, C.** (1996). *Comparative study of parameters to evaluate and monitor the rate of composting process*. *Compost Science & Utilization*, Vol. 4, No. 4, 52-61.
- **Pirt, S. John** (1975). *Principles of microbe and cell cultivation*. Ed. Black-Well Scientific Publications, Gran Bretaña, pp. 81-83.
- **Prior, B. A., Du Preez, J. C. & Rein, P. W.** (1992). *Environmental parameters*. En "Solid Substrate Cultivation" por Doelle, H.W., Mitchell, D.A. & Rolz, C.E. Ed. Elsevier applied science, London and New York, pp 78.
- **Raimbault, M. & Alazard, D.** (1980). *Culture method to study fungal growth in solid fermentation*, Eur. J. Gen. Appl. Microbiol., 12, 311-327.
- **Rajagopalan, S. & Modak, J. M.** (1994). *Heat and mass transfer simulation studies for solid-state fermentation processes*. *Chem. Eng. Sci.*, 49, 13, pp. 2187-2193.
- **Romano-Machado, J. M.** (1996). *Producción de esporas del hongo entomopatógeno *Beauveria bassiana* por Fermentación en Medio Sólido*. Tesis para obtener el grado de Maestró en Biotecnología. Universidad Autónoma Metropolitana, Unidad Iztapalapa.
- **Roussos, S., Raimbault, M., Viegra-González, G., Suacedo-Castañeda, G. & Lonsane, B.K.** (1991). *Scale-up of cellulases production by *Trichoderma harzianum* on a mixture of sugar cane bagasse and wheat bran in solid state fermentation system*. *Mycol. Neotrop. Appl.* 4, pp. 83-98.
- **Saucedo-Castañeda, G., Lonsane, B.K., Krishmalah, M.M., Navarro, J.M., Roussos, S. & Raimbault, M.** (1992). *Maintenance of heat and water balances as a scale-up criterion for the production of ethanol by *Schwanniomycetes castelli* in a solid state fermentation system*. *Process Biochem.*, pp. 97-107.
- **Saucedo-Castañeda, S., Gutiérrez-Rojas, M., Bacquet, G., Raimbault, M. & Viniegra-González, G.** (1990). *Heat transfer simulation in solid substrate fermentation*. *Biotechnol. Bioeng.*, 35, pp 802-808.
- **Saval B., S.** (1995). *Memorias del segundo Minisimposium Internacional sobre Remoción de Contaminantes de Aguas y Suelos*. Instituto de Ingeniería, UNAM, México, pp 168-173.

- **Scheffé, H.** (1963). *J. Royal Stat. Soc.* 25, pp. 235.
- **Schulz-Berndt, V. & Poetzsch, E.** (1995). *Large-Scale experience with biological treatment of contaminated soil*. En *Applied Bioremediation of Petroleum Hydrocarbons por Hinchee, R.E., Kittel, J.A. & Reisinger H.J.* Ed. Battelle Press, Columbus-Richland. pp 219-233
- **Stentford, E.I. & Dods, C.M.** (1992). *Composting*. En "Solid Substrate Cultivation" por Doelle, H.W., Mitchell, D.A. & Rolz, C.E. Ed. Elsevier applied science, London and New York, pp 211-246.
- **United States, Environmental Protection Agency** (1986). *Laboratory Manual Physical/Chemical Methods*. Washington, D.C.. Test methods for Evolution Solid Waste. Office of solid waste and emergency response, Vol. IB.

ANEXOS

ANEXO A. TRANSFORMACIÓN DE COORDENADAS NO ORTOGONALES A UN SISTEMA ORTOGONAL

El diagrama de tres fases empleado en el Capítulo 5 para definir la mezcla experimental es un sistema de coordenadas no ortogonal que contiene cuatro variables que son, las tres fracciones que componen la mezcla (f_a , f_b y f_s) y la respuesta, ya sea la a_w o la porosidad. Debe recordarse que las fracciones de la mezcla experimental cumplen la siguiente condición:

$$\sum x_i = 1 \quad (A.1)$$

Gracias a la cual una de las fracciones puede ser definida en función de las otras dos. En la Figura A.1 se muestra un diagrama de tres fases donde el punto P puede definirse por las siguientes coordenadas:

$$P(f_s, f_a, f_b) = P(a, b, c) \quad (A.2)$$

De acuerdo con la Figura A.1a, a es la distancia sobre el eje f_s que va desde el vértice marcado con cero hasta la intersección entre el eje f_s y la paralela al lado f_b que pasa por el punto P. Asimismo, se obtienen las distancias b y c . De este modo se tiene la posición del punto P dentro del triángulo.

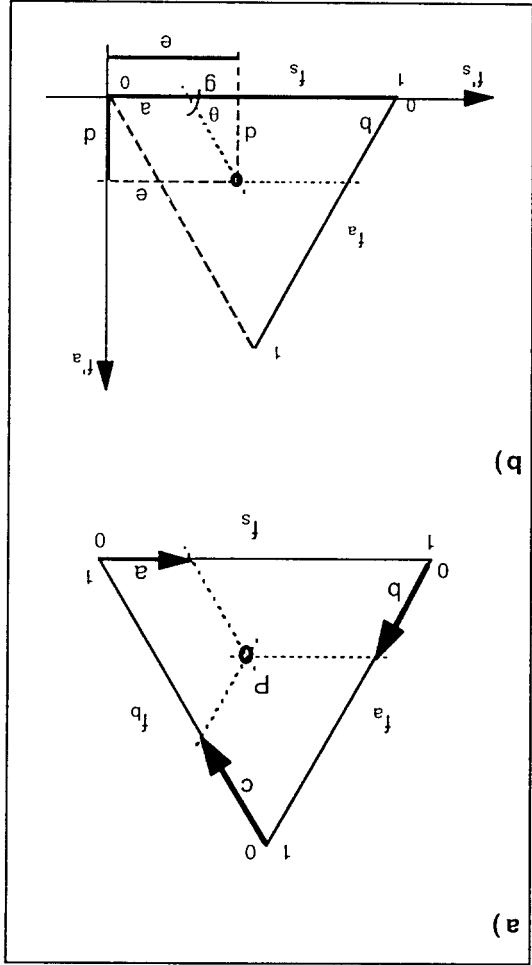


Figura A.1. Transformación de coordenadas de un sistema no ortogonal (diagrama de tres fases) a un sistema ortogonal

Para transformar de este sistema de coordenadas a un sistema ortogonal se hizo coincidir uno de los ejes del triángulo con uno de los ejes de coordenadas cartesianas. En este caso fue el eje f_s con el eje cartesiano f'_s , como se muestra en la Figura A.1b. Las nuevas coordenadas se pueden expresar como sigue:

$$(A.3) \quad P(a,b) = P'(f'_s, f'_a) = P'(e,d)$$

La distancia c se omitió ya que puede definirse conociendo las otras dos distancias a través de la siguiente ecuación:

$$(A.4) \quad c = 1 - a - b$$

que se obtuvo a partir de la ecuación (A.1).

Las distancias e sobre los ejes ortogonales f'_s se determinan mediante la ecuación siguiente:

$$(A.5) \quad e = a + g$$

si

$$(A.6) \quad \cos \theta = \frac{\text{cateto adyacente}}{\text{hipotenusa}}$$

donde cateto adyacente es g y la hipotenusa es b , entonces:

$$(A.7) \quad \cos \theta = \frac{g}{b}$$

despejando g de esta ecuación se tiene:

$$(A.8) \quad g = b \cdot \cos \theta$$

así, la distancia e se puede conocer sustituyendo (A.8) en (A.5)

$$(A.9) \quad e = a + b \cdot \cos \theta$$

ya que a y b se conocen.

La función trigonométrica seno se define como sigue:

$$(A.10) \quad \text{seno } \theta = \frac{\text{cateto opuesto}}{\text{hipotenusa}} = \frac{d}{b}$$

despejando d se tiene:

$$(A.11) \quad d = b \cdot \text{seno } \theta$$

Entonces las distancias e y d en los ejes ortogonales f'_s y f'_a se conocen mediante las ecuaciones de transformación siguientes:

$$(A.12) \quad P(f'_s, f'_a) = P'(f'_s, f'_a) = P'(a + b \cdot \cos \theta, b \cdot \text{sen } \theta)$$

Los datos se ingresan al paquete graficador Surfer transformando dos variables que son f_s y f_a . Se agrega la variable respuesta, ya sea a_w o la porosidad y se gráfica obteniendo tanto el topograma como la superficie de respuesta correspondientes.

A.2. COMPOSICIÓN DE LOS PUNTOS DE MUESTREO SEGÚN EL DISEÑO SIMPLEX-CENTROIDE.

Tabla A.1. Composición detallada de la mezcla experimental en el punto de operación Mezcla 1 de acuerdo al diseño Simplex-Centroide

Componente principal	Componente	Subfracción	Fración
f_b	Bagacillo de caña	0.11	
	Sacarosa	0.06	
	K_2HPO_4 y urea	0.03	
f_s	Suelo contaminado	0.37	
	Lodos activados	0.03	
f_a	Agua	0.25	
	Sales minerales	0.15	0.40

Tabla A.2. Composición detallada de la mezcla experimental en el punto de operación Mezcla 2 de acuerdo al diseño Simplex-Centroide

Componente principal	Componente	Subfracción	Fración
f_b	Bagacillo de caña	0.33	
	Sacarosa	0.17	
	K_2HPO_4 y urea	0.10	
f_s	Suelo contaminado	0.00	
	Lodos activados	0.00	
f_a	Agua	0.06	
	Sales minerales	0.34	0.40

Tabla A.3. Composición detallada de la mezcla experimental en el punto de operación Mezcla 3 de acuerdo al diseño Simplex-Centroide

Componente principal	Componente	Subfracción	Fración
f_b	Bagacillo de caña	0.11	
	Sacarosa	0.06	
	K_2HPO_4 y urea	0.03	
f_s	Suelo contaminado	0.00	
	Lodos activados	0.00	
f_a	Agua	0.65	
	Sales minerales	0.15	0.80

Tabla A.4. Composición detallada de la mezcla experimental en el punto de operación Mezcla 4 de acuerdo al diseño Simplex-Centroide

Componente principal	Componente	Subfracción	Fración
f_b	Bagacillo de caña	0.11	0.20
	Sacarosa	0.06	
	K_2HPO_4 y urea	0.03	
f_s	Suelo contaminado	0.18	0.20
	Lodos activados	0.02	
	Agua	0.45	
f_a	Sales minerales	0.15	0.60

Tabla A.5. Composición detallada de la mezcla experimental en el punto de operación Mezcla 5 de acuerdo al diseño Simplex-Centroide

Componente principal	Componente	Subfracción	Fración
f_b	Bagacillo de caña	0.22	0.40
	Sacarosa	0.11	
	K_2HPO_4 y urea	0.07	
f_s	Suelo contaminado	0.17	0.20
	Lodos activados	0.03	
	Agua	0.09	
f_a	Sales minerales	0.31	0.40

Tabla A.6. Composición detallada de la mezcla experimental en el punto de operación Mezcla 6 de acuerdo al diseño Simplex-Centroide

Componente principal	Componente	Subfracción	Fración
f_b	Bagacillo de caña	0.22	0.40
	Sacarosa	0.11	
	K_2HPO_4 y urea	0.07	
f_s	Suelo contaminado	0.00	0.00
	Lodos activados	0.00	
	Agua	0.29	
f_a	Sales minerales	0.31	0.60

Tabla A.7. Composición detallada de la mezcla experimental en el punto de operación Mezcla 7 de acuerdo al diseño Simplex-Centroide

Componente principal	Componente	Subtracción	Fración
f _b	Bagacillo de caña	0.18	
	Sacarosa	0.09	
	K ₂ HPO ₄ y urea	0.06	0.33
f _s	Suelo contaminado	0.12	
	Lodos activados	0.02	0.14
	Agua	0.28	
f _a	Sales minerales	0.25	0.53

Tabla A.8. Composición detallada de la mezcla experimental en el punto de operación Mezcla 8 de acuerdo al diseño Simplex-Centroide

Componente principal	Componente	Subtracción	Fración
f _b	Bagacillo de caña	0.14	
	Sacarosa	0.07	
	K ₂ HPO ₄ y urea	0.04	0.26
f _s	Suelo contaminado	0.25	
	Lodos activados	0.03	0.28
	Agua	0.26	
f _a	Sales minerales	0.20	0.46

Tabla A.9. Composición detallada de la mezcla experimental en el punto de operación Mezcla 9 de acuerdo al diseño Simplex-Centroide

Componente principal	Componente	Subtracción	Fración
f _b	Bagacillo de caña	0.14	
	Sacarosa	0.07	
	K ₂ HPO ₄ y urea	0.04	0.26
f _s	Suelo contaminado	0.06	
	Lodos activados	0.02	0.08
	Agua	0.46	
f _a	Sales minerales	0.20	0.66

Tabla A.10. Composición detallada de la mezcla experimental en el punto de operación Mezcla 10 de acuerdo al diseño Simplex-Centroid

Componente principal	Componente	Subtracción	Fración
f _b	Bagacillo de caña	0.25	
	Sacarosa	0.12	
f _s	K ₂ HPO ₄ y urea	0.08	0.46
	Suelo contaminado	0.05	
	Lodos activados	0.03	0.08
	Agua	0.11	
f _a	Sales minerales	0.35	0.46

ANEXO B.

B.1. VALORES DE LOS PARÁMETROS EMPLEADOS.

Parámetro	Escala													
	0.864 kg						26.5 kg							
N_{Re}	0.17							0.43						
N_{Bic}	8.4 ± 2.7							1.3 ± 0.8						
A_{Te}	3.85							3.85						
C_{pm}	3021.25							3021.25						
Cr	0.193							0.193						
d_p	7.15E-04							1.30E-03						
G_a	2.55E-07							3.26E-07						
h_l	72.99							52.91						
h_c	6.28							6.28						
k_g	0.026							0.026						
k_r	45.28							45.28						
k_w	0.605							0.605						
L	2.60E-01							2.60E-01						
m	0.618							0.618						
No. de Pr	0.72							0.72						
Q_w	2.30E+06							2.30E+06						

Letras gregas			
Ra	5.35E-02	5.35E-02	1.70E-01
t _M	150	150	150
T _o	18.3	22.6	19.3
T _M	44.9	38.9	49.1
U	5.78	5.61	10543.5†
V _g	0.00351	0.00449	0.00107
V _{emp}	2.34E-03	2.34E-03	4.96E-02
† Kern, 1995			
p _m	350	350	534
p _g	0.897	0.897	0.897
e _o	0.692	0.755	0.275
δ	8.00E-03	8.00E-03	2.00E-03
η _g	1.80E-05	1.80E-05	1.80E-05
η	1.80E-05	1.80E-05	1.80E-05

* No determinado.

ANEXO C

C.1. ESTIMACIÓN TEÓRICA DEL CALOR GENERADO DURANTE EL CO-COMPOSTEO

- SACAROSA

Cantidad de sacarosa presente al inicio del co-composteo en un metro cúbico de mezcla experimental:

$$V = 1 \text{ m}^3 \qquad \rho_{\text{emp}} = 350 \text{ kg/m}^3$$

$m_{\text{Hum}} = 350 \text{ kg}$

Cantidad de sacarosa al inicio:

Conc._{inicial} = 64.2 g/kg MH

Para No. de Re 0.17

Conc._{inicial} = 67.16 g/kg MH

Para No. de Re 0.43

entonces,

350 kg MH · 64.2 g Sac./kg MH = 22470 g Sac. (=) 22.47 kg Sac. No. de Re 0.17

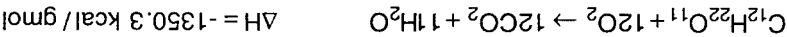
350 kg MH · 67.16 g Sac./kg MH = 23506 g Sac. (=) 23.51 kg Sac. No. de Re 0.43

expresado en g/mol, se tiene:

$\frac{22.47 \text{ kg Sac.}}{342.12 \text{ kg/kgmol}} = 0.06568 \text{ kgmol Sac. (=) } 65.68 \text{ g/mol Sac.}$ No. de Re 0.17

$\frac{23.51 \text{ kg Sac.}}{342.12 \text{ kg/kgmol}} = 0.06872 \text{ kgmol Sac. (=) } 68.72 \text{ g/mol Sac.}$ No. de Re 0.43

considerando la ecuación de combustión de sacarosa:



$$\Delta H = -1350.3 \text{ kcal/gmol}$$

entonces, para No. de Re 0.17:

$$65.68 \text{ gmol Sac.} * -1350.3 \text{ kcal/gmol} = -88687.704 \text{ kcal/m}^3 (=) -371317.68 \text{ kJ/m}^3$$

y para No. de Re 0.43:

$$68.72 \text{ gmol Sac.} * -1350.3 \text{ kcal/gmol} = -92792.62 \text{ kcal/m}^3 (=) -388504.14 \text{ kJ/m}^3$$

HIDROCARBUROS ALIFÁTICOS

La composición de la mezcla de hidrocarburos presentes en el suelo de Cactus, Chis., se muestra en la siguiente Tabla:

Tabla C.1. Composición porcentual de los hidrocarburos extraídos de la mezcla presente en el suelo de Cactus, Chis.

Fracción	Peso molecular	Fórmula empírica	$\bar{X}$	s	Valor Máximo
Asfaltenos	1069.13	$C_{74}H_{87}NS_2O$	28.72 %	8.50	36.81 %
Hid. Alifáticos	380.00	$C_{27}H_{56}^t$	17.69 %	6.15	26.66 %
Hid. aromáticos	470.00	$C_{35}H_{50}^t$	17.72 %	3.00	24.71 %

Composición proporcionados por el I.B. Yuri Castro Riquelme.

$\bar{X}$: Media de los valores muestrados experimentales.

s: Desviación estándar de los valores muestrados.

^t Calculado a partir de los datos presentados por Huesemann, 1995.

La cantidad de hidrocarburos alifáticos en un metro cúbico de mezcla húmeda al inicio del co-composteo fue:

$$Conc.inicial = 4.72 \text{ g/kg MH}$$

$$4.72 \text{ g/kg MH} * 350 \text{ kg MH} = 1652 \text{ g} (=) 1.652 \text{ kg}$$

Para No. de Re 0.17

$$4.72 \frac{\text{g}}{\text{kg MH}} * 350 \text{ kg MH} = 1652 \text{ g} (=) 1.652 \text{ kg}$$

Para No. de Re 0.17

$$\text{Conc. inicial} = 5.08 \frac{\text{g}}{\text{kg MH}}$$

$$5.08 \frac{\text{g}}{\text{kg MH}} * 350 \text{ kg MH} = 1778 \text{ g} (=) 1.778 \text{ kg}$$

Para No. de Re 0.43

expresado en g/mol, se tiene:

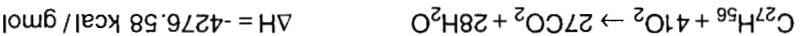
$$\frac{380 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}}}{1.652 \text{ kg}} = 4.35 \times 10^{-3} \text{ kgmol} (=) 4.35 \text{ g/mol}$$

Para No. de Re 0.17

$$\frac{380 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}}}{1.778 \text{ kg}} = 4.679 \times 10^{-3} \text{ kgmol} (=) 4.679 \text{ g/mol}$$

Para No. de Re 0.43

Tomando la ecuación de combustión de los hidrocarburos alifáticos:



$$\Delta H = -4276.58 \text{ kcal/gmol}$$

se tiene, para No. de Re 0.17:

$$4.35 \text{ g/mol} * -4276.58 \frac{\text{kcal}}{\text{gmol}} = -18603.123 \text{ kcal} (=) -77887.55 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^3}$$

y para No. de Re 0.43:

$$4.679 \text{ g/mol} * -4276.58 \frac{\text{kcal}}{\text{gmol}} = -20009.893 \text{ kcal} (=) -83777.42 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^3}$$

CALOR TOTAL GENERADO POR AMBAS FUENTES

Sumando ambos calores se tiene:

$$-371317.68 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^3} - 77887.55 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^3} = -449205.23 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^3}$$

No. de Re 0.17

$$-388504.14 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^3} - 83777.42 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^3} = -472281.56 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^3}$$

No. de Re 0.43

C.2. ADIMENSIONALIZACIÓN DEL MODELO DE BALANCE DE CALOR

Modelo de balance de calor para los biorreactores semi-piloto y piloto

$$\rho_m C_{p_m} \frac{dT_m}{dt} = \rho_g C_{p_g} \frac{L}{V} \cdot (T_{aire} - T) + \frac{Ra}{2U} (T_i - T_b) + Q^w A_{Te} G_a [\gamma_{ae} - \gamma_{as}] - \Delta H_m r_m \quad (C.1)$$

Variables adimensionales:

$$T^* = \frac{T - T_o}{T_m - T_o}$$

$$t^* = \frac{t}{t_m}$$

Tiempo adimensional

Temperatura adimensional

Luego entonces el diferencial adimensional queda:

$$dT^* = d \left(\frac{T - T_o}{T_m - T_o} \right); dT = (T_m - T_o) dT^*$$

$$dt^* = d \left(\frac{t}{t_m} \right); dt = t_m dt^*$$

Sustituyendo en la Ecuación C.1:

$$\rho_m C_{p_m} \frac{dT_m}{dt} = \rho_g C_{p_g} \frac{L}{V} (T_{aire} - (T_m - T_o) T^* - T_o) + \frac{Ra}{2U} (T_i - (T_m - T_o) T^* - T_o) + Q^w A_{Te} G_a (\gamma_{z2} - \gamma_{11}) - \Delta H_m r_m \quad (C.2)$$

Dividiendo la Ecuación D.2 entre $\frac{\rho_m C_{p_m} t_m}{(T_m - T_o)}$:

$$\frac{dT}{dt} = \rho_g C_p V_g \left(T_{aire} - T_o - T' \right) + 2U \left(\frac{Ra}{T_i - T_o} - T' \right) \left(\frac{p_m C_{p_m}}{t_m} \right) + \frac{Q_w A T_e G_a (Y_2 - Y_1) t_m}{\Delta H_{v_m} t_m} - \frac{p_m C_{p_m} (T_M - T_o)}{p_m C_{p_m} (T_M - T_o)} \quad (C.3)$$

Tomando el término de calor convectivo:

$$\rho_g C_p V_g \left(T_{aire} - T_o - T' \right) \left(\frac{p_m C_{p_m}}{t_m} \right)$$

Además, si $T_{Conv} = \frac{T_{aire} - T_o}{T_M - T_o} - T'$ y dividiendolo entre $\frac{\mu_g d_{p_c}}{\mu_g d_{p_e}}$, entonces se tiene:

$$\frac{\mu_g d_{p_e} \rho_g C_p V_g t_m}{\mu_g d_{p_e} \rho_g C_p V_g t_m} T_{Conv} = \frac{d_{p_m} C_{p_m} L}{T_{Conv}}$$

$$\text{pues } N_{Re} = \frac{d_{p_g} V_g}{\mu_g}$$

$$\text{Dividiendo entre } \frac{k_g}{k_g}$$

$$\frac{k_g \cdot \mu_g d_{p_e} \rho_g C_p V_g t_m}{k_g \cdot \mu_g d_{p_e} \rho_g C_p V_g t_m} T_{Conv} = \frac{d_{p_m} C_{p_m} L}{T_{Conv}}$$

pues $N_{Pr} = \frac{C_p \mu_g}{k_g}$, entonces el término de calor convectivo es:

$$\frac{k_g \mu_g C_p N_{Pr} N_{Re} t_m}{d_{p_m} C_{p_m} L} T_{Conv}$$

Para el término de calor conductivo

$$\frac{2U}{t_m} \left(\frac{Ra}{T_i - T_o} - T' \right) \left(\frac{p_m C_{p_m}}{t_m} \right)$$

Si sabemos que:

$$U = \frac{h \cdot k}{k + h \delta}$$

y que:

$$T_{\text{Cond}} = \left(\frac{T_i - T_o}{T_i - T_o} - T^* \right)$$

entonces el término de calor conductivo queda:

$$\frac{2t_m h \cdot k}{T_{\text{Cond}}} p_m C_p m R a (k + h \delta)$$

dividiendo entre $\frac{k}{k}$ entonces se tiene:

$$\frac{2t_m h \cdot k}{T_{\text{Cond}}} \frac{k}{k} p_m C_p m R a (k + h \delta)$$

multiplicando por $\frac{R a}{R a}$

$$\frac{R a}{2t_m h \cdot R a} \cdot \frac{2t_m h \cdot R a}{T_{\text{Cond}}} p_m C_p m R a \left(1 + \frac{k}{h \delta} \right) = \frac{p_m C_p m R a \left(R a + \frac{k}{R a h \delta} \right)}{T_{\text{Cond}}}$$

Si $N_{Bic} = \frac{k}{h \cdot R a}$ entonces:

$$\frac{2N_{Bic} t_m}{T_{\text{Cond}}} p_m C_p m R a \left(R a + N_{Bic} \delta \right)$$

Así la Ecuación C.1, se expresa en forma adimensional como:

$$\frac{dT^*}{dt^*} = \frac{k g_{t_m} N_{Pr} T_{\text{Conv}} + \frac{p_m C_p m R a}{2t_m} \cdot \frac{N_{Bic}}{R a + N_{Bic} \delta} T_{\text{Cond}}}{k g_{t_m} N_{Pr} T_{\text{Conv}} + \frac{p_m C_p m R a}{2t_m} \cdot \frac{N_{Bic}}{R a + N_{Bic} \delta} T_{\text{Cond}}} + \frac{Q_w A T_{g_{t_m}}}{\Delta H_{t_m} t_m} (Y_2 - Y_1) - \frac{p_m C_p m (T_M - T_o)}{\Delta H_{t_m} t_m}$$

(C.4)