

  
Casa abierta al tiempo  
UNIVERSIDAD AUTÓNOMA  
METROPOLITANA IZTAPALAPA.

# REPORTES DE BIOTECNOLOGIA

MODELO MATEMATICO DE TRANSFERENCIA DE CALOR  
EN FERMENTACION DE SUBSTRATO SOLIDO  
CON HONGOS FILAMENTOSOS

REALIZADO POR: Gilles BACQUET

  
INSTITUT FRANCAIS  
DE RECHERCHE SCIENTIFIQUE  
POUR LE DEVELOPPEMENT EN COOPERATION

## No. 2

FERMENTACION DE SUBSTRATO SOLIDO DE YUCA  
CON HONGOS FILAMENTOSOS

DESARROLLO DEL PROCESO EN PLANTA PILOTO

INFORME FINAL

Ing. Gilles BACQUET

COOPERANTE DEL GOBIERNO FRANCÉS (V.S.N.)

1987

Dentro del convenio de Cooperación Científica entre ORSTOM (Francia) y el CONACYT (México) se llevó a cabo este trabajo en la Planta Piloto de fermentaciones en Medio Sólido del Departamento de Biotecnología de la Universidad Autónoma Metropolitana d'Iztapalapa (UAM-I). Los autores agradecen al Dr. Sébastien ROUSSOS y Wilfrido RODRIGUEZ por la edición de este reporte.



Centro de Investigación  
UNIVERSIDAD AUTÓNOMA  
METROPOLITANA IZTAPALAPA

Av. Michoacán y La Paz, Iztapalapa,

Apartado postal 55-532, México 13, D.F.

Teléfono: 686-03-22, 686-16-11



INSTITUT FRANÇAIS  
DE RECHERCHE SCIENTIFIQUE  
POUR LE DÉVELOPPEMENT EN COOPÉRATION

MISSION ORSTOM-MEXIQUE

Calle Homero 1804-404  
Colonia Los Morales  
11510 México, D. F.

## INDICE

I.- INTRODUCCION .....	3
I-1 Reactor estático Zymotis	
I-2 Reactor dinámico Petrin IRCHA	
2.- MODELO MATEMATICO DE TRANSFERENCIA DE CALOR .....	11
3.- CONTROL DEL PROCESO EN TIEMPO REAL .....	16
4.- CONCLUSIONES .....	18
5.- BIBLIOGRAFIA .....	20
6.- ANEXOS .....	21
A.- Solicitud de ampliación de estancia .....	22
B.- Informe de actividades Abril-Diciembre, 1985 .....	23
C.- Modelo matemático de transferencia de calor .....	39
en fermentación de substrato sólido con hongos filamentosos	
D.- Fermentación sólida de la Yuca con .....	50
hongos filamentosos en un reactor estático	

## INTRODUCCION

Dentro del contrato de cooperaci#n cienti#fica y te#cnica entre la UAM-I e ORSTOM intitulado "Enriquecimiento protei#nico de sustratos amila#ceos con hongos filamentosos", he participado en el desarrollo del proceso en planta piloto del departamento de biotecnologi#a.

Segun las necesidades del grupo de investigaci#n, fui# encargado de los tres proyectos siguientes: pruebas y evaluaci#n te#nicas de equipos, extrapolaci#n del proceso por medio de un modelo matema#tico y el control del proceso en tiempo real.

Durante mi estancia de i# meses, se obtuvieron los principales resultados siguientes: dise#o y construcci#n de un nuevo reactor esta#tico, comunicaci#n de un modelo matema#tico original de transferencia de calor en medio so#lido y la instalaci#n de interfaces analogicos / digitales que permitiran la adquisici#n de datos y el control el proceso en tiempo real.

## I- PRUEBAS Y EVALUACION DE FERMENTADORES

### I-1 Reactor estático Zymotis (Figura 1)

El reactor es básicamente una caja rectangular (0.5x0.4x0.65 m) con una cubierta en la parte superior y cuenta con una salida que permite el paso de diferentes fluidos (circuito de agua y salida de los gases). En su interior se encuentran 10 placas (0.4x0.6 m) separadas por 5 cm. Cada placa está conectada con una entrada y una salida de agua y tiene una tubería interna de 4.6 mm de diámetro que mantiene la misma temperatura en toda su superficie. Las 10 placas con sus separadores constituyen una estructura rígida. Una fuente fría y una caliente permiten la regulación de la temperatura del proceso por medio de un sensor colocado en la masa. Además, un registrador indica continuamente la temperatura del medio (Figura 2).

A lo largo de cada compartimento, limitado por 2 placas, se encuentra centralmente un tubo de aeración de 12 mm de diámetro. Dicho tubo cuenta con orificios de 1 mm de diámetro separados entre sí por 1 cm; los cuales distribuyen homogéneamente el aire en el compartimento. El aire se burbujea en agua para lograr un grado máximo de humedad y su flujo se controla por un rotámetro. Los 9 pares humidificador-rotámetro se conectan al circuito de aire comprimido. Esta misma configuración permite un funcionamiento independiente de cada compartimento.

La carga del Zymotis se hace sin la tapa, los compartimentos se llenan independientemente con el sustrato preparado. Después, se pone la cubierta y se conectan los diferentes circuitos y sensores de control (aeración, circulación de agua, sensor de temperatura). Cuando se acaba la fermentación, se retiran las 10 placas con el producto terminado en su interior. Esta operación no resulta problemática dado que el sustrato fermentado se encuentra retenido entre las placas. Una vez fuera del reactor, el producto final se recupera con una ligera presión en la parte de arriba (Prebois et al., 1985).

## RESULTADOS

Corrida No.1: esta primera corrida, con 10 Kg de sustrato seco, tenía como objetivo observar el funcionamiento del equipo y de sus periféricos así como determinar los problemas técnicos del equipo a fin de prepararlo para futuras corridas. En esta ocasión, se hizo una cinética de producción de proteínas, pH, humedad y concentración de CO<sub>2</sub> y O<sub>2</sub> en los gases de salida. Los resultados aparecen en la Tabla 1.

Tabla 1. Cinética de fermentación en Zymotis

Tiempo (hr)	Temp. (C)	pH	Humedad (%)	Proteínas (%)	CO <sub>2</sub> (%)	O <sub>2</sub> (%)
0	25	6.2	51.8	4.02	0	10.3
14	41	6.8	50.5	6.14	0.12	10.34
20	43	6.85	50.2	8.12	1.48	11.0
24	39	6.2	51.3	8.17	2.28	11.42
26	39	5.92	55.6	9.83	0.09	10.78
28	40	5.15	63.2	13.54	0.05	10.6
29	38	5.55	64.5	11.30	0.03	10.58

Corrida No.2 (efecto de la altura): se trató de investigar uno de los criterios de escalamiento del reactor estático: determinar una altura de sustrato máxima que presente buenas condiciones para el óptimo crecimiento de la biomasa. Efectivamente, el fermentador Zymotis tiene una configuración geométrica tal que se puede extrapolar en su longitud como en su ancho pero hasta una cierta altura todavía no conocida. Por eso se llenaron los compartimentos del reactor a 6 alturas distintas (10 cm, 20 cm, 30 cm, 40 cm, 50 cm y 60 cm). Además, se controló la temperatura del medio con un sistema de 2 electroválvulas conectadas al registrador-controlador cuyo sensor fue colocado en el compartimiento más alto (Figura 3.a). En este caso, se tomaron muestras de cada compartimento a diferentes tiempos a fin de obtener una cinética de producción de proteínas para las diferentes alturas (Figura 3.b).

Corrida No.3: además de seleccionar la tecnología adecuada para la fermentación sólida, se necesitó producir una gran cantidad de yuca enriquecida para diferentes análisis de tipo nutricional, así mismo como para comprobar la ausencia de sustancias tóxicas. En el caso del reactor Zymotis se fermentaron 45 Kg de harina de yuca en tres lotes de 15 Kg:

- lote No.1: yuca gelatinizada;
- lote No.2: yuca ensilada (10 meses);
- lote No.3: yuca ensilada (17 días) y gelatinizada.

## DISCUSION

Los primeros resultados demostraron la validez del escalamiento del proceso en un reactor estático. En particular, se observa un nivel final de proteínas entre 15% y 20% en base seca que cumple perfectamente con los objetivos fijados. Por otra parte, el equipo demostró una gran facilidad de uso durante las diferentes etapas del proceso dado que no requiere de operaciones sofisticadas para cargar los compartimentos, colocar los sensores, seguir la fermentación y sacar el producto final. El sustrato enriquecido aparece en una forma compacta y homogénea lo cual se traduce en un crecimiento regular sobre toda la masa. El producto terminado se fracciona fácilmente (con la mano) y se dispone en pequeños trozos a fin de secarlo rápidamente.

El contenido final de proteínas tiene una cierta relación con la altura del producto en el reactor (Figuras 3.b). Sin embargo, se necesita repetir esta misma experiencia hasta lograr una altura óptima que, con base en los primeros resultados, se aproxima a 40 cm. Sin embargo, se debe hacer notar que hasta 60 cm de altura se observa un contenido proteico final alrededor del 14% en base seca (Figura 4).

Dada la falta de los resultados de los análisis nutricionales, no se puede comentar algo relativo al valor nutritivo de la yuca enriquecida. Pero, como se observa en la Tabla 2, el ensilado previo a la fermentación disminuye el porcentaje final de proteínas si se compara con el caso de gelatinización como pretratamiento del sustrato.

El problema de mayor importancia que aparece durante el crecimiento de la biomasa en un reactor de este volumen viene de la producción de calor por el metabolismo del hongo. La acumulación de las calorías tiene como consecuencia una rápida elevación de la temperatura (Figura 3.a). Este parámetro nos indica las diferentes etapas del crecimiento microbiano (fase lag - crecimiento logístico - autólisis - esporulación), pero tiene un efecto de inhibición en ciertos límites además que existe una fuerte relación entre la temperatura y la humedad del medio (NARAHARA et al., 1984). En el laboratorio se determinó que el hongo puede crecer entre 20 C y 50 C y que se contempla un crecimiento óptimo entre 35 C y 38 C, es decir que nuestra cepa tiene una tolerancia a la temperatura muy grande (RAIMBAULT, 1981). Sin embargo, se necesita mantener la temperatura cerca de la óptima a fin de lograr un crecimiento rápido y un buen rendimiento. Así debemos eliminar el exceso de calor para evitar una elevación de la temperatura que sobrepase el límite fisiológico y merme la productividad de la fermentación.

Entonces, en el control de la temperatura del proceso estático debe tenerse en cuenta por una parte la capacidad de enfriamiento del sistema y por otra la temperatura óptima de crecimiento del hongo. Se necesita también investigar dos criterios de escalamiento que son la distancia entre dos placas de enriamiento y la altura óptima de sustrato en los compartimentos. Así se podría diseñar un reactor a nivel industrial en base a un criterio geométrico.

Con este fin se decidió diseñar y construir un nuevo reactor estático en acero inoxidable que tendrá las mismas características de aeración pero que contará con un sistema de enfriamiento mejorado. Se usará un grupo de placas con una alimentación independiente en las cuales el agua circula de manera



Despu#s de 30 horas de incubacio#n, se seco# y se molio# el producto final. Se enviaron muestras de e#ste al Instituto Nacional de Nutricio#n (Mexico,D.F) que se encargo# de la totalidad de los ana#lisis nutricionales cuyos resultados se entregaran posteriormente. Sin embargo, en la Tabla 2 se encuentran aquellos obtenidos por nuestro laboratorio.

Tabla 2. Corrida No.2 en Zymotis (ana#lisis nutricionales)e

No. de lote	Harina de yuca	1	2	3
Pretratan.	-	gelatinizada	ensilada	ensilada gelatinizada
Tps.de fern.	0	30	30	30
Humedad (%)	8.86	9.55	9.6	8.5
Cenizas (%)	2.68	4.2	4.91	4.93
pH	6.3	5.85	6.82	5.35
Az. reduc. (%)	0	19.52	0.63	18.6
Proteinas (%)	1.11	7.88	2.68	5.73

Corrida No.4 (efecto de la altura): con base en los resultados de la corrida No.3, se decido repetir la misma experiencia pero segun un protocolo distinto. Con la colaboracio#n de dos estudiantes de la carrera de ingenieri#a bioqui#mica industrial, se realizaron tres fermentaciones a las alturas 20, 40, 60 cm respectivamente, utilizando por cada una, tres compartimentos del reactor esta#tico. Se puede observar en la Tabla 3 los valores obtenidos de los ana#lisis de las ultimas muestras de cada fermentacio#n y las cine#ticas de produccio#n de prote#inas en la Figura 4.

Tabla 3. Corrida No.4 (efecto de la altura)

ALTURA (cm)	TIEMPO DE FERMENTACION (horas)	PH	HUMEDAD (%)	AZUCARES TOTALES (%)	PROTEINAS (%)
20	35	6	57	62.5	12.8
40	35	5.6	58	59.2	12.7
60	35	5.6	-	55.4	13

Tabla 4. Cinética de fermentación en "Petrin" con papa

Tiempo de incubación (horas)	pH	Humedad (%)	Azúcares totales (%)	Proteínas (%)
0	4.05	56.16	79	6.26
18	4.1	55.32	92	6.109
23	3.95	56.2	98	7.03
26	4	56.42	78	9.597
42	4.275	58	67.15	16.24

Tabla 5. Cinética de fermentación de yuca en "Petrin"

Tiempo de incubación (horas)	pH	Humedad (%)	Azúcares totales (%)	Proteínas (%)
2	5.3	41.96	90	3.455
18	5.55	41.07	96	3.477
21	5.55	42.01	97	5.925
25	5.45	41.59	96	6.56

Tabla 6. Cinética de gelatinización en "Petrin"

Tiempo de gelatin. (min.)	Presión vapor (Kg/cm <sup>2</sup> )	Temperatura (C)	Humedad (%)	Grado de gelatin. (%)
0	0.2	26.5	32.72	0
45	0.5	75	32.82	0
55	0.3	80	32.56	0
60	0.3	78.3	33.9	0
65	0.5	78.6	33.4	0
70	0.5	77.7	33.08	0

turbulente. El número de placas será variable lo que nos permitirá lograr la distancia óptima entre dos placas sucesivas.

#### I-2 Reactor dinámico Petrin-IRCHA

Durante el mes de mayo del año en curso, se recibió en la planta piloto un reactor dinámico de 15 Kg de capacidad en base seca, construido en Francia por el Instituto de Investigación de Química Aplicada (IRCHA). Se trata básicamente de un tanque agitado de tipo "petrin" que cuenta con un brazo-agitador, una balanza para control de peso, dos bombas de alimentación de reactivos (agua y sosa), un sensor de temperatura, un sensor de pH y un equipo de control automático. La estrategia de control consiste principalmente en el mantenimiento del sustrato a una cierta temperatura y a un cierto pH definidos por el usuario. Cuando la temperatura está inferior a la consigna, un sistema de dos relojes proporcionan tiempos de espera y de agitación durante lo cual se aumenta el flujo de aire y se agrega agua y sosa si el pH está inferior a su consigna. Cuando la temperatura está superior a su referencia, se inicia el ciclo de agitación (con apertura de la válvula de aire, "spray" de agua y corrección de pH) hasta que el sustrato alcanza una temperatura inferior a la consigna. Con la asistencia técnica de IRCHA, se instaló y se probó este fermentador primero con fécula de papa y después con harina de yuca, 15 y 18 Kg secos respectivamente. Se hizo también una cinética de gelatinización de la yuca en el mismo reactor a 80 C durante 15 minutos, tomando muestras cada 5 minutos. Se observan los resultados de las tres corridas en las Tablas 4, 5 y 6 respectivamente.

## II- MODELO MATEMATICO DE TRANSFERENCIA DE CALOR

La extrapolación de los resultados básicos de la Fermentación de Sustrato Sólido (FSS) a nivel de planta piloto presenta varios problemas, los principales son:

- el pretratamiento del sustrato;
- el control de la humedad del medio;
- la eliminación del calor metabólico.

En el último caso se observa una vigorosa generación de calor debido al metabolismo respiratorio del hongo. La temperatura del medio aumenta rápidamente, de acuerdo al crecimiento del hongo, pudiendo alcanzar el límite fisiológico, llegando a la interrupción del proceso fermentativo. Por otra parte, la duración de la fase de germinación o fase de retardo, aumenta drásticamente al disminuir la temperatura de incubación (Raimbault, 1981).

Además de estas consideraciones, la estrategia de control de la temperatura del medio debe considerar las propiedades físico-químicas del sustrato, así como los criterios tecnológicos tales como la aeración, el modo de enfriamiento-calefacción, la geometría del reactor, etc.

En esta sección se presenta un modelo matemático de generación y transferencia de calor para reactores empacados con problemas de difusión y reacción (Carberry, 1976), adaptado a la FSS. El modelo conceptual de crecimiento aeróbico, incluye las principales ecuaciones cinéticas del proceso biológico. El acoplamiento del modelo cinético y de transferencia de calor tiene varias ventajas prácticas especialmente al nivel de la ingeniería básica y del escalamiento de reactores biológicos.

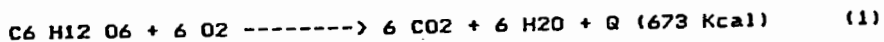
Aparato experimental (Figura 5): el montaje se constituye de una columna empacada (1) de 6 cm de diámetro y 35 cm de altura. La columna tiene una doble chaqueta (2) que permite la circulación de agua a la temperatura de incubación. Dentro se colocan 6 termopares (3) a 0, 12, 16, 20, 24 y 29 mm del centro de la columna, con 2 soportes de acrílico (4), a 15 y 35 cm de la base; los termopares están conectados a un registrador EIRELEC (5) de 10 canales (0.1 °C de precisión). El aire de proceso, antes de alimentar la columna, pasa por un humidificador (6) colocado dentro de un baño-Maria (7) a la temperatura de incubación; en este mismo baño, una bomba sumergida (8) alimenta la chaqueta de la columna.

### MODELO MATEMATICO

Se considera el crecimiento de los hongos filamentosos dentro de una matriz pseudohomogénea, donde la yuca cumple funciones de soporte y sustrato. Las propiedades técnicas del medio se consideran efectivas globales y constantes. El sustrato se consume por asimilación, y oxidación bioquímica que requiere oxígeno y produce dióxido de carbono, agua y calor. Una ecuación de tipo logístico describe el crecimiento de la biomasa (Raimbault, 1981), en donde no aparecen metabolitos secundarios y que tiene como único factor limitante la concentración de glucosa. La configuración geométrica, el tamaño de partícula y el bajo flujo de aire permiten despreciar la convección en la dirección axial (Carberry, 1976; Huerta-Ochoa, 1984), predominando el transporte de calor por conducción. Finalmente, la variación de temperatura es transitoria y unidimensional en la dirección radial

\* Respiración de la glucosa \*

El calor metabólico proviene de la oxidación de la glucosa según la siguiente reacción:



\* Cinética de consumo de la glucosa \*

El consumo de glucosa, como fuente de carbono y energía, se expresa en función de una ecuación logística de crecimiento con un término de energía de mantenimiento, como sigue:

$$\frac{dG}{dt} = u \left( 1 - \frac{X}{b} \right) \frac{X}{Y_s} + m X \quad (2)$$

Por otra parte, se ha determinado la evolución de la biomasa contra el tiempo, según la ecuación (Raimbault, 1981):

$$\frac{1}{X} = \frac{1}{830 \text{ EXP}(-0.3 t) + 3.3} \quad (3)$$

\* Cinética de generación de calor \*

Raimbault determinó que el 35% de los azúcares consumidos se derivan a respiración, produciendo el calor del metabolismo con una tasa:

$$R_s = 0.35 \frac{dG}{dt} Q \quad (4)$$

\* Ecuación de transferencia de calor \*

La difusión del calor en este sistema, considerando que predomina la conducción, se rige por la ley de Fourier:

$$Q = R_s = \rho C_p \frac{\partial T}{\partial t} - k \frac{\partial^2 T}{\partial x^2} \quad (5)$$

En coordenadas cilíndricas,

$$T = \frac{\partial^2 T}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial T}{\partial r} \quad (6)$$

es decir,

$$\frac{\partial T}{\partial t} = \left( \frac{\partial^2 T}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial T}{\partial r} \right) + \frac{R_s}{C_p} \quad (7)$$

#### \* Condiciones iniciales y de frontera \*

Inicialmente, el medio tiene la temperatura de incubación y una cantidad de biomasa que corresponde al inóculo de esporas:

$$\text{Cuando } t = 0, \quad T = T_0 \text{ y } X = X_0$$

Un flujo de agua a la temperatura de incubación circula continuamente en la doble-chaqueta de la columna y, por simetría, el flujo de calor al centro del reactor es igual a zero:

$$\text{Para } r = 0, \quad \frac{\partial T}{\partial r} = 0$$

$$\text{Para } r = R, \quad T = T_0$$

#### \* Soluciones numéricas del modelo \*

Para resolver este problema de ecuaciones diferenciales parciales con problemas de valor inicial y a la frontera, se recurrió a algoritmos numéricos, empleando la técnica de colocación ortogonal para discretizar la parte espacial del modelo (Ec. 6), y se empleó un método de Runge Kutta de cuarto orden para integrar la parte derecha de la ecuación ya discretizada. Se decidió aplicar el método de colocación ortogonal por ser una resolución mucho más eficiente que la de las diferencias finitas (Finlayson, 1980).

#### RESULTADOS Y DISCUSION

En la Figura 6 se observan los perfiles experimentales de temperatura contra el tiempo, del centro de la columna hasta su periferia. Se nota claramente las etapas sucesivas del proceso fermentativo: germinación, crecimiento exponencial, fase de disminución pasando por un máximo y fase de mantenimiento. El máximo de temperatura que aparece a las 20 horas de incubación, correlacionándose perfectamente con los resultados de laboratorio,

que determinaron un máximo de actividad metabólica entre 20 y 25 horas (Raimbault, 1981; Huerta-Ochoa, 1984). En la grafica superior

## RESULTADOS Y DISCUSION

En la Figura 6 se observan los perfiles experimentales de temperatura contra el tiempo, del centro de la columna hasta su periferia. Se nota claramente las etapas sucesivas del proceso fermentativo: germinación, crecimiento exponencial, fase de disminución pasando por un máximo y fase de mantenimiento. El máximo de temperatura que aparece a las 20 horas de incubación, correlacionándose perfectamente con los resultados de laboratorio, que determinaron un máximo de actividad metabólica entre 20 y 25 horas (Rimbault, 1981; Huerta-Ochoa, 1984). En la grafica superior de la misma figura, se observa los perfiles radiales de temperatura a diferentes tiempo de incubación. A las 20 horas se nota un gradiente de temperatura del centro a la periferia de la columna, de 10 C, de acuerdo con los resultados de Rimbault (1981) y Huerta-Ochoa (1984).

En la Figura 7 se presentan los resultados de la simulación del modelo propuesto. Se observan las cinéticas de crecimiento del hongo (biomasa) y de consumo de azúcares (sustrato) del modelo cinético propuesto por Rimbault (1981), siendo estos perfiles ampliamente confirmados por la evidencia experimental. Además existe una cierta relación entre los valores de biomasa, cociente respiratorio y temperatura (Cooney et al., 1968), se requiere comprobar con trabajo experimental posterior estas mismas cinéticas con el porcentaje de dióxido de carbono en los gases de salida de nuestra columna.

Los perfiles de temperatura calculados ilustran satisfactoriamente el comportamiento del sistema experimental. Podemos distinguir las etapas del proceso fermentativo ya citadas. Sin embargo, los ensayos de simulación dejan aparecer un sobrecalentamiento que rebasa las fronteras fisiológicas del hongo. Este fenómeno se explica en primero por los cambios de reología del medio durante la fermentación - principalmente de la densidad y de la humedad - que todavía no aparecen en el modelo. Además se sabe que las propiedades térmicas de este tipo de materiales cambia de acuerdo a la composición de carbohidratos y proteínas del medio, lo cual sucede en la FSS. Por otra parte, se necesita introducir en las cinéticas de crecimiento un término que traduce la influencia de la temperatura sobre el desarrollo del micelio. Entonces, se está estudiando las variaciones de densidad y de humedad del medio durante su incubación. Además, se decidió investigar el efecto de la temperatura sobre la tasa específica de crecimiento máxima según una ley de tipo Arrhenius (Esener et al., 1981). Finalmente, se requiere modificar la condición de frontera en la pared de la columna por una de tipo mixto que involucre la conducción como la convección, la cual se apega más a la realidad.

### Nomenclatura

b	rendimiento, g agua consumida/g biomasa sintetizada
k	conductividad térmica, Kcal/cm-C-hr
m	coeficiente de mantenimiento, g glucosa/g biomasa-hr
r	radio, cm
t	tiempo, hr
Cp	capacidad calorífica, Kcal/g-C
G	concentración en glucosa, g/g materia seca inicial
Q	calor de reacción, Kcal/mole de glucosa
Rs	tasa de producción de calor, Kcal/hr



T temperatura, C.  
X concentraci#n de biomasa, g/g materia seca inisial  
Ys rendimiento, g biomasa/g glucosa consumido  
D difusividad te#rmica, cm<sup>2</sup>/hr  
o densidad, g/cm<sup>3</sup>  
u tasa especi#fica de crecimiento, 1/hr

### III- CONTROL DEL PROCESO EN TIEMPO REAL

Una de las ideas iniciales en el desarrollo del proceso en planta piloto fue la de realizar el control automático del mismo. Durante su estancia de un año, el Dr. Alberto Massucco inició este proyecto con mi colaboración. En primer lugar se contruyeron y se instalaron varios sensores tanto como medidores de CO<sub>2</sub> y O<sub>2</sub> y sensores proporcionales de temperatura. Esta etapa nos permitió probar distintas opciones de control y de adquisición de datos las cuales se discuten en la sección I-1. En segundo, se definieron las prioridades en cuanto a la estrategia y el material requerido para conectar los equipos de fermentación con una microcomputadora. Encargado de esta segunda etapa, presento las opciones siguientes:

**OPCION A: Sistema de adquisición de datos P.R.O.G.A.I.N.**

PROCAIN significa procesador y captador de información. Este sistema fue construido en el departamento de ingeniería eléctrica (C.B.I.) bajo la responsabilidad de Carlos Hahn. PROCAIN es un sistema de adquisición de datos que permite automatizar el registro de señales eléctricas analógicas y digitales. Básicamente, PROCAIN cuenta con 2 microcomputadoras: una dedicada exclusivamente a la captura de datos (P.P.); la otra, un sistema completo con terminal de video, unidad de discos e impresora (P.C.), que recibe periódicamente los datos a través de una línea de comunicación RS-432. Efectuando ciertas modificaciones al P.P., este sistema puede ser capaz de activar un señal encendido/apagado por cada canal para el control de procesos sencillos.

**OPCION B: Medición de temperatura (COLE-PARMER)**

Este "paquete" permite la captación de temperatura hasta 8 canales. Incluye un transmisor y un multiplexor y viene con programas que proporcionan la grabación en discos, la edición a la pantalla y la impresión en continuo de cada canal. Hay también la posibilidad de medir la información de otros sensores dando un señal de tipo resistencia o voltage. El interface se conecta en la entrada del control de juego (game paddle) de la APPLE y no permite controlar periféricos externos.

## OPCION C: Interfaz temperatura/voltage para APPLE (COLE-PARMER)

Se trata basicamente de una tarjeta analo#gica con una caja de lectura de temperatura de 6 canales, para termopares tipo J o K. Rutinas internas permiten la conversio#n analo#gica/digital y la captacio#n en serial hasta 24 canales. En opcio#n vienen programas de adquisicio#n, trocesamiento y edicio#n de los datos durante 11 horas. Para usarlo con una APPLE, se requiere una tarjeta "clock-calendar". Este sistema no permite controlar perife#ricos externos.

## OPCION D: Interfaces y perife#ricos ALPHA-Syste#mes

ALPHA-Syste#mes proporciona varios interfaces y perife#ricos dedicados al control de proceso, compatibles con APPLE. Se presentan aqui los ma#s revelantes.

### D.1 ADALAB

Interfaz de adquisicio#n de datos y control de procesos:

- convertidor analo#gico/digital;
- convertidor digital/analo#gico;
- 8 bits entrada, 8 bits salida;
- 3 "timers" internos, tiempo real, programables;
- programas y manual del usuario.

### D.2 ADA-MUX

Multiplexor de 8 canales para ADALAB. Se puede conectar hasta 8 multiplexores sobre ADALAD (64 entradas, 20 lecturas por segundo). Posibilidad de conectar ADA-MUX al convertidor D/A o usarlo pa.a controlar algunos interruptores.

### D.3 ADA-AM#

Amplificador de senales para ADALAB. Permite la lectura de entradas de +/- 1 microvolt hasta +/- 10 volts. Seleccio#n de escalas 0.1, 1, 10 y 100. En opcio#n, existe un atenuador programable sobre la salida digital de ADALAB.

## COSTOS

No se puede evaluar los costos de la primera opcio#n (PROCAIN). Por las otras, es necesario comprar una microcomputadora APPLE IIe que se dedicara unicamente al control de proceso. Tenemos la oportunidad de comprar una APPLE IIe con dos drives y una tarjeta de 80 columnas (extensio#n a 128 Kb) por aproximadamente 800,000\$.

OPCION	COMPONENTES	PRECIO UNIT (\$)	TOTAL (*)
B	Transmisor (8) Multiplexor Programas	580,000.00 137,500.00 50,000.00	765,500.00
C	Convertidor Multiplexor Programas Clock-calendar	97,500.00 137,500.00 50,000.00 87,500.00	312,500.00
D	ADALAB (**) ADAMUX (**) ADAAMP (**) VIDICHART (**)	544,500.00 283,125.00 399,750.00 108,750.00	1 336,125.00

(\*) los precios no incluyen el impuesto

(\*\*) precios de 1984

#### CONCLUSIONES Y DECISIONES

Se llegó a la conclusión que el sistema de control debe utilizarse tanto como para la adquisición de datos como para la activación de periféricos. Por este fin, se seleccionó la opción D y se decidió comprar una microcomputadora APPLE IIe que se dedicara únicamente al control de proceso. Se llegó al acuerdo que estos equipos se usaran en la planta piloto de fermentaciones, en primer lugar con el piloto "petrin" de IRCHA cuyo sensores tienen salidas compatibles con el interfaz ADALAB. Con la experiencia, se aplicara un control automático a los reactores Zymotis y Amasadoras. Se comentó la posibilidad, en el futuro, de adquirir el material propuesto en la opción C para aplicaciones al nivel laboratorio como por ejemplo medición de CO<sub>2</sub> y O<sub>2</sub> en los gases. Se comentó el interés de colaborar con profesores del Departamento de Ingeniería Eléctrica, particularmente Carlos Hahn y Daniel Salas, que nos podrían ayudar concretamente por ciertas aplicaciones específicas.

## CONCLUSIONES

Se presento# un trabajo en tres partes distintas que en realidad tienen una fuerte inter-relacio#n. En la seccio#n II, se desarrollo# un tema de investigacio#n al nivel fundamental pero cuyos resultados tienen aplicaciones en varios campos pra#cticos tales como escalamiento de fermentadores y control de proceso, es decir al nivel planta piloto. En la primera parte, se llego# a la conclusio#n de construir un nuevo reactor esta#tico a fin de poder comprobar ciertas hipotesis de extrapolacio#n, asi# que determinar consignas de operacio#n y definir uno o dos criterios de escalamiento para este tipo de reactor. Finalmente se inicio# el proyecto de control del procesotelcuel, en base a los resultados tanto de modelamiento como de fermentaciones en planta piloto, nos permitira# automatizar un proceso biolo#gico en condiciones industriales.

## BIBLIOGRAFIA

- 1- ABARCA-WONG Y., (1985), "Contribucio#n al analisis de las tranferencias internas de masa y calor durante la fermentacio#n so#lida de harina de yuca y estudio de las condiciones de secado del producto final", Tesis de Maestri#a, Facultad de Qui#mica, UNAM, MEXICO
- 2- BACQUET G. y SAUCEDO G., (1986), "Modelo matema#tico de transferencia de calor en fermentacio#n so#lida", XVII Congreso Nacional de Microbiologi#a, 27-30 abril, Puebla, Me#xico
- 3- CARBERRY V.J., (1976), "Chemical and catalytic reaction engineering", McGraw-Hill Chemical Engineering Series, New York, 642 p
- 4- COONEY C.L., WANG D.I.C. and MATELES R.I., (1968), "Measurement of heat evolution and correlation with oxygen consumption during microbial growth", Biotech. and Bioengineering, V 11, pp 269-281
- 5- ESENER A.A., ROELS J.A. and KOSSEN N.W.F., (1981), "The influence of temperature on the maximun specific growth rate of \Klebsiella\pneumoniae\ ", Biotech. and Bioengineering, V 23, pp 1401-1405
- 6- FINGER S.M., (1976), "Aerobic microbial growth in semisolid matrices: heat and mass transfert limitation", Biotech. and Bioengineering, V18, pp 1193-1218
- 7- HUERTA-OCHOA S., (1984), "Transferencia de calor y masa enn fermentacio#n so#lida en cultivos esta#ticos", Tesis de Maestri#a, Depto. I.P.H., UAM-IZTAPALAPA, MEXICO
- 8- NARAHARA H., (1984), "Control of water content in a solid-state culture of \Aspergillus\oryzae\ ", J. Ferment. Technnol.' V62, N5, pp 453-459
- 9- PREBOIS J.P., RAIMBAULT M. et ROUSSOS S., (1985), "Biofermenteur statique pour la culture des champignons filementeux en milieu solide", Patente francesa No. 8517934
- 10- RAIMBAULT M., (1981), "Fermentation en milieu solide: croissance de champignons filamenteux sur substrat amylace", Travaux et Documents de l'O.R.S.T.O.M. No. 127, PARIS
- 11- RATHBUN B.L. and SHmLER M.L., (1983), "Heat and mass transfert effects in solid-substrate fermentation: design of fermentation chambers", Biotech. and Bioengineering, V15, pp 929-938
- 12- ROUSSOS S., (1985), "Croissance de \Trichoderma\harzianum\ par fermentation en milieu solide: physiologie, sporulation et production de cellulases", The#se de Doctorat d'Etat, Universite# de Provence, pp 163
- 13- SMITH J.E., BERRY D.R. and KRISTIANSEN B., (1983), "The filamentous fungi. Volume IV Fungal Technology", Edward Arnold Publishers, London, pp 391



Casa abierta al tiempo

UNIVERSIDAD AUTÓNOMA METROPOLITANA—IZTAPALAPA  
DIVISION DE CIENCIAS BIOLÓGICAS Y DE LA SALUD  
Departamento de Biotecnología

Enero 15, 1986

SR. GUY CHANNISOT  
Agregado Científico  
Embajada de Francia  
P r e s e n t e .

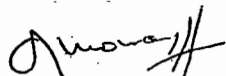
Por este conducto solicitamos a Usted, atentamente, se extienda la estancia del Sr. GILLES BACQUET para los meses de Junio y Julio del presente año.

Consideramos que serán necesarios experimentos adicionales para tener los datos del escalamiento de la fermentación sólida, así como terminar el programa de control de la fermentación por microcomputadora de acuerdo al programa anexo.

Agradezco de antemano la atención que se sirva brindar al presente y aprovecho la oportunidad para enviarle un cordial saludo.

Atentamente.

"CASA ABIERTA AL TIEMPO"

  
OSCAR MONROY HERMOSILLO  
Jefe, Depto. Biotecnología

C.c.p. Dr. Gustavo Viniegra  
Dr. Maurice Rimbault  
Sr. Gilles Bacquet

'avv

Mexico, el 10 de enero 1986

INFORME DE ACTIVIDADES ABRIL-DICIEMBRE 85  
PLAN DE TRABAJO ENERO-JULIO 86

Gilles Bacquet

I/ INFORME DE ACTIVIDADES ABRIL-DICIEMBRE 85

I.1 Pruebas y evaluación del fermentador estático ZYMOTIS

Se hicieron varias corridas con el fermentador estático Zymotis a fin de evaluar esta tecnología como un desarrollo posible de la fermentación sólida de sustratos amiláceos (Figura 1.). Así, se fermentaron diferentes lotes de harina de yuca de 10, 15 y 20 Kg.

La primera corrida, con 10 Kg de sustrato seco, tenía como objetivo observar el funcionamiento del equipo y de sus periféricos así como determinar los problemas tecnológicos del piloto a fin de prepararlo para futuras investigaciones. Además, se hizo una cinética de producción de proteínas, pH, humedad y concentración de O<sub>2</sub> y CO<sub>2</sub> en los gases de salida (Tabla I.)

Tabla I. Cinética de fermentación en Zymotis

Tiempo (hr)	Temp. (oC)	pH	Humedad (%)	Proteínas (%)	CO <sub>2</sub> (%)	O <sub>2</sub> (%)
0	25	6.2	51.8	4.02	0	10.3
14	41	6.8	50.5	6.14	0.12	10.34
20	43	6.85	50.2	8.12	1.48	11.0
24	39	6.2	51.3	8.17	2.28	11.42
26	39	5.92	55.6	9.83	0.09	10.78
28	40	5.15	63.2	13.54	0.05	10.6
29	38	5.55	64.5	11.30	0.03	10.58



Además, se necesitó producir una gran cantidad de yuca fermentada para diferentes análisis de tipo nutricional, así mismo como para comprobar la ausencia de sustancias tóxicas. En el caso del Zymotis se fermentaron 45 Kg de harina de yuca en 3 lotes de 15 Kg:

- lote no. 2: yuca gelatinizada;
- lote no. 7: yuca ensilada (10 meses);
- lote no.11: yuca ensilada (17 días) y gelatinizada.

Después de 30 horas de incubación, se secó y se molió el producto final. Se enviaron muestras de estos al Instituto Nacional de Nutrición (Mexico, D-F) que se encargó de la totalidad de los análisis nutricionales que se entregarán posteriormente. Sin embargo, se encuentran en la Tabla 2. resultados de nuestro laboratorio.

Tabla 2. Corrida n.2 en Zymotis (análisis nutricionales)

No. de lote	1	2	7	11
Pretratam.	-	gelatinizada	ensilada	ensilada gelatinizada.
Tps. de ferm.	0	30	30	30
Humedad (%)	8.86	9.55	9.6	8.5
Cenizas (%)	2.68	4.2	4.91	4.93
pH	6.3	5.85	6.82	5.35
Az. reduc. (%)	0	19.52	0.63	18.6
Proteínas (%)	1.11	7.88	2.68	5.73

En la etapa siguiente se trató de investigar uno de los criterios de escalamiento del reactor estático: determinar una altura de sustrato crítica que presenta buenas condiciones de crecimiento de la biomasa. Efectivamente, el fermentador Zymotis tiene una configuración geométrica que se puede extrapolar en su longitud como en su ancho pero hasta una cierta altura todavía no conocida. Por eso se llenaron compartimentos del reactor a 4 alturas distintas (10 cm, 20 cm, 30 cm, 40 cm, 50 cm y 60 cm). Además, la temperatura del medio fue controlada por un sistema de 2 electroválvulas conectadas al registrador-controlador cuyo

sensu: fue colocado en el compartimento mas alto (Figura 2.). En este caso, se recogieron muestras de cada compartimento a diferentes tiempos para las mismas cinéticas en proteínas, humedad y pH (Figura 3.).

## 1.2 Transferencia de calor en fermentación solida de la yuca

El desarrollo piloto de la fermentación solida de la yuca con hongos filamentosos presenta varios problemas, los principales son:

- el pretratamiento del sustrato (gelatinización);
- la reología de la masa durante su incubación;
- la eliminación del calor metabólico.

Por este último, se decidió profundizar en el conocimiento básico sobre la transferencia de calor en estado estático en columna de 1 Kg en base húmeda. Por un lado, se trata de describir los fenómenos que intervienen y por otro determinar, a lo menos, un criterio de escalamiento que tenga en cuenta ésta limitación.

### 1.2.1 Modelización matemática

Se considera un modelo conceptual aplicado a la técnica del composteo (Finger et al., 1976); el crecimiento del hongo es de tipo Michaelis-Menten (Raimbault, 1981). En primer lugar, se suponen las hipótesis siguientes:

- 1 - medio homogéneo;
- 2 - reacción biológica y crecimiento microbiano;
- 3 - se desprecia la convección;
- 4 - la temperatura varía solamente en una dimensión;
- 5 - se supone que la concentración en glucosa es el único factor limitante. La energía necesaria para el crecimiento viene de la oxidación de la glucosa.

#### \* Ecuación de accesibilidad de la glucosa \*

A partir de un sustrato amiláceo, la accesibilidad de la glucosa se describe en función de la hidrólisis del almidón y del consumo de glucosa (Raimbault, 1981):

$$\text{Gluc. prod.} = a \cdot Sh \cdot (1 - b \cdot Sh)$$

$$\text{Gluc. cons.} = \mu_{\text{max}} \cdot X \cdot \left( \frac{Gluc.}{K_s + (Gluc.)} \right) \cdot \left( \frac{1}{Y_s} \right) + m \cdot X$$

con, Sh: almidón hidrolizado (g/l)

$\mu_{\text{max}}$ : tasa específica de crecimiento máximo (hr<sup>-1</sup>)

$K_s$ : constante de Michaelis-Menten (g/l)

$Y_s$ : factor de crecimiento (g de biomasa/g de gluc. cons.)

m: coeficiente de mantenimiento (g de glucosa/g de biomasa/hr)

Entonces en fase de crecimiento exponencial, la ecuación de la glucosa accesible se escribe,

$$R_s = d(Gluc.) / dt = a \cdot Sh \cdot (1 - b \cdot Sh) - \mu_{\text{max}} \cdot X / Y_c$$

\* Ecuación de transferencia de calor \*

La difusión del calor se rige por la ley de Fourier:

$$\rho \cdot Hr \cdot Rs = \rho \cdot Cp \cdot \frac{\partial T}{\partial t} - k \nabla^2 T$$

con,  $\rho$ : densidad (Kg/m<sup>3</sup>)  
 $C_p$ : capacidad calorífica (Kcal/Kg.°C.)  
 $Hr$ : entalpía de reacción (Kcal/g de Gluc.)  
 $k$ : conductividad térmica (Kcal/m.°C.hr)  
 $T$ : temperatura (°C)  
 $t$ : tiempo (hr)

En coordenadas cilíndricas,

$$\nabla^2 T = \frac{\partial^2 T}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \cdot \frac{\partial T}{\partial r} \quad \left( \frac{\partial T}{\partial \theta} = \frac{\partial T}{\partial z} = 0 \text{ por simetría} \right)$$

o sea 
$$\frac{\partial T}{\partial t} = \frac{Hr}{C_p} \cdot Rs + \kappa \left[ \frac{\partial^2 T}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \cdot \frac{\partial T}{\partial r} \right]$$

donde  $\kappa$  es la difusividad térmica (m<sup>2</sup>/hr).

Así, se describe el modelo con las 2 ecuaciones siguientes:

$$\frac{\partial T}{\partial t} = \frac{Hr}{C_p} \cdot Rs + \kappa \left[ \frac{\partial^2 T}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \cdot \frac{\partial T}{\partial r} \right]$$

$$Rs = a \cdot Sh \cdot (1 - b \cdot Sh) - MU \cdot X / Yc$$

Por otra parte, se determinaron en laboratorio la variación de  $Sh$  y de  $X$  contra el tiempo (Raimbault, 1981):

$$1/Sh = 95 \cdot \exp(-0.226 \cdot t) + 1.24$$

$$y \quad 1/X = 830 \cdot \exp(-0.3 \cdot t) + 3.3$$

\* Condiciones iniciales y de frontera \*

Cuando  $t=0$ ,  $T = T_0$  (temperatura de incubación)  
 y  $Rs = 0$

Por  $r=0$  (al centro de la columna),  $\frac{\partial T}{\partial r} = 0$

Por  $r=R$  (a la periferia),  $T = T_0$

\* Solución numérica del modelo \*

Se usó la técnica "colocación ortogonal" con 6 puntos de colocación y el método de integración Runge-Kutta de orden 4.

Se observa un ejemplo de la modelización en la Figura 4.:

- (a) almidón hidrolisado y crecimiento de la biomasa contra el tiempo;
- (b) temperatura del medio contra el tiempo a diferentes radios;
- (c) perfiles radiales de la temperatura del medio a diferentes tiempos.

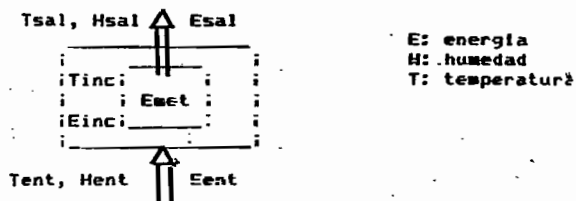
1.2.2 Aparatos experimentales y resultados

Se diseñaron 2 montajes experimentales (Figura 5.). El

primero (Figura 5.a) se constituye de una columna empacada (1) de 2 cm de diámetro y 35 cm de altura. La columna tiene una doble chaqueta (2) que permite la circulación de agua a la temperatura de incubación. Dentro se colocan 5 termopares (3) del centro a la periferia, con 2 soportes de acrílico (4), a 15 cm de la base; los termopares están conectados a un registrador EIRELEC (5) de 10 canales (0.1 °C de precisión). El aire de proceso, antes de alimentar la columna, pasa por un humidificador (6) colocado dentro de un baño-maria (7) a la temperatura de incubación; en este mismo baño, una bomba sumergida (8) alimenta la chaqueta de la columna. Se puede observar los resultados de 3 corridas con este aparato en la Figura 6.

El segundo montaje (Figura 5.b) incluye la misma columna empacada (1) pero tiene 2 sensores de temperatura bulbo seco y bulbo húmedo del aire, a la entrada (9) y la salida (10) de la columna. Un solo termopar (11) se encuentra dentro del medio en su centro a fin de observar un estado estacionario mantenido por medio del flujo del aire. Este experimento debería comprobar un trabajo anterior sobre el control de la humedad en fermentación sólida de sustrato amiláceo (Narahara et al., 1984). Nuestro objetivo no es repetir la misma experiencia sino usar los datos obtenidos en otro sentido: la determinación de un coeficiente global de convección y del calor metabólico. Se trata aquí de desprestigiar la transferencia por conducción y mantener el proceso en estado estacionario. El aparato descrito antes permite la adquisición de datos sobre la humedad y la entalpía del aire a la entrada y a la salida de la columna.

Se grafican los flujos de energía como,



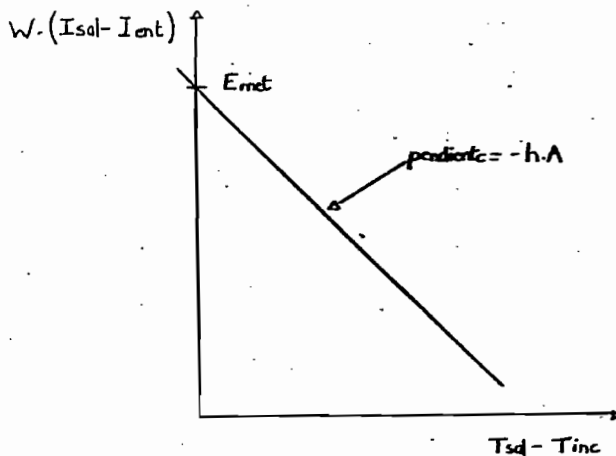
Así, al estado estacionario, se supone:

$$E_{ent} + E_{met} = E_{sal} + E_{inc}$$

donde,  $E_{met}$ : energía producida por metabolismo =  $M.C_p.(dT/dt)=q.M$   
 $E_{ent}$ : energía del aire a la entrada =  $W.I_{ent}$   
 $E_{sal}$ : energía del aire a la salida =  $W.I_{sal}$   
 $E_{inc}$ : energía por disipación =  $h.A.(T_{sal}-T_{inc})$

con, M: masa de sustrato  
W: flujo de aire  
I: entalpia del aire  
h.A: coeficiente global de convección

Entonces, los datos obtenidos permiten graficar la curva siguiente:



## II/ PLAN DE TRABAJO ENERO-JULIO 66

Con respecto al desarrollo piloto del proyecto "Fermentación sólida de la yuca", mi trabajo forma parte de las 2 metas siguientes: selección de reactor y escalamiento, además de mi participación en diferentes publicaciones de artículos científicos en revistas internacionales y por supuesto la redacción de varios informes dedicados al proyecto.

### II.1 Selección de reactor: Zymotis

Si las primeras pruebas del reactor estático Zymotis han demostrado buenos resultados, todavía se necesita mejorarlo y adquirir más datos experimentales a fin de compararlo con otros 2 reactores de la Planta Piloto. En este sentido, ya están planeadas varias modificaciones, las principales son:

- diseño de nuevas placas de circulación de calefacción;
- modificación del sistema de regulación de temperatura;
- confección de una nueva caja con diferentes aditamentos para tomar muestras;
- mejoramiento de la distribución del aire.

Por lo tanto, se establecerían las últimas corridas con el objeto de fijar un costo de operación y finalmente un precio por gramo de producto final (proteína). Este precio incluye materias primas, pretratamiento, energía de proceso (agua, aire, aparatos periféricos), acondicionamiento final, mano de obra y amortización de la inversión.

### II.2 Escalamiento: transferencia de calor

En esta parte, se trata de un trabajo más básico dedicado a la elaboración de un modelo matemático. En primer lugar, se necesita afinar las ecuaciones que describen los fenómenos de transferencia así como los parámetros del modelo (con la colaboración de Gerardo Saucedo). Al mismo tiempo se hacen varias corridas en columna a fin de ajustar el modelo. Después se podría empear la etapa de simulación del proceso con diferentes condiciones de operación tales como: flujo de aire, temperatura de incubación, tiempo de proceso, etc... Así, podemos definir criterios de escalamiento que respectan las limitaciones de transferencia de calor; por ejemplo, el número de Biot ( $Bi=h.L/k$ ) que incluye los efectos de convección como de conducción además de un factor de geometría. Por último, el modelo matemático y los criterios de escalamiento se aplicaron al reactor estático Zymotis que tiene una configuración parecida a la columna empacada.

### II.3 Calendario

ZYMOTIS	1.nuevo diseño 2.corr. compl. efecto de la altura	construccion en talleres	pruebas y produccion de lotes nuev.diseño				
T. DE CALOR	1. afinacion modelo 2. corridas en columna	ajuste del modelo con datos experim.	simulacion 2.criterios de escalam.				
PUBLICACIONES		cong. Puebla	1. Zymotis 2. Criterios de escalamiento				
INFORMES	semi- nario		Actividades 85-86				
	ENERO	FEBRERO	MARZO	ABRIL	MAYO	JUNIO	JULIO

## BIBLIOGRAFIA

- 1- PREBOIS J.P., RAIMBAULT M., ROUSSOS S., (1985), "Biofermenteur statique pour la culture des champignons filamenteux en milieu solide", Brevet francais No. 8517934
- 2- FINGER S.M., (1976), "Aerobic microbial growth in semisolid matrices: heat and mass transfert limitation", Biotech. and Bioengineering, V18, pp 1193-1218
- 3- RAIMBAULT M., (1981), "Fermentation en milieu solide: croissance de champignons filamenteux sur substrat amylace", Travaux et Documents de l'O.R.S.T.O.M. No. 127, PARIS
- 4- HUERTA-OCHOA S., (1984), "Transferencia de calor y masa en fermentación sólida en cultivos estáticos", Tesis de Maestría, Depto. I.P.H., UAM-IZTAPALAPA, MEXICO
- 5- NARAHARA H., (1984), "Control of water content in a solid-state culture of *Aspergillus oryzae*", J. Ferment. Technol., V62, N5, pp 453-459
- 6- PATHEUN E.L. and SHULER M.L., (1983), "Heat and mass transfert effects in solid-substrate fermentation: design of fermentation chambers", Biotech. and Bioengineering, V15, pp 929-938
- 7- ABARCA-WONNG Y., (1985), "Contribución al analisis de las transferencias internas de masa y calor durante la fermentación sólida de harina de yuca y estudio de las condiciones de secado del producto final", Tesis de Maestría, Facultad de Química, UNAM, MEXICO



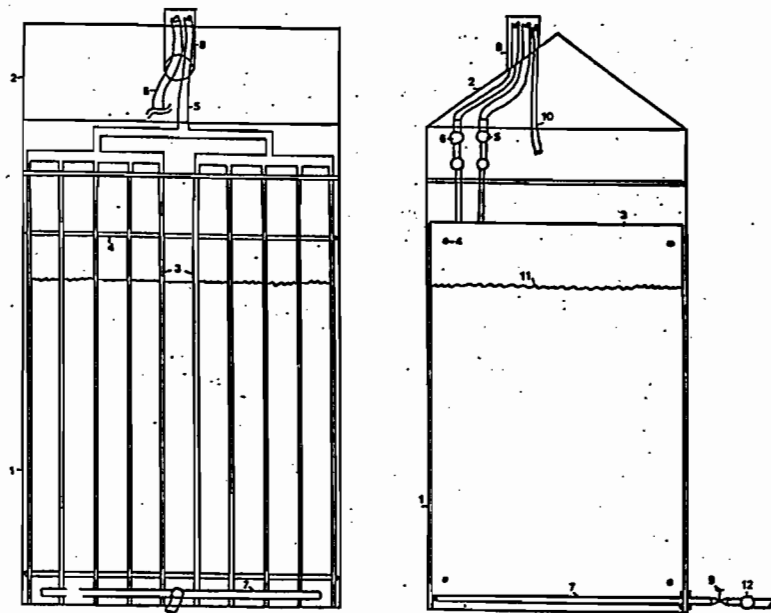
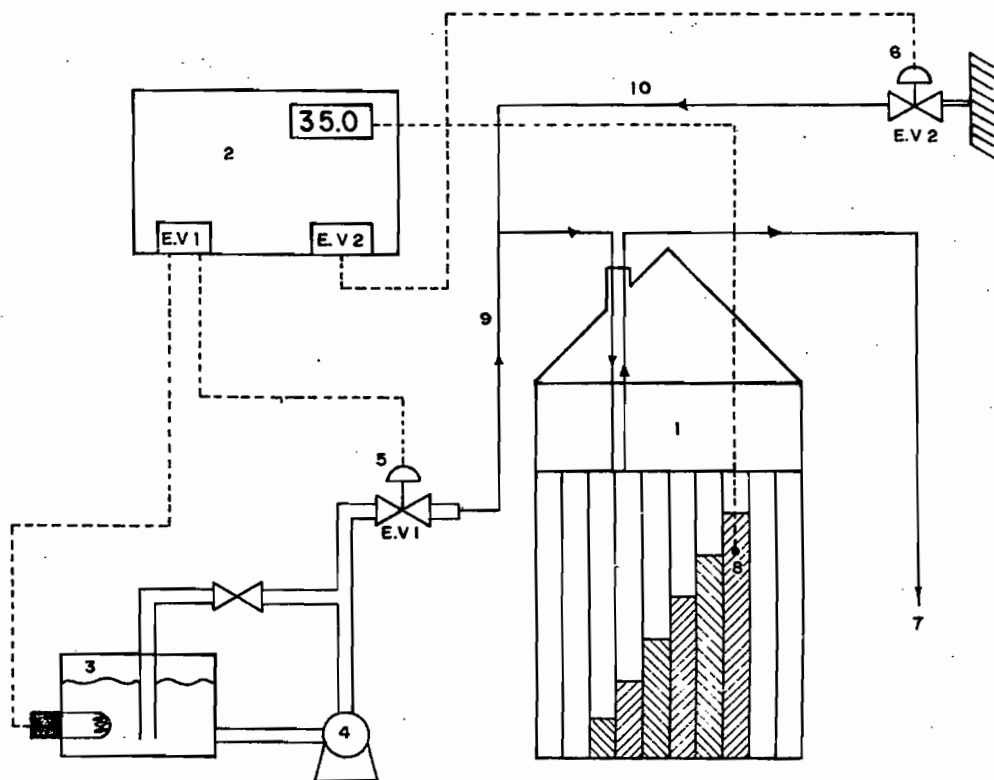


Figura 1. Fermentador estático ZYMOTIS

- (1) caja de acrílico
- (2) cubierto
- (3) placas
- (4) separadores
- (5) salida de agua
- (6) entrada de agua
- (7) tubo de aeración
- (8) salidas de los gases
- (9) valvula
- (10) muestrador de gas
- (11) sustrato
- (12) aire comprimido

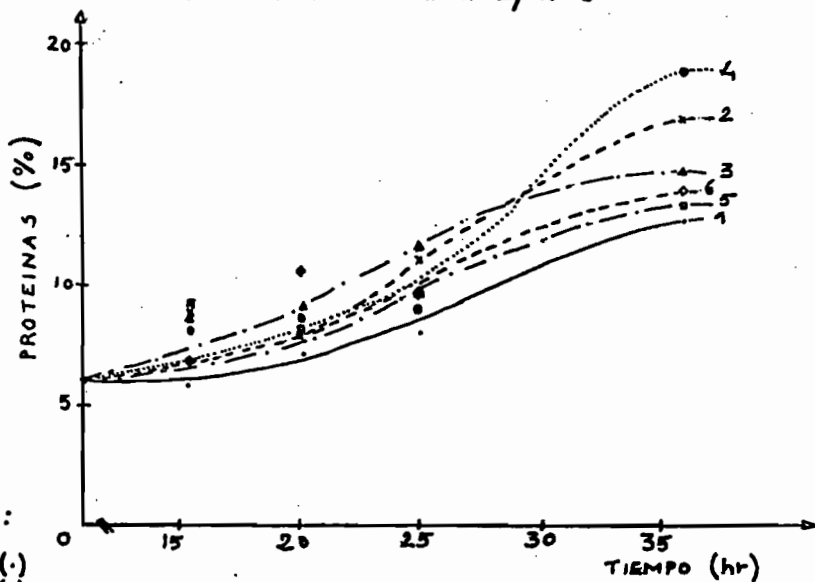


Reactor estático Zymotis: esquema de instalación

- 1.- reactor
- 2.- controlador de temperatura
- 3.- fuente caliente
- 4.- bomba
- 5.- electroválvula
- 6.- electroválvula
- 7.- recirculación de agua
- 8.- sensor de temperatura
- 9.- agua caliente
- 10.- agua fría

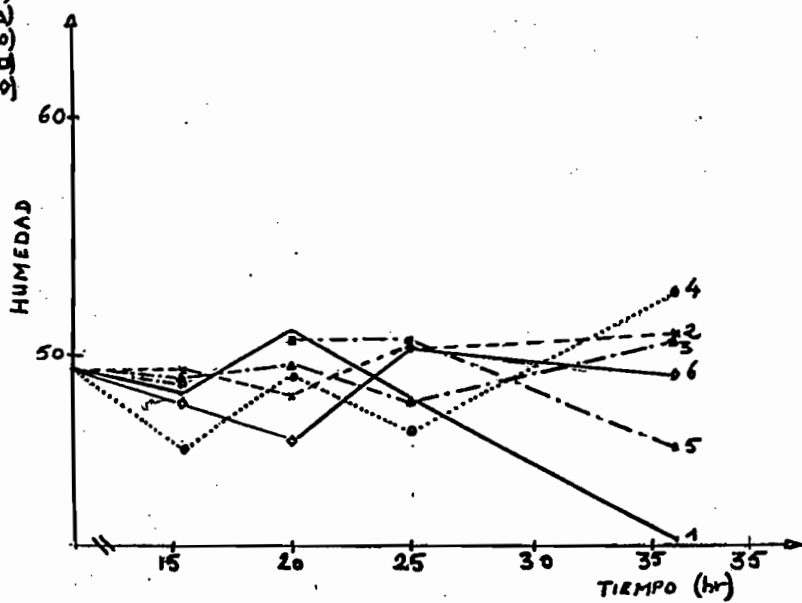
Figura:

Figura 3. Efecto de la altura en fermentación sólida en Zymotis

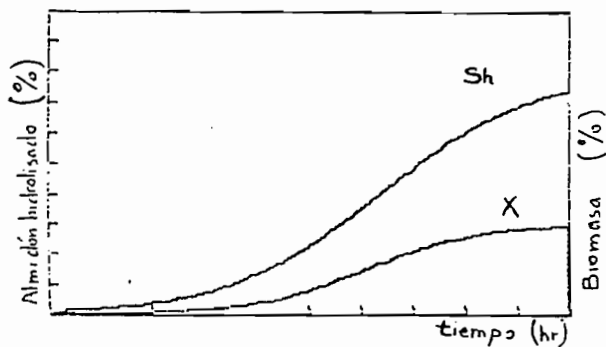


ALTURAS :

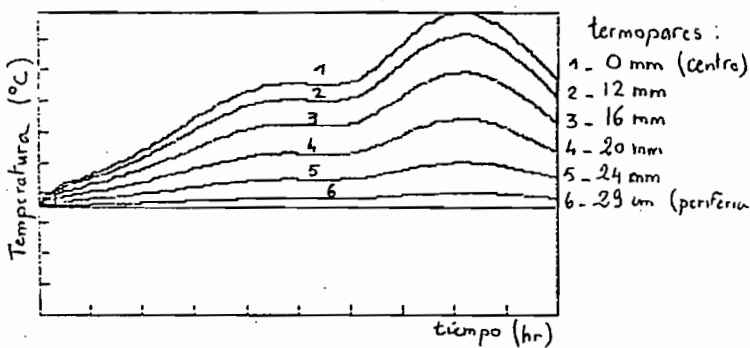
- 1. 10 cm (·)
- 2. 20 cm (x)
- 3. 30 cm (Δ)
- 4. 40 cm (○)
- 5. 50 cm (□)
- 6. 60 cm (◇)



(a)



(b)



(c)

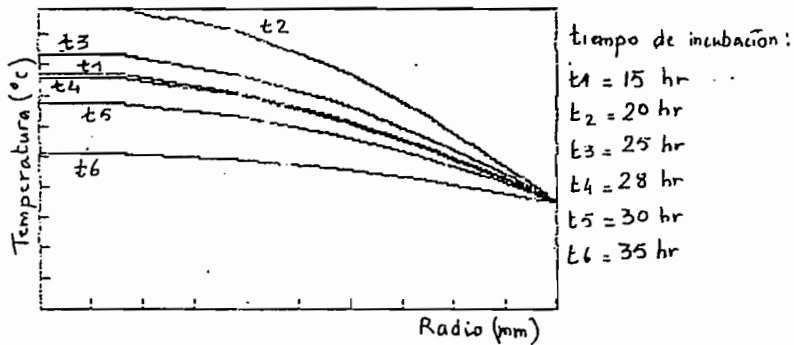


Figura 4. Modelización de la conducción en fermentación sólida estática de la yuca

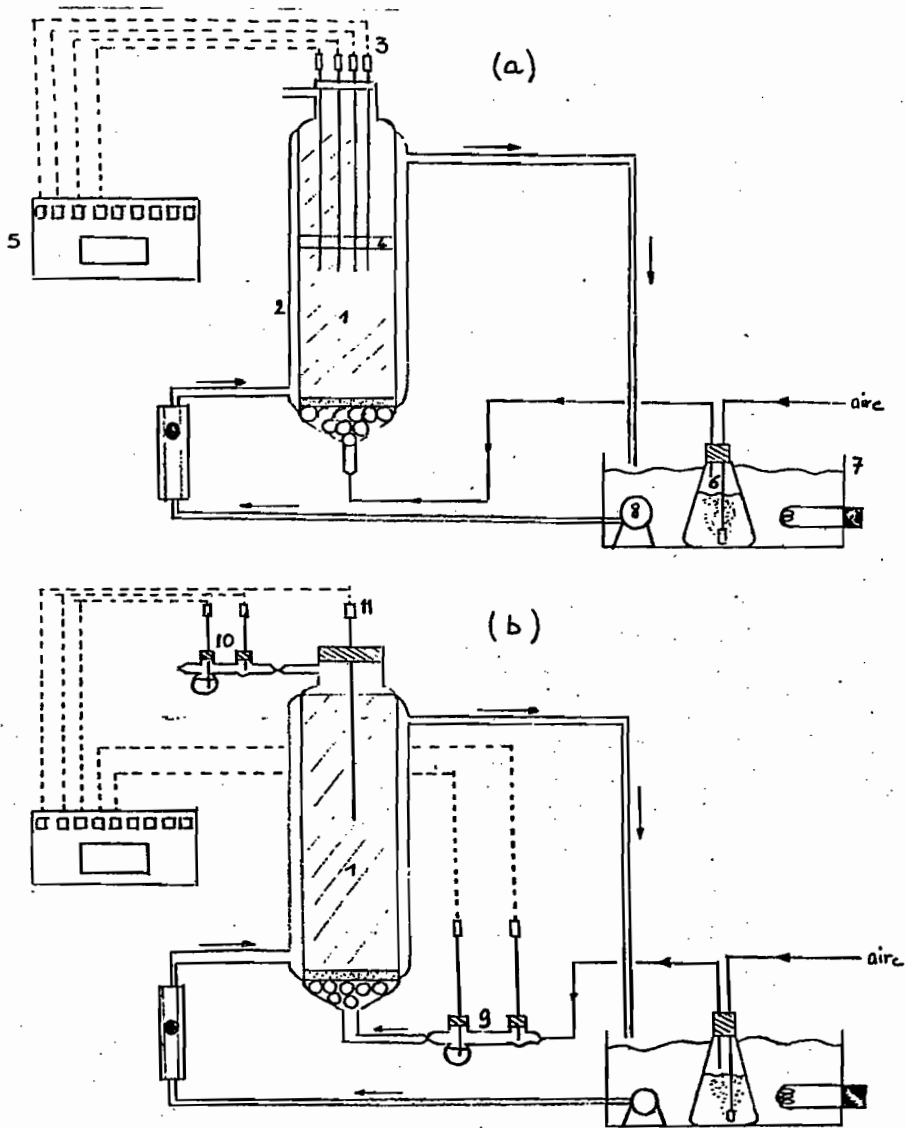


Figura 5. Transferencia de calor en fermentación sólida estática :  
 diseño experimental (a) efecto de la conducción (b) efecto de la convección

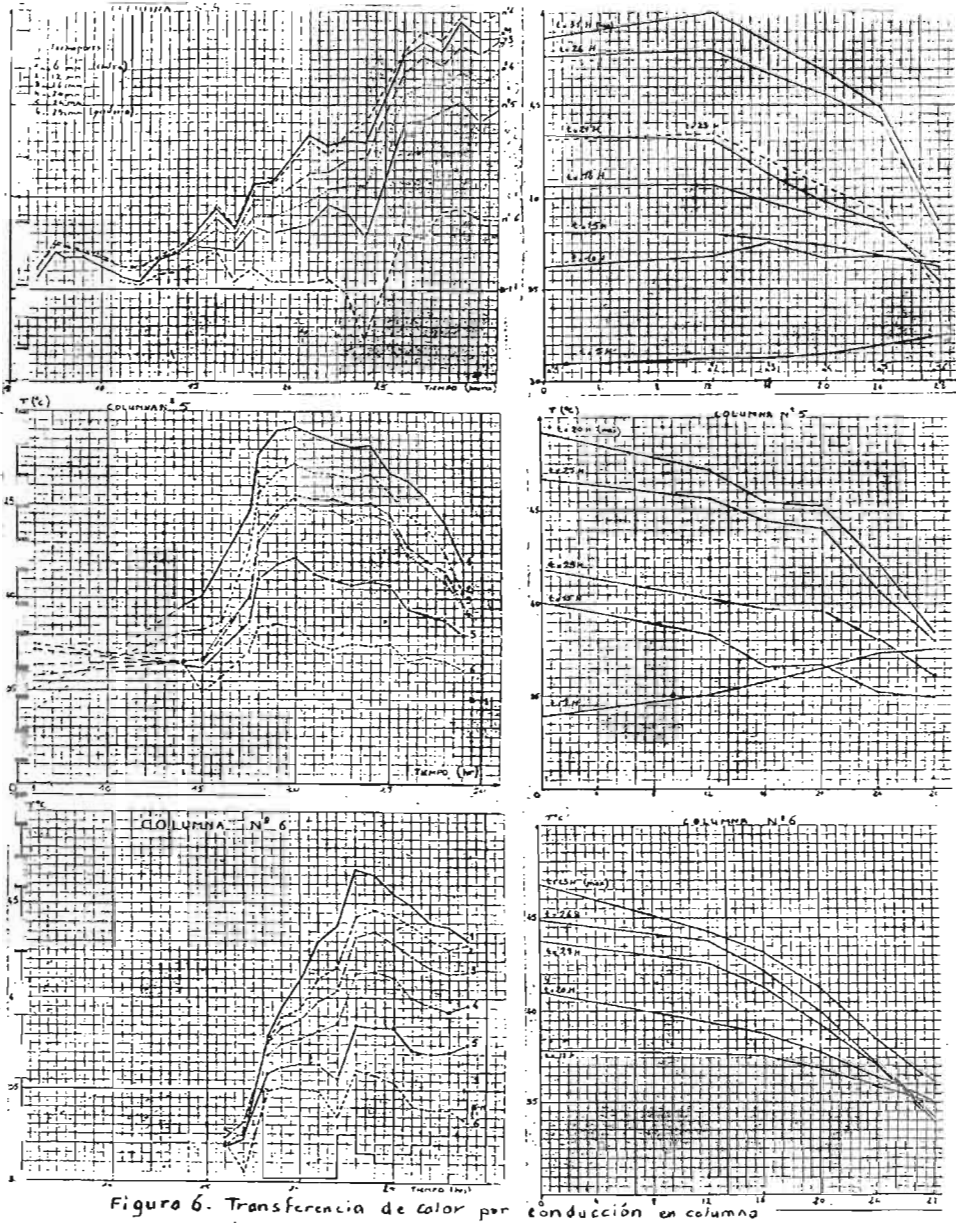


Figura 6. Transferencia de calor por conducción en columna

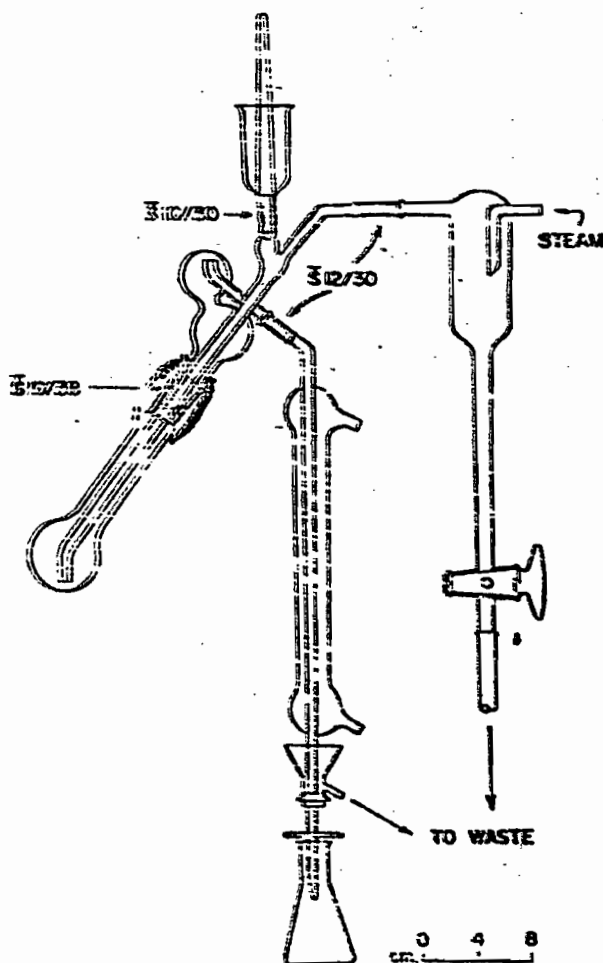


Fig. 33-1. Steam distillation apparatus (Available from Norman Erway Glassblowing, 686 Oak Street, Oregon, WILSON, USA.)

- be such that when the flasks are connected to the distillation apparatus, the distance between the tip of the steam inlet tube and the bottom of the flask is approximately 4 mm.
3. Microburette, 5-ml, graduated at 0.01-ml intervals.

### 33-4.3.2 REAGENTS<sup>1</sup>

1. Magnesium oxide ( $MgO$ ): Heat heavy  $MgO$  in an electric muffle furnace at 600 to 700°C for 2 hours. Cool the product in a desiccator containing potassium hydroxide ( $KOH$ ) pellets, and store it in a tightly stoppered bottle.
2. Boric acid-indicator solution: Dissolve 20 g of pure boric acid ( $H_3BO_3$ ) in about 750 ml of 1 M water, and transfer the cooled solution to a 1-liter volumetric flask containing 200 ml of ethanol and 20 ml of mixed indi-

MODELO MATEMATICO DE TRANSFERENCIA DE CALOR  
EN FERMENTACION DE SUSTRATO SOLIDO CON HONGOS FILAMENTOSOS

Gilles Bacquet (\*), Gerardo Saucedo, Maurice Raimbault  
(\*\*) y Gustavo Viniegra

Universidad Autónoma Metropolitana-Iztapalapa  
Departamento de Biotecnología Apartado Postal 55-535 ;  
09340 México, D-F

(\* Cooperante del Gobierno de Francia (\*\* O.R.S.T.O.M.,  
Francia

INTRODUCCION

La extrapolación de los resultados básicos de la  
Fermentación de Sustrato Sólido (FSS) a nivel de planta  
piloto presenta varios problemas, los principales son:

- el pretratamiento del sustrato;
- el control de la humedad del medio;
- la eliminación del calor metabólico.

En el último caso se observa una vigorosa  
generación de calor debido al metabolismo respiratorio del  
hongo. La temperatura del medio aumenta rápidamente, de  
acuerdo al crecimiento del hongo, pudiendo alcanzar el límite  
fisiológico, llegando a la interrupción del proceso  
fermentativo. Por otra parte, la duración de la fase de  
germinación o fase de retardo, aumenta drásticamente al  
disminuir la temperatura de incubación (Raimbault, 1981).

Además de estas consideraciones, la estrategia de  
control de la temperatura del medio debe considerar las  
propiedades físico-químicas del sustrato, así como los  
criterios tecnológicos tales como la aeración, el modo de  
enfriamiento-calefacción, la geometría del reactor, etc.

En este trabajo se presenta un modelo matemático de  
generación y transferencia de calor para reactores  
empacados con problemas de difusión y reacción (Carberry,  
1976), adaptado a la FSS. El modelo conceptual de crecimiento  
aeróbico, incluye las principales ecuaciones cinéticas  
del proceso biológico. El acoplamiento del modelo cinético  
y de transferencia de calor tiene varias ventajas prácticas  
especialmente al nivel de la ingeniería básica y del  
escalamiento de reactores biológicos.



## MATERIALES Y METODOS

**Microorganismo:** *Aspergillus niger* var. *heenerbergii* cepa No.10 (Raimbault, 1981). Las esporas para la inoculación de los medios de cultivo se obtuvieron con la metodología y equipo propuesta por Roussos (1985).

**Medios de cultivo:** en todos los casos, se utilizaron los mismos medios de cultivo descritos por Raimbault (1981). El sustrato utilizado fue harina integral de yuca (*Manihot esculenta*) proveniente de los campos experimentales de Huimanguillo (Estado de Tabasco, Mexico), tratada en autoclave a 121 C durante 25 minutos, con una humedad inicial del 38% y con sales de grado industrial incorporadas.

**Técnicas analíticas:** se determinó la materia seca en estufa a 100 C durante 24 horas. El porcentaje de proteína se obtuvo por una modificación del método de Lowry sobre muestras secas.

**Aparato experimental (Figura 1):** el montaje se constituye de una columna empacada (1) de 6 cm de diámetro y 35 cm de altura. La columna tiene una doble chaqueta (2) que permite la circulación de agua a la temperatura de incubación. Dentro se colocan 6 termopares (3) a 0, 12, 16, 20, 24 y 29 mm del centro de la columna, con 2 soportes de acrílico (4), a 15 y 35 cm de la base; los termopares están conectados a un registrador EIRBITO (5) de 10 canales (10 bits de precisión). El aire de proceso, y las de alimentar la columna, pasa por un humidificador (6) colocado dentro de un baño-terio (7) a la temperatura de incubación; en este mismo baño, una bomba sumergida (8) alimenta la chaqueta de la columna.

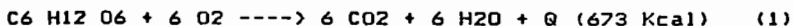
## MODELO MATEMATICO

Se considera el crecimiento de los hongos filamentosos dentro de una matriz pseudohomogénea, donde la yuca cumple funciones de soporte y sustrato. Las propiedades técnicas del medio se consideran efectivas globales y constantes. El sustrato se consume por asimilación, y oxidación bioquímica que requiere oxígeno y produce dióxido de carbono, agua y calor. Una ecuación de tipo logístico describe el crecimiento de la biomasa (Raimbault, 1981), en donde no aparecen metabolitos secundarios y que tiene como único factor limitante la concentración de glucosa. La configuración geométrica, el tamaño de partícula y el bajo flujo de aire permiten despreciar la convección en la dirección axial (Carberry, 1976; Huerta-Ochoa, 1984), predominando el transporte de calor por conducción. Finalmente, la variación de temperatura es

transitoria y unidimensional en la dirección radial.

\* Respiración de la glucosa \*

El calor metabólico proviene de la oxidación de la glucosa según la siguiente reacción:



\* Cinética de consumo de la glucosa \*

El consumo de glucosa, como fuente de carbono y energía, se expresa en función de una ecuación logística de crecimiento con un término de energía de mantenimiento, como sigue:

$$\frac{dG}{dt} = \mu \left( 1 - \frac{X}{b} \right) \cdot \frac{X}{Y_s} + m X \quad (2)$$

Por otra parte, se ha determinado la evolución de la biomasa contra el tiempo, según la ecuación (Raimbault, 1981):

$$\frac{1}{X} = \frac{1}{830 \text{ EXP}(-0.3 t) + 3.3} \quad (3)$$

\* Cinética de generación de calor \*

Raimbault determinó que el 35% de los azúcares consumidos se derivan a respiración, produciendo el calor del metabolismo con una tasa:

$$R_s = 0.35 \cdot \frac{dG}{dt} \cdot Q \quad (4)$$

\* Ecuación de transferencia de calor \*

La difusión del calor en este sistema, considerando que predomina la conducción, se rige por la ley de Fourier:

$$\rho F_s = \rho \cdot C_p \frac{\partial T}{\partial t} - k \cdot \nabla^2 T \quad (5)$$

En coordenadas cilíndricas,

$$\nabla^2 T = \frac{\partial^2 T}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \cdot \frac{\delta T}{\delta r} \quad (6)$$

es decir,

$$\frac{\delta T}{\delta t} = \alpha \cdot \left( \frac{\delta^2 T}{\delta r^2} + \frac{1}{r} \frac{\delta T}{\delta r} \right) + \frac{R_s}{C_p} \quad (7)$$

\* Condiciones iniciales y de frontera \*

Inicialmente, el medio tiene la temperatura de incubación y una cantidad de biomasa que corresponde al inóculo de esporas:

Cuando  $t = 0$ ,  $T = T_0$  y  $X = X_0$

Un flujo de agua a la temperatura de incubación circula continuamente en la doble-chaqueta de la columna y, por simetría, el flujo de calor al centro del reactor es igual a zero:

$$\text{Para } r = 0, \quad \frac{\delta T}{\delta r} = 0$$

$$\text{Para } r = R, \quad T = T_0$$

\* Soluciones numéricas del modelo \*

Para resolver este problema de ecuaciones diferenciales parciales con problemas de valor inicial y a la frontera, se recurrió a algoritmos numéricos, empleando la técnica de colocación ortogonal para discretizar la parte espacial del modelo (Ec. 6), y se empleó un método de Runge Kutta de cuarto orden para integrar la parte derecha de la ecuación ya discretizada. Se decidió aplicar el método de colocación ortogonal por ser una resolución mucho más eficiente que la de las diferencias finitas (Finlayson, 1980).

RESULTADOS Y DISCUSION

En la Figura 2 se observan los perfiles

experimentales de temperatura contra el tiempo, del centro de la columna hasta su periferia. Se nota claramente las etapas sucesivas del proceso fermentativo: germinación, crecimiento exponencial, fase de disminución pasando por un máximo y fase de mantenimiento. El máximo de temperatura que aparece a las 20 horas de incubación, correlacionándose perfectamente con los resultados de laboratorio, que determinaron un máximo de actividad metabólica entre 20 y 25 horas ( Raimbault, 1981; Huerta-Ochoa, 1984). En la grafica superior de la misma figura, se observa los perfiles radiales de temperatura a diferentes tiempo de incubación. A las 20 horas se nota un gradiente de temperatura del centro a la periferia de la columna, de 10 C, de acuerdo con los resultados de Raimbault (1981) y Huerta-Ochoa (1984).

Se observa en la Figura 3 una simulación del modelo propuesto, según las condiciones siguientes:

- tasa específica de crecimiento,  $\mu = 0.3$  1/hr;
- tiempo de incubación,  $T_m = 30$  hr;
- temperatura de incubación,  $T_o = 35$  C.

En primer aproximación, se ajustaron los parámetros físico-químicos del medio de cultivo como sigue:

- densidad aparente,  $\rho = 0.76$  g/cm<sup>3</sup>;
- humedad inicial,  $H = 50\%$ ;
- capacidad calorífica,  $C_p = 0.3$  Kcal/Kg-C;
- difusividad térmica,  $\alpha = 2.65$  cm<sup>2</sup>/hr.

En la Figura 3 se observan los resultados de la simulación, se observa las cinéticas de crecimiento del hongo (biomasa) y de consumo de azúcares (sustrato) del modelo cinético propuesto por Raimbault (1981), siendo estos perfiles ampliamente confirmados por la evidencia experimental. Además existe una cierta relación entre los valores de biomasa, cociente respiratorio y temperatura (Cooney et al., 1968), se requiere comprobar con trabajo experimental posterior estas mismas cinéticas con el porcentaje de dióxido de carbono en los gases de salida de nuestra columna.

Los perfiles de temperatura calculados ilustran satisfactoriamente el comportamiento del sistema experimental. Podemos distinguir las etapas del proceso fermentativo ya citadas. Sin embargo, los ensayos de

simulación dejan aparecer un sobrecalentamiento que rebasa las fronteras fisiológicas del hongo. Este fenómeno se explica en primero por los cambios de reología del medio durante la fermentación - principalmente de la densidad y de la humedad - que todavía no aparecen en el modelo. Además se sabe que las propiedades térmicas de este tipo de materiales cambia de acuerdo a la composición de carbohidratos y proteínas del medio, lo cual sucede en la FSS. Por otra parte, se necesita introducir en las cinéticas de crecimiento un término que traduce la influencia de la temperatura sobre el desarrollo del micelio. Entonces, se está estudiando las variaciones de densidad y de humedad del medio durante su incubación. Además, se decidió investigar el efecto de la temperatura sobre la tasa específica de crecimiento máxima según una ley de tipo Arrhenius (Esener et al., 1981). Finalmente, se requiere modificar la condición de frontera en la pared de la columna por una de tipo mixto que involucre la conducción como la convección, la cual se apega más a la realidad.

#### CONCLUSIONES

En este trabajo se muestra la factibilidad de emplear modelos comúnmente empleados en ingeniería de reactores químicos catalíticos a la FSS, esto permite obtener criterios de escalamiento, a través de números adimensionales del tipo Biot, Leukholler.

Es necesario realizar mayor trabajo experimental acoplado al modelamiento matemático, para tener éxito en la tarea de escalamiento por esta vía.

#### Nomenclatura

- b rendimiento,
- g agua consumida/g biomasa sintetizada
- k conductividad térmica, Kcal/cm-C-hr
- m coeficiente de mantenimiento, g glucosa/g biomasa-hr
- r radio, cm
- t tiempo, hr
- Cp capacidad calorífica, Kcal/g-C

- G concentración en glucosa, g/g materia seca inicial
- Q calor de reacción, Kcal/mole de glucosa
- R<sub>s</sub> tasa de producción de calor, Kcal/hr
- T temperatura, C
- X concentración de biomasa, g/g materia seca inicial
- Y<sub>s</sub> rendimiento, g biomasa/g glucosa consumido
- Q difusividad térmica, cm<sup>2</sup>/hr
- ρ densidad, g/cm<sup>3</sup>
- μ tasa específica de crecimiento, 1/hr

#### BIBLIOGRAFIA

- 1- ABARCA-WONG Y., (1985), "Contribución al análisis de las transferencias internas de masa y calor durante la fermentación sólida de harina de yuca y estudio de las condiciones de secado del producto final", Tesis de Maestría, Facultad de Química, UNAM, MEXICO
- 2- CARRERRY J.J., (1976), "Chemical and catalytic reaction engineering", McGraw-Hill Chemical Engineering Series, New York, 642 p
- 3- COONEY C.L., WANG D.I.C. and MATELES R.I., (1968), "Measurement of heat evolution and correlation with oxygen consumption during microbial growth", Biotech. and Bioengineering, V 11, pp 269-281
- 4- ESENER A.A., ROELS J.A. and KOSSEN N.W.F., (1981), "The influence of temperature on the maximum specific growth rate of *Klebsiella pneumoniae*", Biotech. and Bioengineering, V 23, pp 1401-1405
- 5- FINGER S.M., (1976), "Aerobic microbial growth in semi-solid matrices: heat and mass transfer limitation", Biotech. and Bioengineering, V18, pp 1193-1218
- 6- HUERTA-OCHOA S., (1984), "Transferencia de calor y masa en fermentación sólida en cultivos estáticos", Tesis de Maestría, Depto. I.P.H., UAM-IZTAPALAPA, MEXICO
- 7- NARAHARA H., (1964), "Control of water content in a solid-state culture of *Aspergillus oryzae*", J. Ferment. Technol., V62, N5, pp 453-459
- 8- RAINBAULT M., (1981), "Fermentation en milieu solide:

croissance de champignons filamenteux sur substrat amylicé",  
Travaux et Documents de l'O.R.S.T.O.M. No. 127, PARIS

9- RATHBUN B.L. and SHULER M.L., (1983), "Heat and mass  
transfert effects in solid-substrate fermentation: design of  
fermentation chambers", Biotech. and Bioengineering, V15, pp  
929-938

10- ROUSSOS S., (1985), "Croissance de *Trichoderma*  
*harzianum* par fermentation en milieu solide: physiologie,  
sporulation et production de cellulases", Thèse de Doctorat  
d'Etat, Université de Provence, pp 163

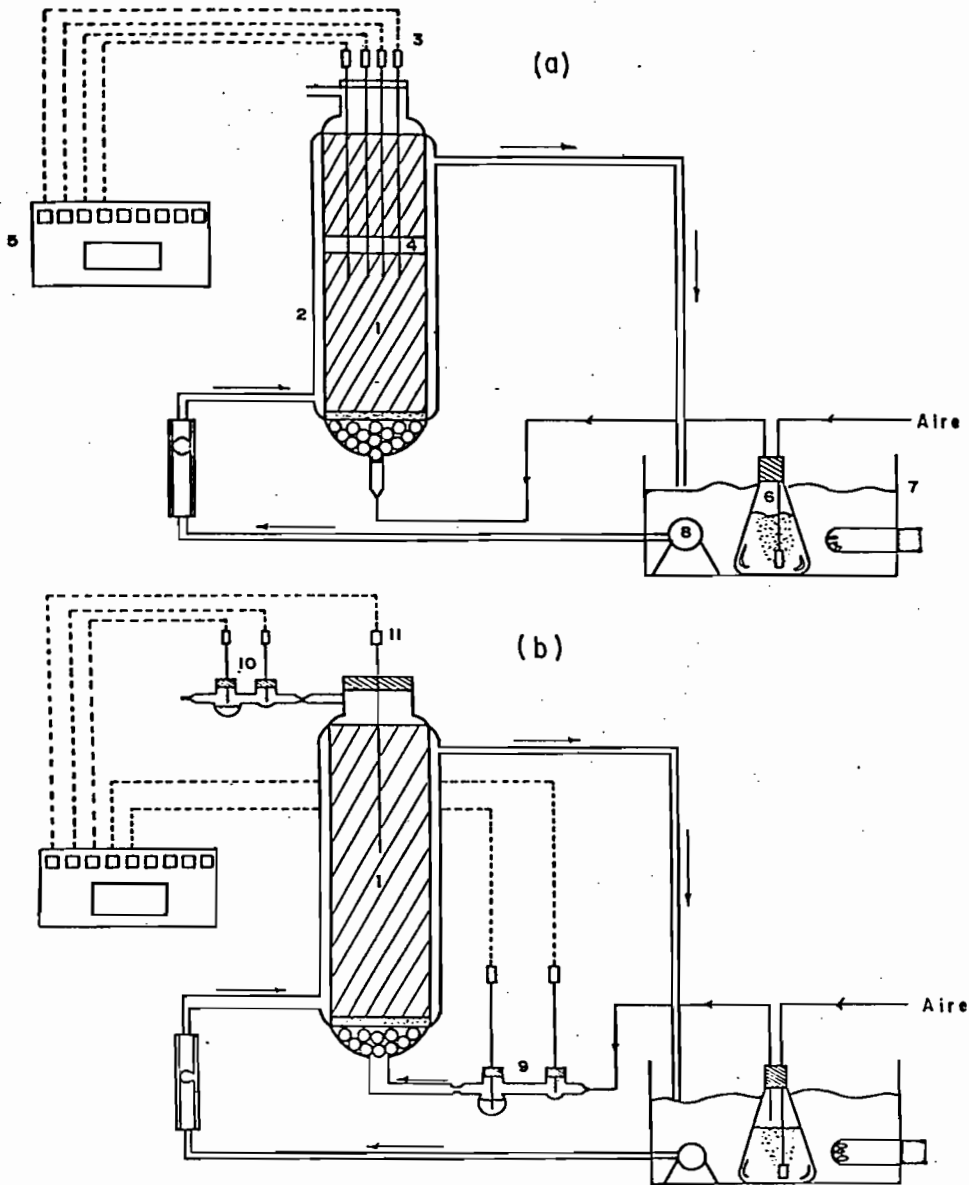


Figura: 1

Transferencia de calor en fermentación sólida estática :  
 diseño experimental (a) efecto de la conducción (b) efecto de la convección



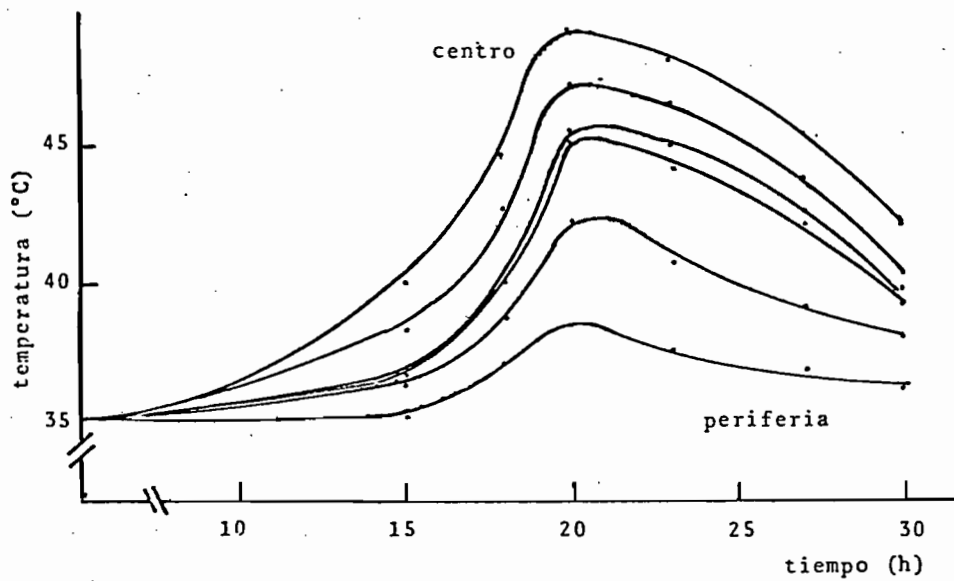
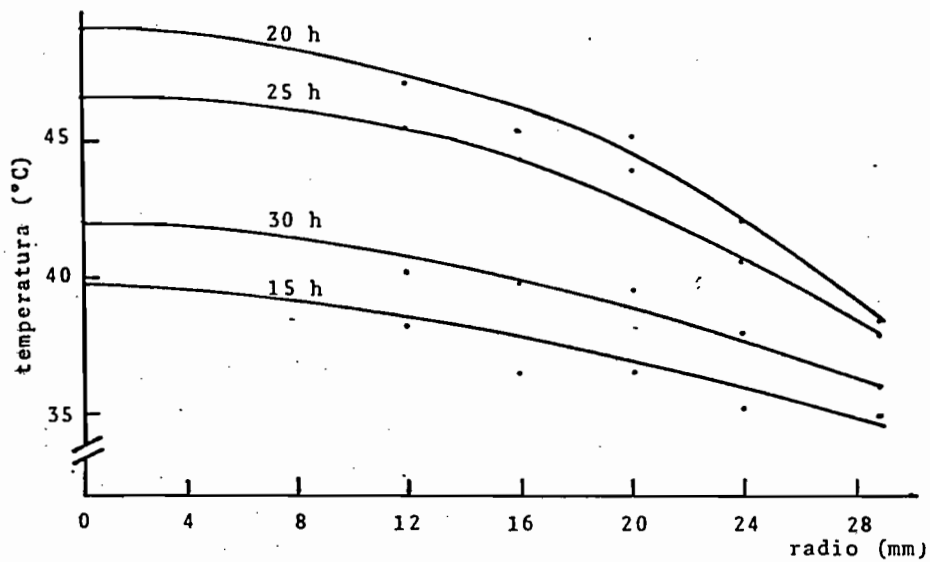


Figura 2 : Perfiles de temperatura en F.S.S. de yuca ( resultados experimentales)

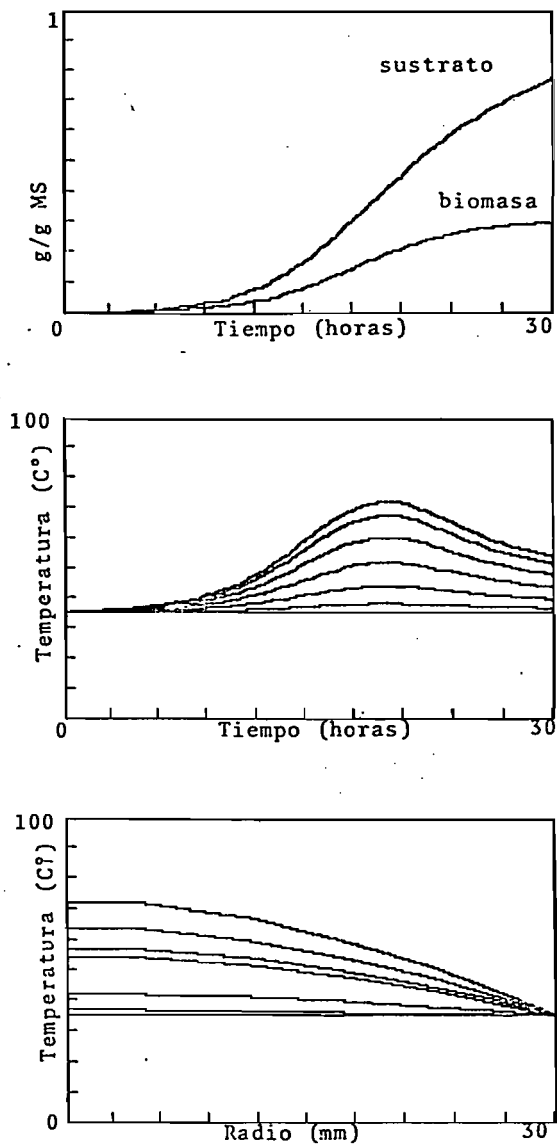


Figura 3 : Simulación de cinéticas y perfiles de temperatura en FSS de yuca

FERMENTACION SOLIDA DE LA YUCA CON HONGOS  
FILAMENTOSOS EN UN REACTOR ESTATICO

Gilles Bacquet (\*), Sebastianos Roussos (\*\*), Gustavo Viniegra G.  
Universidad Autonoma Metropolitana-Iztapalapa, Departamento de  
Biotecnologia, A.P 09340, Mexico D.F  
(\* Cooperante del Gobierno de Francia  
(\*\*) O.R.S.T.O.M. (Francia)

INTRODUCCION

La Planta Piloto de Fermentaciones se dedica a la investigación tecnologica de la fermentación sólida de sustrato amilaceo con hongos filamentosos. Dado que existe muy pocas unidades a nivel industrial, se decidió desarrollar un nuevo proceso que va desde el pretratamiento de la materia prima hasta el acondicionamiento del producto final, incluyendo:

- concepción y diseño de los aparatos y reactores;
- determinación de los parametros de operación;
- control automático del proceso;
- escalamiento industrial;
- evaluación de los costos.

A pesar de que se tienen los principales resultados de laboratorio (RAINBAULT, 1981; HUERTA-OCHOA, 1984; ROUSSOS, 1985), el desarrollo de la fermentación sólida a nivel planta piloto presenta varios problemas, los principales son:

- el pretratamiento del sustrato (gelatinización);
- el control de la humedad durante la fermentación;
- la eliminación del calor metabólico.

- el pretratamiento del sustrato (gelatinización);
- el control de la humedad durante la fermentación;
- la eliminación del calor metabólico.

A fin de seleccionar el reactor apropiado, se están experimentando dos tipos de fermentadores, dinámico y estático. Básicamente, un reactor agitado permite un control más directo de la masa que fermenta, pero se observan serios problemas tales como el mantenimiento de la homogeneidad del medio y el rompimiento del micelio. Opuestamente, el reactor estático no permite actuar directamente sobre el medio de cultivo pero presenta varias ventajas tales como el crecimiento homogéneo de la biomasa, una gran facilidad de uso y un consumo escaso de energía. En este trabajo se presenta un nuevo fermentador estático diseñado en Francia: el Zymotis.

#### MATERIALES Y METODOS

Microorganismo: *Aspergillus niger* var. *henerbergii* cepa No.10 (Raimbault, 1981). Las esporas para la inoculación de los medios de cultivo se obtuvieron con la metodología y equipo propuesta por Roussos (1985).

Medios de cultivo: en todos los casos, se utilizaron los mismos medios de cultivo descritos por Raimbault (1981). El sustrato utilizado fue harina integral de yuca (*Manihot esculenta*) proveniente de los campos experimentales de Huimanguillo (Estado de Tabasco, México), tratada en autoclave a 121 C durante 25 minutos, con una humedad inicial del 38% y con sales de grado industrial incorporadas.

Técnicas analíticas: se determinó la materia seca en estufa a 100 C durante 24 horas. El porcentaje de proteína se obtuvo por una modificación del método de Lowry sobre muestras secas.

Reactor estático Zymotis (Figura 1): el reactor es básicamente una caja rectangular (0.5x0.4x0.65 m) con una cubierta en la parte superior y cuenta con una salida que permite el paso de diferentes fluidos (circuito de agua y salida de los gases). En su interior se encuentran 10 placas (0.4x0.6 m) separadas por 5 cm. Cada placa está conectada con una entrada y una salida de agua y tiene una tubería interna de 4.6 mm de diámetro que mantiene la misma temperatura en toda su superficie. Las 10 placas con sus separadores constituyen una estructura rígida. Una fuente fría y una caliente permiten la regulación de la temperatura del proceso por medio de un sensor colocado en la masa. Además, un registrador indica continuamente la temperatura del medio (Figura 2).

A lo largo de cada compartimento, limitado por 2 placas, se encuentra centralmente un tubo de aeración de 12 mm de diámetro. Dicho tubo cuenta con orificios de 1mm de diámetro separados entre sí por 1 cm; los cuales distribuyen homogéneamente el aire en el compartimento. El aire se burbujea en agua para lograr un grado máximo de humedad y su flujo se controla por un rotámetro. Los 9 pares humectador-rotámetro se conectan al circuito de aire comprimido. Esta misma configuración permite un funcionamiento independiente de cada compartimento.

La carga del Zymotis se hace sin la tapa, los compartimentos se llenan independientemente con el sustrato preparado. Después, se pone la cubierta y se conectan los diferentes circuitos y sensores de control

(aeración, circulación de agua, sensor de temperatura). Cuando se acaba la fermentación, se retiran las 10 placas con el producto terminado en su interior. Esta operación no resulta problemática dado que el sustrato fermentado se encuentra retenido entre las placas. Una vez fuera del reactor, el producto final se recupera con una ligera presión en la parte de arriba (Prebois et al., 1985).

#### RESULTADOS

Corrida No.1: esta primera corrida, con 10 Kg de sustrato seco, tenía como objetivo observar el funcionamiento del equipo y de sus periféricos así como determinar los problemas técnicos del equipo a fin de prepararlo para futuras corridas. En esta ocasión, se hizo una cinética de producción de proteínas, pH, humedad y concentración de CO<sub>2</sub> y O<sub>2</sub> en los gases de salida. Los resultados aparecen en la Tabla 1.

Tabla 1. Cinética de fermentación en Zymotis

Tiempo (hr)	Temp. (C)	pH	Humedad (%)	Proteínas (%)	CO2 (%)	O2 (%)
0	25	6.2	51.8	4.02	0	10.3
14	41	6.8	50.5	6.14	0.12	10.34
20	43	6.85	50.2	8.12	1.48	11.0
24	39	6.2	51.3	8.17	2.28	11.42
26	39	5.92	55.6	9.83	0.09	10.78
28	40	5.15	63.2	13.54	0.05	10.6
29	38	5.55	64.5	11.30	0.03	10.58

Corrida No.2 (efecto de la altura): se trató de investigar uno de los criterios de escalamiento del reactor estático: determinar una altura de sustrato máxima que presente buenas condiciones para el óptimo crecimiento de la biomasa. Efectivamente, el fermentador Zymotis tiene una configuración geométrica tal que se puede extrapolar en su longitud como en su ancho pero hasta una cierta altura todavía no conocida. Por eso se llenaron los compartimentos del reactor a 6 alturas distintas (10 cm, 20 cm, 30 cm, 40 cm, 50 cm y 60 cm). Además, se controló la temperatura del medio con un sistema de 2 electroválvulas conectadas al registrador-controlador cuyo sensor fue colocado en el compartimiento mas alto (Figura 3.a). En este caso, se tomaron muestras de cada compartimento a diferentes tiempos a fin de obtener una cinética de producción de proteínas para las diferentes alturas (Figura 3.b).

Corrida No.3: además de seleccionar la tecnología adecuada para la fermentación sólida, se necesitó producir una gran cantidad de yuca enriquecida para diferentes análisis de tipo nutricional, así mismo como para comprobar la ausencia de sustancias tóxicas. En el caso del reactor Zymotis se fermentaron 45 Kg de harina de yuca en tres lotes de 15 Kg:

- lote No.1: yuca gelatinizada;
- lote No.2: yuca ensilada (10 meses);
- lote No.3: yuca ensilada (17 días) y gelatinizada.

Después de 30 horas de incubación, se secó y se molió el

producto final. Se enviaron muestras de éste al Instituto Nacional de Nutrición (Mexico, D.F.) que se encargó de la totalidad de los análisis nutricionales cuyos resultados se entregaran posteriormente. Sin embargo, en la Tabla 2 se encuentran aquellos obtenidos por nuestro laboratorio.

Tabla 2. Corrida No.2 en Zymotis (análisis nutricionales)

No. de lote	Harina de yuca	1	2	3
Pretratam.	-	gelatinizada	ensilada	ensilada gelatinizada
Tps. de ferm.	0	30	30	30
Humedad (%)	8.86	9.55	9.6	8.5
Cenizas (%)	2.68	4.2	4.91	4.93
pH	6.3	5.85	6.82	5.35
Az. reduc. (%)	0	19.52	0.63	18.6
Proteínas (%)	1.11	7.88	2.68	5.73

#### DISCUSION

Los primeros resultados demostraron la validez del escalamiento del proceso en un reactor estático. En particular, se observa un nivel final de proteínas entre 15% y 20% en base seca que cumple perfectamente con los objetivos fijados. Por otra parte, el equipo demostró una gran facilidad de uso durante las diferentes etapas del proceso dado que no requiere de operaciones sofisticadas para cargar los compartimentos, colocar los sensores, seguir la fermentación y sacar el producto final. El sustrato enriquecido aparece en una forma compacta y homogénea lo cual se traduce en un crecimiento regular sobre toda la masa. El producto terminado se fracciona fácilmente (con la mano) y se dispone en pequeños trozos a fin de secarlo rápidamente.

repetir esEá mómhenidmpébaácás phstéanaógiáne una cáctónarelacio óptima que, con base en los primeros resultados, se aproxima a 40 cm. Sin embargo, se debe hacer notar que hasta 60 cm de altura se observa un contenido protéico final alrededor del 14% en base seca.

Dada la falta de los resultados de los análisis nutricionales, no se puede comentar algo relativo al valor nutritivo de la yuca

enriquecida. Pero, como se observa en la Tabla 2, el ensilado previo a la fermentación disminuye el porcentaje final de proteínas si se compara con el caso de gelatinización como pretratamiento del sustrato.

El problema de mayor importancia que aparece durante el crecimiento de la biomasa en un reactor de este volumen viene de la producción de calor por el metabolismo del hongo. La acumulación de las calorías tiene como consecuencia una rápida elevación de la temperatura (Figura 3.a). Este parámetro nos indica las diferentes etapas del crecimiento microbiano (fase lag - crecimiento logístico - autólisis - esporulación), pero tiene un efecto de inhibición en ciertos límites además que existe una fuerte relación entre la temperatura y la humedad del medio (NARAHARA et al., 1984). En el laboratorio se determinó que el hongo puede crecer entre 20 C y 50 C y que se contempla un crecimiento óptimo entre 35 C y 38 C, es decir que nuestra cepa tiene una tolerancia a la temperatura muy grande (RAIMBAULT, 1981). Sin embargo, se necesita mantener la temperatura cerca de la óptima a fin de lograr un crecimiento rápido y un buen rendimiento. Así debemos eliminar el exceso de calor para evitar una elevación de la temperatura que sobrepase el límite fisiológico y merme la productividad de la fermentación. Para lograrlo, el reactor estático Zymotis cuenta con 10 placas de calefacción - enfriamiento que delimitan 9 compartimentos de 5 cm de ancho. Precisamente, ya se conoce la influencia de la temperatura de enfriamiento y del ancho de empaque sobre la temperatura del medio en condiciones estáticas (Figura 4). Esto significa que el mantenimiento de la temperatura cerca de la óptima, en el centro de un compartimento, implica altos gastos de agua en las placas a bajas temperaturas, a veces inferior a los 20 C.

Entonces, en el control de la temperatura del proceso estático debe tenerse en cuenta por una parte la capacidad de enfriamiento del sistema y por otra la temperatura óptima de crecimiento del hongo. Por esta razón, se está desarrollando un modelo matemático, al nivel laboratorio, con el objeto de establecer criterios de escalamiento que consideren estas limitaciones de transferencias de calor. Se necesita también investigar dos criterios de escalamiento que son la distancia entre dos placas de enfriamiento y la altura óptima de sustrato en los compartimentos. Así se podría diseñar un reactor a nivel industrial en base a un criterio geométrico. Con este fin, se están haciendo modificaciones del reactor Zymotis que permitan cumplir con estos objetivos.



## BIBLIOGRAFIA

- 1- PREBOIS J.P., RAIMBAULT M., ROUSSOS S., (1985), "Biofermenteur statique pour la culture des champignons filamenteux en milieu solide", Patente francesa No. 8517934
- 2- FINGER S.M., (1976), "Aerobic microbial growth in semisolid matrices: heat and mass transfert limitation", Biotech. and Bioengineering, V18, pp 1193-1218
- 3- RAIMBAULT M., (1981), "Fermentation en milieu solide: croissance de champignons filamenteux sur substrat amylique", Travaux et Documents de l'O.R.S.T.O.M. No. 127, PARIS
- 4- HUERTA-OCHOA S., (1984), "Transferencia de calor y masa en fermentación sólida en cultivos estáticos", Tesis de Maestría, Depto. I.P.H., UAM-IZTAPALAPA, MEXICO
- 5- NARAHARA H., (1984), "Control of water content in a solid-state culture of *Aspergillus oryzae*", J. Ferment. Technol., V62, N5, pp 453-459
- 6- RATHBUN B.L. and SHULER M.L., (1983), "Heat and mass transfert effects in solid-substrate fermentation: design of fermentation chambers", Biotech. and Bioengineering, V15, pp 929-938
- 7- ABARCA-WONNG Y., (1985), "Contribución al analisis de las tranferencias innternas de masa y calor durante la fermentación sólida de harina de yuca y estudio de las condiciones de secado del producto final", Tesis de Maestría, Facultad de Química, UNAM, MEXICO
- 8- SMITH J.E., BERRY D.R. and KRISTIENSEN B., (1983), "The filamentous fungi: volume 4 Fungal Technology", Edward Arnold Publishers, London, pp 391
- 9- ROUSSOS S., (1985), "Croissance de *Trichoderma harzianum* par fermentation en milieu solide: physiologie, sporulation et production de cellulases", Thèse de Doctorat d'Etat, Université de Provence, pp 163