

**EFFECTO DE LA CARGA CONTAMINANTE SOBRE LA EFICIENCIA DE  
REMOCIÓN EN UN REACTOR COMBINADO PARA TRATAMIENTO DE  
RESIDUOS DE LA INDUSTRIA PORCÍCOLA A ESCALA LABORATORIO**

**RUBÉN DARÍO BURGOS ORGANISTA  
MANUEL SALVADOR RODRÍGUEZ SUSÁ**

**UNIVERSIDAD NACIONAL DE COLOMBIA  
FACULTAD DE INGENIERÍA  
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA  
SANTAFÉ DE BOGOTÁ, D.C.**

**1996**

**EFFECTO DE LA CARGA CONTAMINANTE SOBRE LA EFICIENCIA DE  
REMOCIÓN EN UN REACTOR COMBINADO PARA TRATAMIENTO DE  
RESIDUOS DE LA INDUSTRIA PORCÍCOLA A ESCALA LABORATORIO**

**RUBÉN DARÍO BURGOS ORGANISTA  
MANUEL SALVADOR RODRÍGUEZ SUSA**

**Trabajo de grado presentado como requisito parcial  
para optar al título de Ingeniero Químico**

**Directores**

**LUIS ALFONSO CAICEDO MESA**

**Ingeniero Químico. Msc**

**CARLOS OCTAVIO DUQUE GONZÁLEZ**

**Biólogo-Químico. Ph.D.**

**UNIVERSIDAD NACIONAL DE COLOMBIA**

**FACULTAD DE INGENIERÍA**

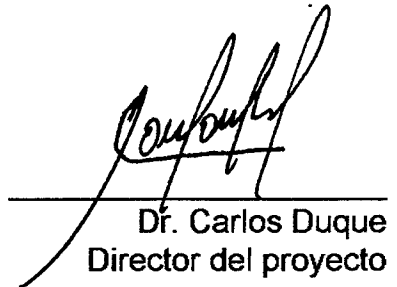
**DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA**

**SANTAFÉ DE BOGOTÁ, D.C.**

**1996**

---

Ing. Luis Caicedo  
Director del proyecto

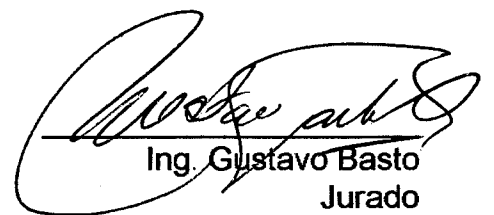


---

Dr. Carlos Duque  
Director del proyecto

---

Ing. Alberto Duarte  
Jurado



---

Ing. Gustavo Basto  
Jurado

---

Ing. Marcelo Riveros  
Director curricular  
Dpto. Ingeniería Química

## **AGRADECIMIENTOS**

Los autores expresan sus agradecimientos a las siguientes personas, las cuales colaboraron para llevar a cabo esta investigación.

LUIS A. CAICEDO M., Ingeniero químico M.Sc., Profesor Asociado. Universidad Nacional de Colombia. Director del proyecto.

CARLOS O. DUQUE., Biologo-Químico., Ph.D., Investigador Programa Nacional de Biotecnología Animal. CORPOICA. Director del Proyecto

LUZARDO ESTRADA., Médico Veterinario., Ph.D., Director Programa Nacional de Biotecnología Animal. CORPOICA - CEISA

Ingenieros DESIDERIO BAZURTO y GERARDO RODRÍGUEZ, profesores de Ingeniería Química de la Universidad Nacional, por su colaboración en los análisis cromatográficos.

Laboratorio de Ambiental del IEI, por su colaboración en algunas pruebas.

Granja Porcícola LA CAROLINA, en especial a su director ALVARO ORTIZ, su subdirectora ANA LUCY MONTOYA y a los médicos veterinarios JUAN MANUEL ORJUELA e IGNACIO RODRÍGUEZ, por la gran colaboración en el trabajo.

JULIAN PINO y JESUS VALENCIA, profesores del Departamento de Química de la U.N., por la colaboración en la consecución de algunos reactivos.

CARLOS F.I. MORALES, Ingeniero Mecánico. U.N., por la ayuda en la elaboración de los dibujos.

PILAR GUTIERREZ, EDGAR GONZÁLEZ y FERNANDO VARGAS, empleados del CORPOICA-CEISA, quienes de diversas maneras aportaron su colaboración para sacar adelante este proyecto .

ALBERTO, RAFAEL, FAUSTINO, CARLOS y Señor PONCE, operarios de diferentes laboratorios y talleres de la U.N., por la ayuda en la elaboración de las diferentes partes del biorreactor.

Los autores

## CONTENIDO

	pág
INTRODUCCIÓN	1
1. LOS RESIDUOS PORCÍCOLAS	3
1.1. PROBLEMÁTICA	3
1.2. ALTERNATIVAS PARA TRATAR LOS RESIDUOS PORCÍCOLAS	4
1.2.1. Tratamientos primarios	4
1.2.2. Tratamientos secundarios	5
1.2.2.1. Tratamientos aerobios	6
1.2.2.2. Tratamientos anaerobios	7
1.2.2.2.1. Reactores convencionales	8
1.2.2.2.2. Reactores de alta tasa	9
1.2.2.2.2.1. Filtros anaerobios	10
1.2.2.2.2.2. Reactores anaerobios de película fija y flujo descendente	11

1.2.2.2.3. Reactores de lecho expandido y fluidizado	11
1.2.2.2.4. Reactores UASB	13
1.2.2.2.5. Reactores híbridos	13
1.2.3. Tratamientos terciarios	17
2. EL REACTOR HÍBRIDO	17
3. DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DEL REACTOR	23
3.1. PARÁMETROS PRELIMINARES DE DISEÑO	23
3.2. DISEÑO DEL PROTOTIPO	24
3.3 DESCRIPCIÓN DEL MONTAJE EXPERIMENTAL	27
3.3.1. Sistema del biorreactor	27
3.3.1.1. Zona de lodos	29
3.3.1.2. Zona empacada	29
3.3.1.3. Zona de separación de fases	30
3.3.2. Sistema de intercambio de calor	31
3.3.2.1. Baño termostatado	31
3.3.2.2. Bomba de inmersión	31
3.3.2.3. Tubería de conducción	32
3.3.3. Sistema de suministro de sustrato	32
3.3.4. Sistemas de recolección y medición	32
3.3.4.1. Biogas	32
3.3.4.2. Efluente Líquido	34

3.4. MONTAJE	35
3.5. PRUEBAS HIDRÁULICAS	35
3.6. OBTENCIÓN Y ACLIMATACIÓN DEL INÓCULO	36
3.7. INOCULACIÓN	38
4. MATERIALES Y MÉTODOS	41
4.1 SUSTRATO EMPLEADO Y PUNTOS EXPERIMENTALES	41
4.2 TÉCNICAS ANALÍTICAS	44
4.2.1. Composición del biogas	45
4.2.2. Demanda química de oxígeno	46
4.2.3. pH	47
4.2.4. Sólidos Totales	48
4.2.5. Sólidos Volátiles	48
4.2.6. Sólidos Suspendidos Volátiles	48
5. RESULTADOS Y DISCUSIÓN	50
5.1. ANÁLISIS DEL COMPORTAMIENTO GENERAL DEL REACTOR	50
5.2. PERIODOS EN ESTADO SEUDO-ESTABLE	55
5.3. EFECTO DE LA CARGA APLICADA SOBRE EL DESEMPEÑO DEL REACTOR	63
5.3.1. Eliminación de contaminantes orgánicos.	63
5.3.2. Productividad de biogas.	65
5.4. EFECTO DEL HRT SOBRE LOS PARÁMETROS DE OPERACIÓN DEL BIORREACTOR	66

5.5. LA BIOMASA	69
5.6. COMPARACIÓN DEL SCFBR CON OTROS SISTEMAS DE ALTA TASA PARA EL TRATAMIENTO DE RESIDUOS PORCICOLAS	70
6. CONCLUSIONES	71
BIBLIOGRAFÍA	73
ANEXO A. ANÁLISIS DIFERENCIAL POR TAMIZADO DEL COQUE EMPLEADO COMO SOPORTE EN LA ZONA EMPACADA DEL REACTOR	82
ANEXO B. FOTOGRAFÍA DEL MONTAJE EXPERIMENTAL	83
ANEXO C. DATOS DEL PERÍODO DE INCUBACIÓN	84
ANEXO D. TEST DE ACTIVIDAD METANOGENICA	85
ANEXO E. TABLAS DE DATOS	88

## ÍNDICE DE TABLAS

	pág.
TABLA 1. Resultados de estudios realizados con reactores híbridos para el tratamiento de diversos tipos de aguas residuales.	21
TABLA 2. Caracterización del lodo inoculado.	39
TABLA 3. Características del sustrato empleado.	42
TABLA 4. Puntos de experimentación.	44
TABLA 5. Periodicidad de realización de pruebas analíticas	49
TABLA 6. Periodos en estado Seudoestable	56
TABLA 7. Resultados de las variables monitoreadas durante los periodos seudoestacionarios	67
TABLA 8. Ubicación de los resultados obtenidos frente a otros trabajos realizados alrededor del mismo tema.	70

## ÍNDICE DE FIGURAS

	pág
FIGURA 1 Reactor RCTA	8
FIGURA 2 Reactor de flujo pistón	9
FIGURA 3 Filtro Anaerobio	12
FIGURA 4 Reactor DSFF	12
FIGURA 5 Reactor de Lecho Expandido	14
FIGURA 6 Reactor UASB	14
FIGURA 7 Reactor Híbrido	15
FIGURA 8 Reactor Híbrido UBF	18
FIGURA 9 Reactor de Lodos con Lecho Fijo Central	26
FIGURA 10 Montaje experimental.	28
FIGURA 11 Esquema del sistema de medición de biogas producido	33
FIGURA 12 Esquema del montaje para recolección del efluente líquido tratado	34

FIGURA 13	Cromatograma del biogas	46
FIGURA 14	Comportamiento de la DQOt	51
FIGURA 15	Comportamiento del pH	52
FIGURA 16	Producción de biogas	53
FIGURA 17	Eficiencia de remoción de la DQOt	54
FIGURA 18	Volumen acumulado de biogas producido	57
FIGURA 19	Comportamiento de la carga orgánica	58
FIGURA 20	Datos del periodo pseudo-estable para el tiempo de retención de 30.75 días	60
FIGURA 21	Datos del periodo pseudo-estable del tiempo de retención de 20.50 días	61
FIGURA 22	Datos del periodo pseudo-estable del tiempo de retención de 10.25 días	62
FIGURA 23	Efecto de la carga aplicada sobre la eficiencia de remoción	64
FIGURA 24	Carga removida vs carga aplicada	64
FIGURA 25	Efecto de la carga aplicada sobre la generación de biogas	65

## INTRODUCCIÓN

La creciente tecnificación de la industria ganadera, y en especial de la porcícola, hace que se disponga de un gran número de animales en áreas muy reducidas, cuyos residuos es necesario manejar en forma adecuada. Un mal manejo de los grandes volúmenes de estiércol de cerdo generados en sistemas intensivos, acarrea serios perjuicios de tipo: ambiental, sanitario y económico.

Estudios revelan que la producción nacional de excrementos porcícolas secos es de aproximadamente 40.000 Ton/año, los cuales causan un problema ambiental muy serio, ya que solo un número reducido de productores tiene programas para disponer bien de ellos. Esta problemática hace evidente día a día, la necesidad de implementar sistemas que brinden soluciones cada vez mas eficientes, que sean capaces de disminuir la carga contaminante de estos desechos a niveles aceptables, ya que las

tecnologías existentes, si bien han cumplido su labor, tienden a ser desbordadas por la magnitud del problema y requieren trabajar integralmente con nuevas propuestas.

Dentro de este orden de ideas, la Universidad Nacional a través del departamento de Ingeniería Química y la línea de investigación en Adaptación y Desarrollo de Bioprocesos aplicados a la Protección Ambiental del Programa Nacional de Biotecnología Animal de CORPOICA, han estructurado un proyecto de investigación a largo plazo, que busca desarrollar un proceso integrado que de solución a este problema ambiental. Los estudios llevados acabo hasta ahora comprenden la caracterización de los residuos (Olaya, J.M. y Rincón, M.C., 1996) y la determinación de los principales factores que influyen en la fermentación anaerobia (Cruz, J.M. y Troncoso, D.,1996), junto con una amplia revisión de los métodos para el tratamiento del estiércol de cerdo.

El presente trabajo hace una revisión de los sistemas de tratamiento de los residuos de porqueriza y estudia la posibilidad de utilizar un reactor híbrido anaerobio de alta tasa, al hacer un análisis de la eficiencia de éste, bajo distintas cargas orgánicas. Para tal fin se diseñó, construyó y operó por mas de cuatro meses un reactor a escala laboratorio.

## **1. LOS RESIDUOS PORCÍCOLAS**

### **1.1. PROBLEMÁTICA**

La tecnificación de las granjas porcícolas ha llevado a la concentración de un gran número de animales en unas pocas hectáreas. De la misma forma, la cantidad de residuos generados por dichas fincas se ha incrementado notablemente. La limpieza de las porquerizas, requiere del empleo de agua, lo cual genera un efluente líquido de alta carga orgánica. Verter estas aguas sin ningún tipo de cuidado, conlleva problemas de tipo ambiental, sanitario, económico, jurídico y social: ecosistemas tanto acuáticos como terrestres pueden ser contaminados sufriendo graves daños; fuentes de agua potable pueden ser malogradas, ocasionando problemas de salud pública; los malos olores generados deterioran la calidad de vida de poblaciones enteras; y suelos fértiles pueden ser echados a perder por exceso de nutrientes. La legislación ambiental estipula normas estrictas sobre los niveles de

contaminación máxima emitida por cualquier clase de actividad comercial e impone sanciones que llegan hasta prohibir el funcionamiento de las empresas que no cumplan con la ley.

## **1.2. ALTERNATIVAS PARA TRATAR LOS RESIDUOS PORCÍCOLAS**

La necesidad de disponer de los residuos porcinos de manera que no afecten el medio ambiente ha obligado a los productores a pensar en soluciones para minimizar el problema de la contaminación y a su vez, permitir la recirculación de los mismos aprovechando sus potencialidades nutritivas y energéticas.

Generalmente los tratamientos de residuos, constan de una serie de pasos de diversa índole. Se tienen tratamientos primarios, secundarios y terciarios o avanzados.

**1.2.1. Tratamientos primarios.** Una primera salida al problema es la utilización del estiércol como abono orgánico, para aplicarlo sobre terrenos cultivables. Dados los altos contenidos de nitrógeno y fósforo, la porquinaza es un excelente fertilizante. Sin embargo, el abuso en su aplicación genera

problemas de salinidad y colmatación en los suelos, así como el incremento en la población de microorganismos patógenos, debido a que las grandes cantidades vertidas no alcanzan a ser asimiladas por el agroecosistema donde son depositadas. (Moser, 1996).

Reutilizar el estiércol como alimento de los mismos cerdos, y de otro tipo de animales se constituye en otra alternativa viable. Un procesamiento adecuado de la porquinaza permite recuperar su alto contenido en proteínas, para suministrarlas como ensilaje para caballos, aves y ganado, o como medio de cultivo de lombriz roja californiana, entre otros ejemplos. (Olaya, Op.cit)

Cuando el volumen de los residuos es muy alto y su complejidad dificulta su manejo, se hace necesario llevar a cabo transformaciones físicas que tienen por objeto remover los sólidos de las aguas residuales, mediante operaciones tales como sedimentación, tamizado, floculación y centrifugación. Generalmente solo se logran retirar entre un 25% y un 30% de sólidos totales. (Moser Op. cit).

**1.2.2. Tratamientos secundarios.** Los tratamientos secundarios son de acción biológica. Mediante la intervención de organismos aerobios y/o

anaerobios, se logra la degradación de altos porcentajes de materia orgánica.

En el tratamiento de las aguas residuales derivadas de la actividad porcicultora, cobran una gran importancia los tratamientos secundarios, ya que dada la complejidad del desecho y los elevados niveles de la DQO, se hace necesario aplicar este paso de manera efectiva.

**1.2.2.1. Tratamientos aerobios.** En la depuración aeróbica de residuos, la descomposición de la materia orgánica es llevada a cabo por microorganismos, que requieren de oxígeno para su supervivencia. Este tipo de tratamiento es comúnmente realizado en lagunas de alta velocidad de oxidación, que tienen poca profundidad y gran área superficial. La oxigenación se logra por intercambio gaseoso con la atmósfera y por suministro a través de difusores y turbinas.

Las lagunas aerobias han tenido una buena acogida entre los porcicultores (Duque, 1996), pero su aplicación se está restringiendo cada día más, debido a la necesidad de grandes áreas para su construcción (un metro cuadrado de superficie por cada animal) frente a la baja disponibilidad de tierra y al costo de la misma. La otra gran desventaja de dichas lagunas es el

alto consumo de energía para suplir las necesidades de aire para su óptimo funcionamiento.

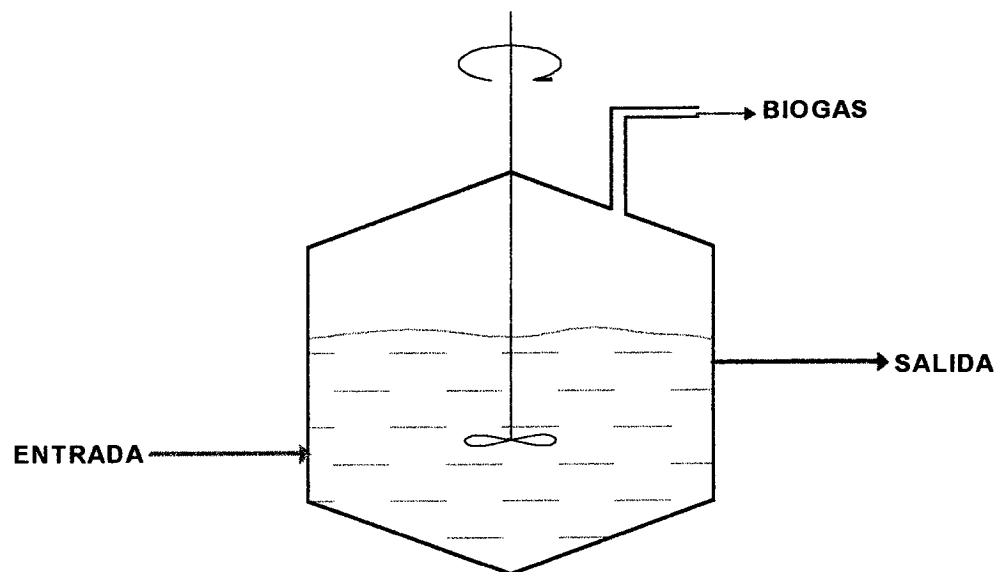
También existen las lagunas facultativas que presentan actividad aerobia en la superficie, en tanto que en el fondo son de carácter anaerobio. Estas degradan el material orgánico en tiempos de residencia que varían entre tres y seis días, los cuales son mas largos que los de las lagunas aireadas. (Olaya, Op. cit)

**1.2.2.2. Tratamientos anaerobios.** La ventaja adicional de la digestión por vía anaeróbica consiste en la generación de biogas, que por su alto contenido de metano, se convierte en un combustible aprovechable, es decir, estos tratamientos cogen energía.

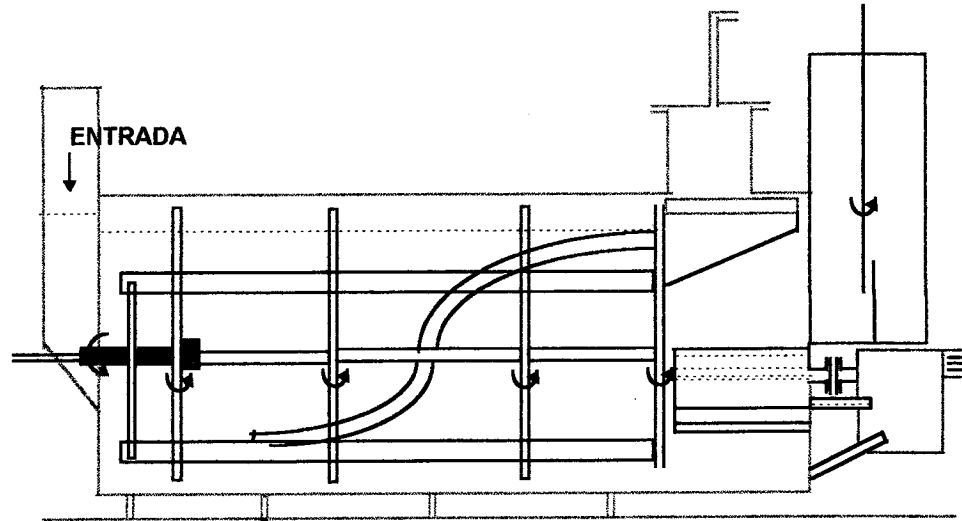
La fermentación anaerobia de la fracción líquida del estiércol efluente de la porquerizas puede ser desarrollada en distintos tipos de reactores diseñados para tal fin. Básicamente se pueden clasificar estos sistemas en continuos y discontinuos, y en convencionales y de alta tasa; sin olvidar las lagunas anaerobias, las cuales con profundidades que varían entre uno y dos metros logran depuraciones superiores al 50%. (Cruz, Op. cit.)

**1.2.2.2.1. Reactores convencionales.** Este tipo de reactores solo operan efectivamente bajo los elevados tiempos de retención hidráulica (HRT) que imponen las bajas velocidades específicas de crecimiento de la flora bacteriana anaerobia, debido a que no poseen mecanismos para evitar el lavado excesivo de biomasa junto con el efluente tratado.

Los llamados digestores, han sido tradicionalmente usados en la degradación del estiércol y pueden operar de manera continua o no. Sus tiempos de retención hidráulica varían entre los 7 y 35 días, logrando remociones de la DQO entre el 50 y 60%, bajo cargas orgánicas moderadas (Ibañez, E., 1989). Existen dos clases principales de digestores: Los de tanque agitado y los de flujo pistón. ( Figuras 1 y 2 ) .



**Figura 1.** Reactor continuo de tanque agitado -RCTA. (Bermúdez, J.J. et Al, 1988)



**Figura 2.** Reactor de Flujo Pistón (Olaya, Op. cit)

Se han realizado estudios para incrementar la productividad de gas metano, mediante la adición de co-sustratos al estiércol, tales como celulosa de desecho de la industria papelera (Van Aassche, 1984); melazas, residuos de hidroxietilcelulosa (Poels, 1986) y lodos activados de desecho (Wong, 1990).

**1.2.2.2. Reactores de alta tasa.** Los fermentadores continuos de alta velocidad utilizan mecanismos para evitar el lavado de biomasa y esto les permite operar con tiempos de retención mucho más bajos que los reactores convencionales.

Debido al crecimiento de las granjas porcícolas intensivas y a la cantidad de residuos generados en ellas, en los últimos años se han realizado investigaciones para poder aplicar los digestores rápidos en el tratamiento de dichos desechos.

Existen varias clases de reactores de alta tasa o "high rate" y difieren básicamente en la forma como atrapan las células fermentativas.

**1.2.2.2.1. Filtros anaerobios.** Son lechos empacados, rellenos de material inerte tal como gravilla, coque o empaque plástico, el cual sirve como soporte para el crecimiento bacteriano, formando sobre su superficie una biopelícula que degrada la materia orgánica. (Figura 3). Los filtros operados a nivel laboratorio y piloto para el tratamiento de aguas residuales de porqueriza, son capaces de manejar cargas orgánicas de hasta 6.5 kg DQO/m<sup>3</sup>.d con remociones superiores al 70%, bajo tiempos de retención inferiores a un día. Son igualmente efectivos en la remoción de patógenos (Olsen, 1988) y de sólidos suspendidos (Oleszkiewics, 1982). Su productividad de biogas a partir de estiércol puede llegar a niveles tan altos como 1.5 - 1.6 vol./vol.reactord. (Nozhevnikova, 1992).

#### **1.2.2.2.2. Reactores anaerobios de película fija y flujo descendente.**

Los reactores DSFF (Downflow stationary fixed film) fueron desarrollados para soportar aguas residuales concentradas con altas cantidades de sólidos suspendidos. El soporte bacteriano es acoplado al reactor formando canales verticales o tubos. La alimentación baña el relleno en forma descendente, arrastrando biomasa y evitando problemas de obstrucción, mientras que el biogas producido que sube en contracorriente, homogeniza el sistema. (Figura 4).

Al tratar la porquinaza diluida, este reactor trabaja establemente con alta eficiencia y sin mayores problemas en el manejo de sólidos (Fong, 1983), además logra un efluente con baja cantidad de patógenos (Mata, 1983).

#### **1.2.2.2.3. Reactores de lecho expandido y fluidizado.**

Son digestores que contienen una gran cantidad de partículas de material inerte sobre el cual crece adherida la biomasa. Por acción del líquido que fluye de manera ascendente y a una velocidad alta, el lecho de partículas se fluidiza o expande. (Figura 5). Estos reactores tienen tiempos de retención relativamente cortos, ya que brindan un contacto íntimo entre el afluente y las células fermentativas. Sin embargo, tienen la desventaja de requerir una mayor potencia de bombeo para lograr la expansión del lecho.

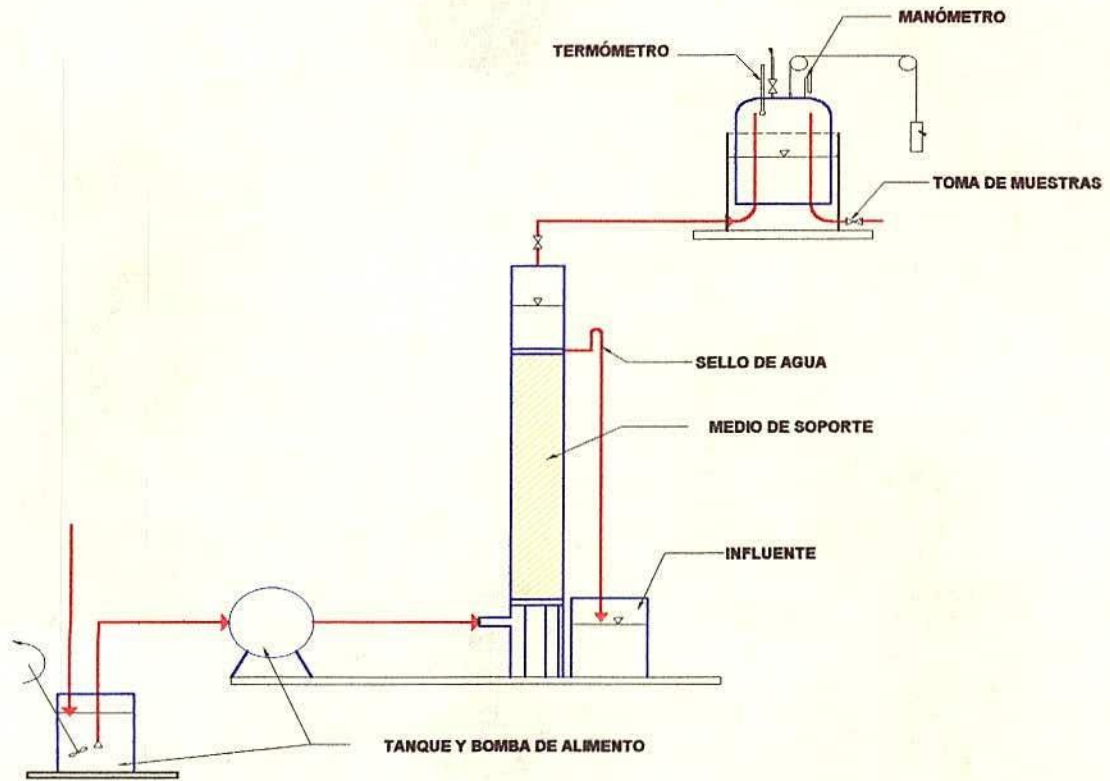


Figura 3. Filtro Anaerobio (Oleszkiewics, J.A. y Koziarski, S., 1982)

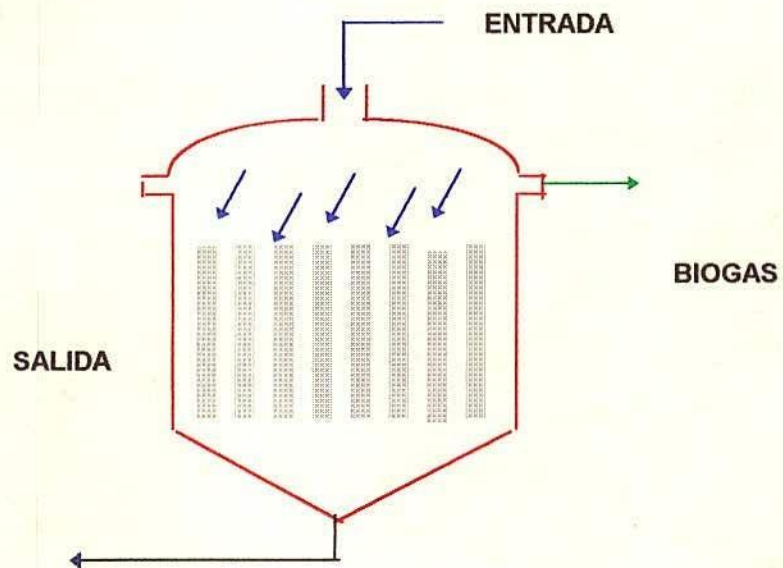


Figura 4. Reactor de película fija y flujo descendente DSFF (Olaya, Op. cit)

**1.2.2.2.4. Reactores UASB (Upflow anaerobic sludge bed).** Estos reactores acumulan altas concentraciones de biomasa, ya que las células que realizan la digestión, se asocian en partículas lo suficientemente grandes, para sedimentar por si mismas, formando un manto de lodos.

El flujo ascendente del líquido afluente se ajusta de manera que se logre una alta degradación de la materia orgánica y el manto de lodos no sea perturbado, eliminando el riesgo de lavado (Figura 6). La clave para el buen funcionamiento del UASB, esta en permitir la formación de un lodo granular, el cual posee una alta actividad biológica.

**1.2.2.2.5. Reactores Híbridos.** Estos reactores son la combinación de un UASB con un filtro anaerobio. Sus características se tratan en detalle en el siguiente capítulo.

En 1994, un trabajo realizado por Lo y sus colaboradores (Lo et Al., 1994), dejó abierta la posibilidad de tratar estiércol de cerdo diluido y tamizado, mediante sistemas híbridos. (Figura 7). Sus resultados muestran que bajo cargas orgánicas moderadas, se puede llegar a disminuciones superiores al 57% de la DQO con tiempos de retención cercanos a los tres días.

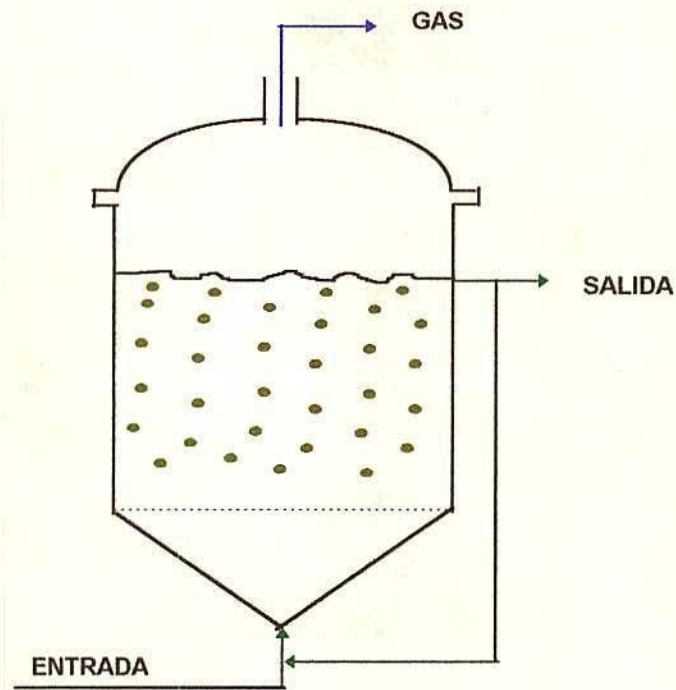


Figura 5 Reactor de lecho expandido

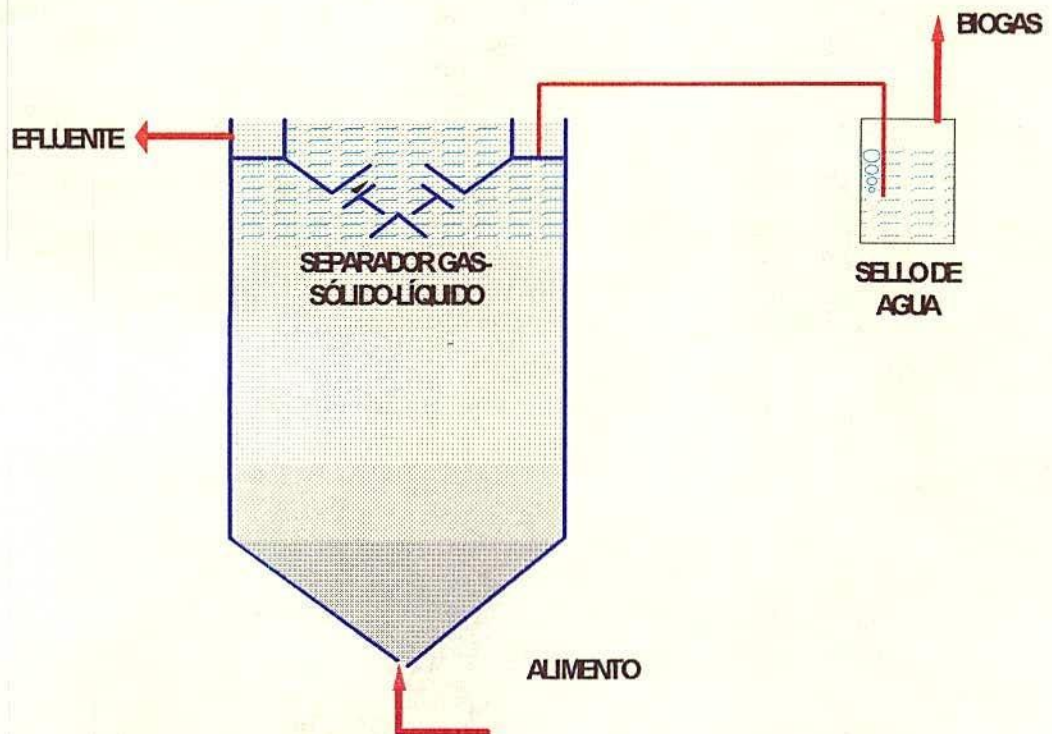


Figura 6. Reactor UASB (Christensen, D.R., Gerick, J.A. y Eblen, J.E., 1984)

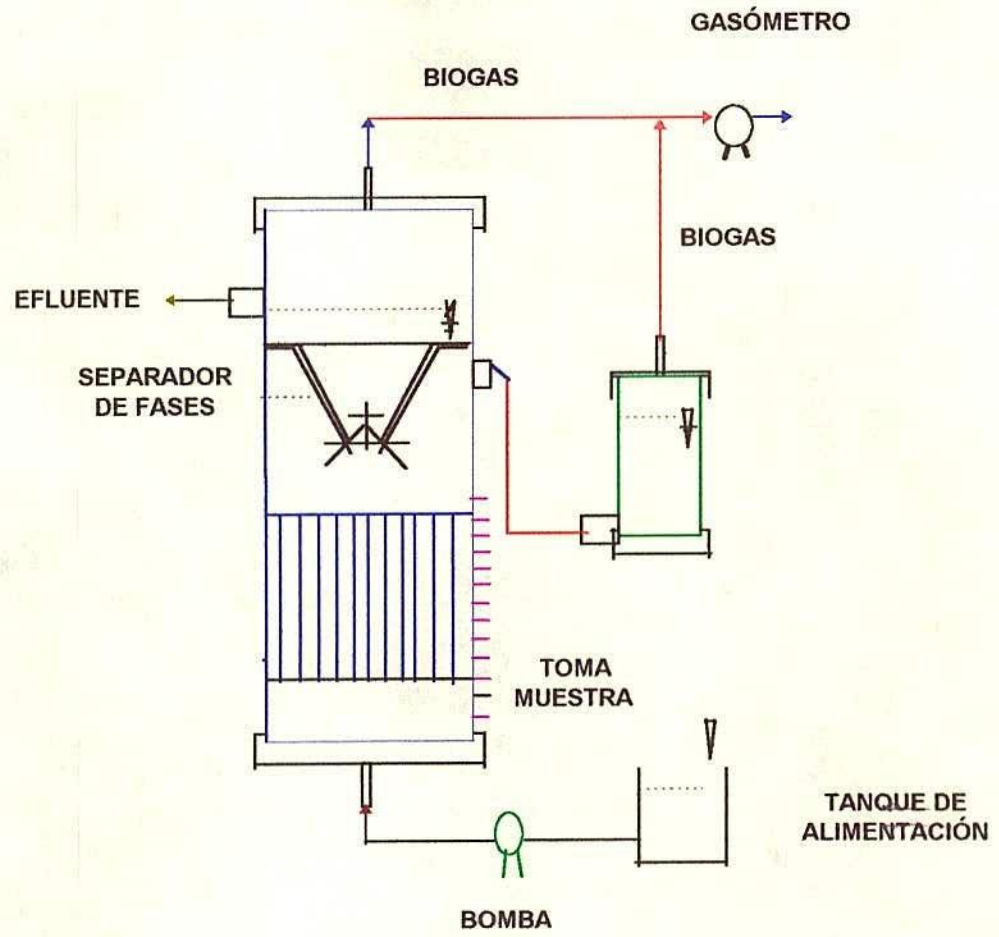


Figura 7. Reactor Híbrido (Lo, Op. cit)

**1.2.3. Tratamientos terciarios.** Los tratamientos terciarios tienen como objeto terminar la biodegradación de los efluentes de las etapas anteriores. Al mismo tiempo que remueven la materia orgánica remanente, reducen las concentraciones de nitrógeno y fósforo, de modo que las aguas efluentes no sean contaminantes. Dentro de los tratamientos avanzados de la porquinaza diluída una de las alternativas viables es el cultivo de microalgas, usando como sustrato los efluentes de los tratamientos secundarios, para la generación de proteína unicelular recuperable, la cual es utilizada como suplemento alimenticio de animales. (Duque, 1988.)

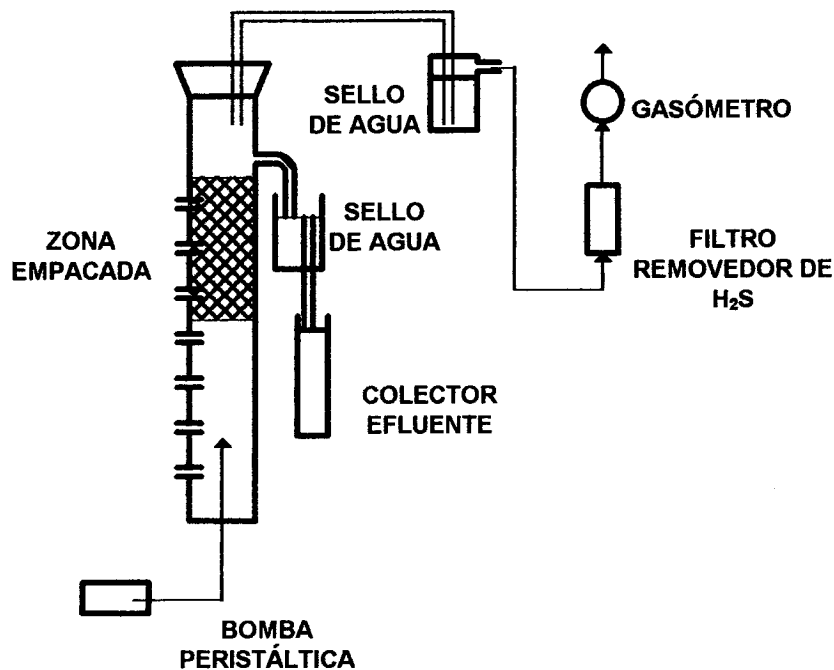
## 2. EL REACTOR HÍBRIDO

El reactor híbrido es un tipo de reactor anaeróbico de alta tasa que combina un manto de lodos UASB con un filtro anaerobio. Este digestor también es conocido como UBF (Up-flow blanket filter).

El agua residual afluyente fluye ascendentemente, pasando primero por el manto de lodos, para seguir a la zona empacada, y finalmente llegar a el separador de fases sólido-líquido-gas, en donde se impide que los sólidos abandonen el sistema, en tanto que se facilita la evacuación por separado de una corriente de biogas y otra de líquido tratado. Ciertos diseños carecen del separador como unidad física, ya que sus funciones son realizadas por el mismo filtro.(Figura 8).

Investigaciones realizadas por Guiot y Van Den Berg (1984), evidenciaron que el reactor híbrido tiene una alta capacidad para acumular y retener biomasa, comparado con otros tipos de reactores avanzados, sacando

ventaja del crecimiento bacteriano, tanto adherido como suspendido. Así mismo mostraron que tiene buena capacidad de remoción de la DQO y de generación de metano, aún a elevadas cargas orgánicas en aguas residuales solubles de baja concentración.



**Figura 8.** Reactor híbrido UBF. (Guiot. et Al, 1985)

Dados aquellos prometedores resultados, desde mediados de la década pasada, se han seguido llevando a cabo estudios para determinar la viabilidad de la aplicación del concepto de reactor híbrido, en el tratamiento anaerobio de diversos tipos de aguas residuales, tales como efluentes de plantas petroquímicas, suero de desecho de plantas lácteas, y vinazas, entre

otros. Dichos estudios revelan que este tipo de reactor es eficiente en la degradación de contaminantes orgánicos. La Tabla 1 hace un recuento de los resultados obtenidos por diferentes investigadores.

Las mas recientes investigaciones tienden a examinar la utilidad del UBF, en la descontaminación de aguas residuales complejas de alta concentración, así como en tratamientos avanzados. En 1994 y 1995 se publicaron estudios sobre denitrificación (Tilche, 1995), descontaminación de aguas residuales de matadero (Borja, 1994), y con alto contenido de sulfatos (Colleran, 1994).

El reactor presenta un perfil de concentración de biomasa similar al de un reactor UASB (Öztürk, 1993), es decir que en el fondo del manto de lodos hay una mayor concentración de células, la cual decrece conforme se tiene una mayor altura (Lo, Op.cit.). De esta forma se tiene un lodo granular de buena sedimentabilidad en la parte inferior; y en la parte superior, un lodo floculento cada vez menos denso, hasta llegar a la región empacada (Iza, 1992). En el filtro también es posible encontrar biomasa activa adherida al material de soporte, aunque su papel en la eliminación de la materia orgánica, es menor comparado al desempeñado por el manto de lodos (Guiot, 1985).

El filtro en la zona alta, retiene sólidos impidiendo el lavado de biomasa, el cual es un inconveniente grave en los reactores UASB corrientes. De la misma forma elimina los serios problemas de acanalamiento del lecho, de colmatación y taponamiento que suelen presentarse en la parte baja de los filtros anaerobios convencionales. (Guiot, 1985)

El estudio de las características de mezcla de el reactor , usando trazadores radioactivos , muestran un sistema con muy pocas zonas muertas, inferiores al 10% de su volumen y en el cual el filtro no ejerce influencia perjudicial alguna (Samson, 1985).

La granulación del lodo permite la operación óptima del reactor, llegando a alcanzar rendimientos satisfactorios en el tratamiento de aguas de mediana y baja concentración. El reactor soporta variaciones bruscas en la carga aplicada, recuperándose rápidamente (Kennedy, 1986).

La recirculación de biogas puede mejorar la eficiencia del reactor UBF entre un 10 y 15%, ya que mejora la transferencia de hidrógeno desde el líquido hacia la fase gaseosa, bajando las concentraciones de ácidos grasos volátiles. (Frigon, 1995)

Sustrato	T(°C)	HRT (días)	Carga (gDQO/L d)	%Remoción DQO	Producción Biogas (vol./vol.Reactor d)	Referencia	Año
Agua residual de porqueriza tamizada	22-28	3.28	3.58	57	1.1	Lo	94
Agua residual de planta de productos lácteos	37	0.96	2.54	89.5	0.90	Öztürk	93
		0.50	4.36	88.6	1.51		
		0.21	5.00	76.0	1.23		
Efluente de destilería	n.d	2	7.5	>75	0.53-1.0	Valdés Iza	92
Lixiviados de rellenos sanitarios	n.d	1	1-10	90	n.d		
Lixiviados de rellenos sanitarios	35	n.d	1.43-13.0 21.77	≥92 70	n.d	Chang	89
Efluente de planta petroquímica	37	1.46	6.2	89	7.89	Augoustinos	89
		0.71	20.0	91			
Aguas residuales de establos vacunos	35-37	6	8.0	40-60(s)	1.78	Chiumenti	87
Sustrato sintético sucrosa	35-37	0.41- 1.0	9-24	78.5	1.07	Joubert	86
Agua sintética sucrosa	27	0.21	10	96	3(m)	Guiot	85
		0.08	30	85	6		

**Tabla 1.** Resultados de estudios realizados con reactores híbridos para el tratamiento de diversos tipos de aguas residuales.

n.d : No hay dato

(m) : únicamente se reporta el metano producido.

El reactor híbrido presenta algunos inconvenientes cuando es operado a muy altas cargas orgánicas, debido a la formación de espuma y de natas; y al lavado de biomasa (Öztürk, Op.cit.). Otra desventaja es que conserva los tiempos relativamente largos de arranque, propios de los sistemas UASB, necesarios para lograr una operación satisfactoria y estable. Sin embargo este último problema puede ser minimizado, inoculando lodo pregranulado.

En ese orden de ideas un reactor que combine los principios del filtro anaerobio y los del UASB, es decir el crecimiento de biomasa adherida y suspendida, podría ser aplicado con éxito al tratamiento de aguas residuales complejas. Este trabajo pretende examinar esa posibilidad mediante la construcción y evaluación del comportamiento de un reactor con esas características básicas y con algunas innovaciones en su configuración interna ideadas pensando en alcanzar un rendimiento satisfactorio en la depuración de estiércol diluido de cerdo.

### 3. DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DEL REACTOR

#### 3.1 PARÁMETROS PRELIMINARES DE DISEÑO

Los reactores híbridos presentados en la literatura muestran una configuración básica de zona de lodos en serie con zona empacada acopladas dentro de un mismo cuerpo.( Guiot,1985; Chiumenti,1987; Özturk,1993; Lo,1994). La relación en volumen o en altura de una zona con respecto a la otra no es uniforme y es escasa la información disponible sobre este parámetro, pero se puede afirmar que la relación de volumen de lecho empacado a volumen total de reactor varía desde un 10% (Cenicafé,1995) hasta un 60% (Özturk,1993).

En cuanto a la relación altura del reactor / diámetro del reactor , la literatura acerca de reactores híbridos y en general reactores anaerobios de alta tasa presenta valores que varían entre 8-25 para reactores a escala laboratorio (Lettinga ,1980; Oleszkiewics,1982; Özturk,1993; Lo,1994; Betancourt,1996; Diaz,1996); en tanto que para reactores escala banco y piloto esta relación se encuentra entre 2.8-10 ( Ibañez,1989).

La literatura referencia el uso de diversos materiales como empaque del lecho. Se han usado anillos plásticos (Iza,1992), piedra pómez y gravilla entre otros( Ibañez,1989).

El separador de fases es motivo de permanente investigación y su disposición dentro del reactor híbrido es tal que el gas se recoge únicamente después de haber atravesado la zona empacada.

### **3.2 DISEÑO DEL PROTOTIPO**

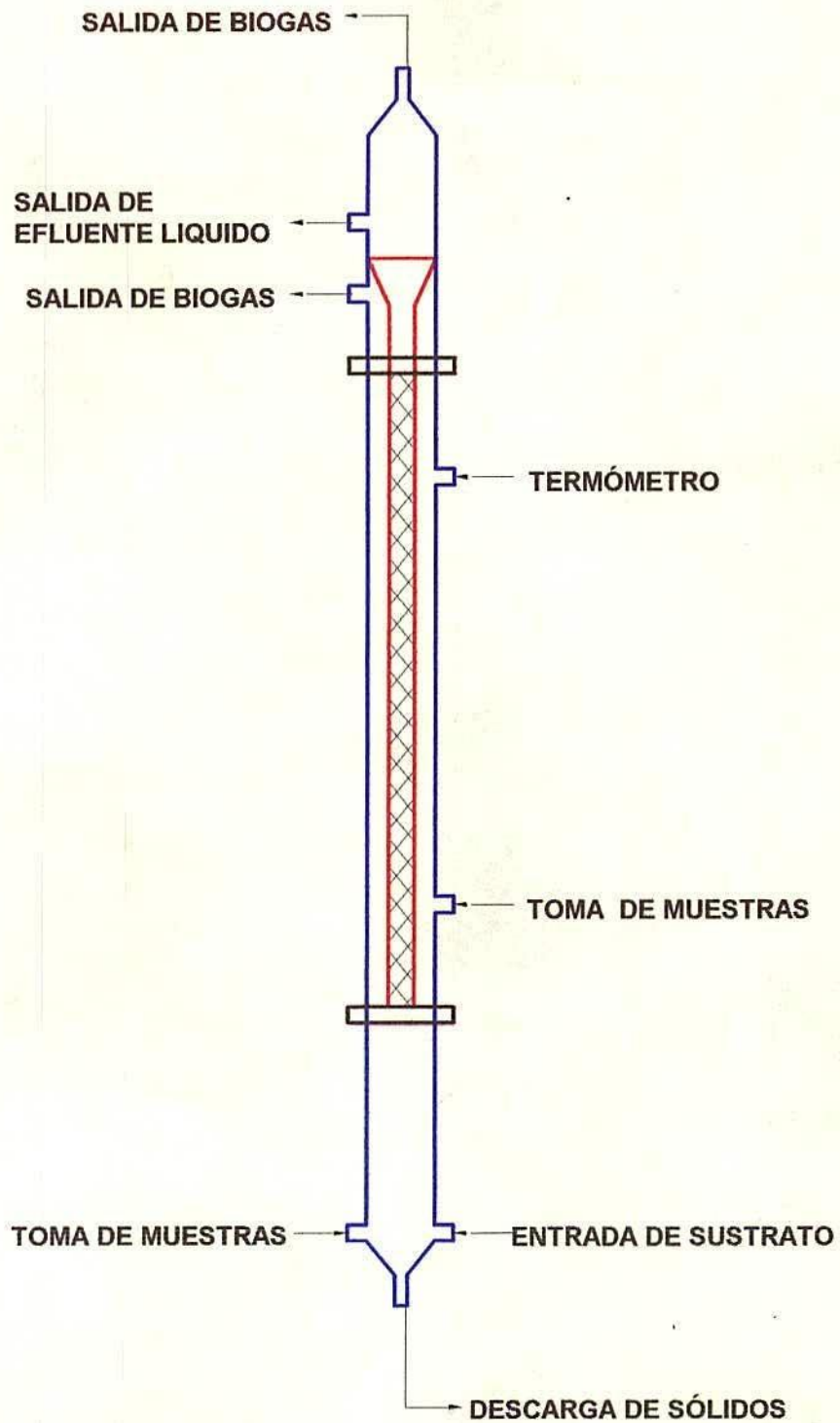
Con el fin de mejorar el contacto sólido-líquido en la zona empacada así como la evacuación del biogas generado, se propone un nuevo esquema de distribución interna del reactor , sin perder el principio del reactor híbrido. Esta nueva configuración logra la eliminación parcial del gas generado en la zona de lodos disminuyendo por consiguiente la retención gaseosa en la fase empacada .Esta distribución se muestra en la figura 9 y de acuerdo con la anterior concepción el sistema se ha denominado **REACTOR DE LODOS CON LECHO FIJO CENTRAL (Sludge central fixed bed reactor-SCFBR)**.

Conforme a lo consignado en el párrafo anterior se nota que no existen parámetros estrictos de diseño para este tipo de reactores y de ahí que se sigan realizando estudios encaminados a determinar parámetros de diseño

confiables . No obstante, para la construcción del reactor prototipo se siguieron los escasos parámetros reportados en la literatura: Dado que el esquema del reactor propuesto es novedoso, el volumen de este se acoge a los criterios que se emplean para la construcción de reactores escala laboratorio. El volumen de la zona empacada se fijó como el 14% del volumen útil del reactor y la relación altura del reactor / diámetro del reactor se estableció como de  $L/D= 16.75$ .

Como empaque se decidió utilizar coque el cual es un material liviano, de gran porosidad, económico y de fácil consecución. La relación diámetro de partícula / diámetro de la zona empacada es de aproximadamente  $1/5$  y la relación diámetro de partícula / diámetro del reactor es de aproximadamente  $1/10$  lo cual es congruente con la relación recomendada para lechos empacados (Treybal,1988)

El sistema de recolección del biogas propuesto difiere de los sistemas referenciados en la literatura, ya que la mayoría del biogas producido no tiene la necesidad de atravesar el lecho empacado para abandonar el reactor.



**Figura 9** Reactor de lodos con lecho fijo central (SCFBR)

### 3.3. DESCRIPCIÓN DEL MONTAJE EXPERIMENTAL

En este punto se describen los aspectos físicos mas relevantes del montaje completo del **SCFBR**. El montaje completo del **SCFBR** se encuentra conformado por: sistema del biorreactor, sistema de intercambio de calor y sistema de suministro de sustrato. (Figura 10).

**3.3.1. Sistema del Biorreactor.** El sistema esta conformado por un biorreactor anaerobio con un volumen útil de 0.820 L, fabricado con un cilindro de vidrio (sección central) y dos conos de reducción (extremos) también de vidrio; el diámetro interno es de 4.7 cm y la altura total de 78.6 cm. Estas partes fueron ensambladas empleando bridas de aluminio, cada una con un par de empaques en caucho, para lograr una hermeticidad total del sistema. (Figuras 9 y 10).

El reactor posee una entrada para el sustrato fresco en la parte inferior a un nivel de 10 cm desde la base, una salida para el efluente líquido tratado a una altura de 68.6 cm y dos salidas para el biogas producido: la primera de ellas ubicada en la parte final superior de su estructura y la otra 5 cm por debajo de la salida para el efluente líquido. Para el registro de la temperatura en el interior del reactor, cuenta con un orificio ubicado a una altura de 30 cm, en el cual se introdujo un termómetro. En la entrada

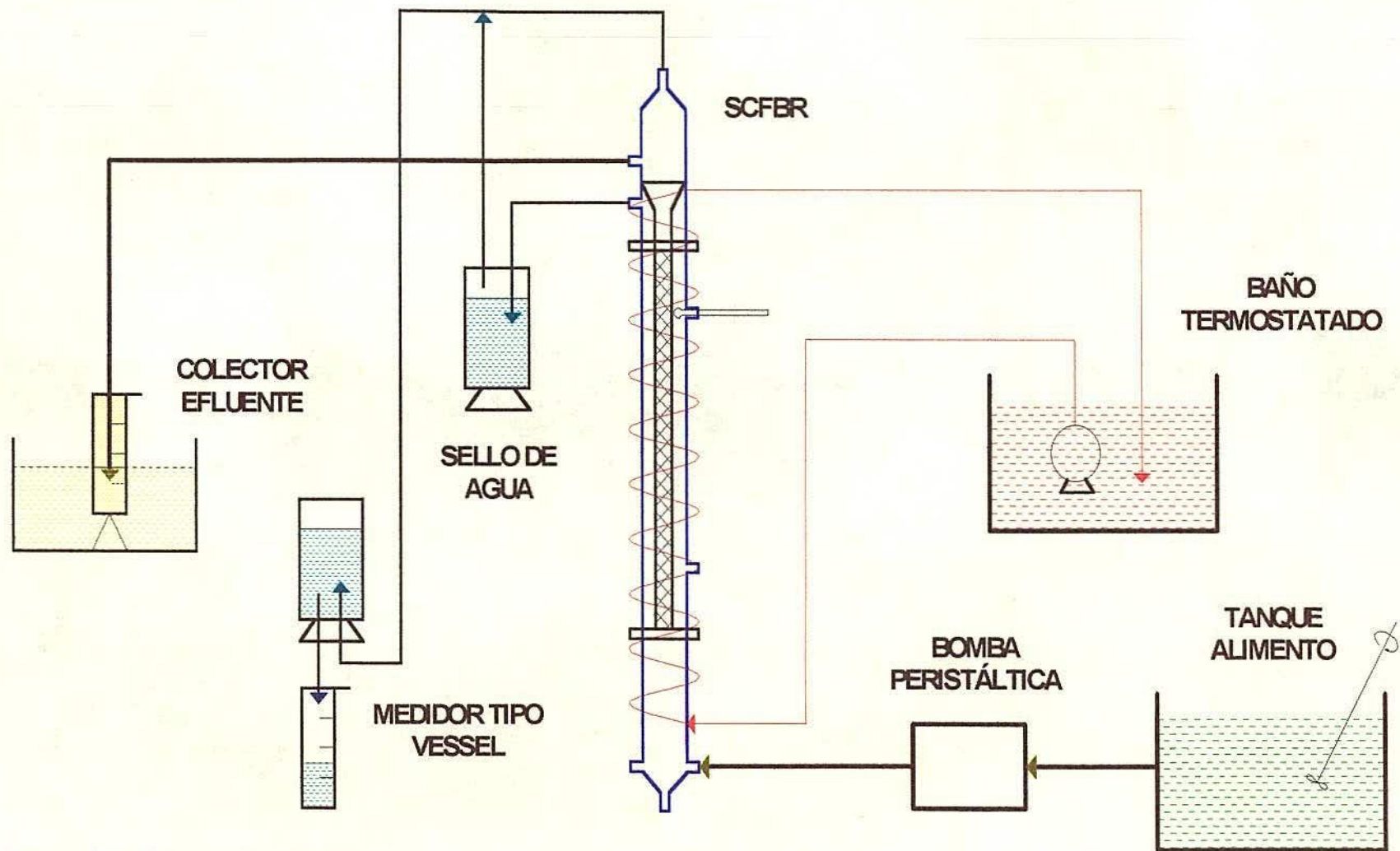


Figura 10. Montaje de Experimentación

dispuesta para la alimentación del sustrato, se colocó una válvula cheque para evitar la devolución del mismo, después de hacer la alimentación. La estructura interna del biodigestor se encuentra dividida en tres zonas físicas.

**3.3.1.1. Zona de Lodos.** Esta es la parte del **SCFBR** que cumple la función de un UASB; se encuentra situada en la parte mas baja del reactor y ocupa aproximadamente un cuarto ( $\frac{1}{4}$ ) de todo el volumen del biorreactor. Es en esta zona en donde se encuentra un manto de lodos a semejanza del UASB, a través del cual y en forma ascendente, entra el sustrato fresco al biorreactor. En la parte mas baja de esta zona, existe una salida diseñada inicialmente con la idea de hacer la remoción de lodos cada vez que esta operación se hiciese necesaria. A una altura de 10 cm, se encuentra el ducto utilizado como entrada para el alimento fresco al digestor, el cual cada vez que hace su ingreso efectúa un acción de mezcla sobre el manto de lodos, impidiendo su compactación y ayudando a la granulación del mismo.

**3.3.1.2. Zona Empacada.** Esta zona que permite el crecimiento de biomasa adherida y cumple la función de filtro anaerobio dentro del sistema del **SCFBR**, se encuentra situada en la parte media del biorreactor y tiene una altura de 36.5 cm. Posee como medio de soporte para los microorganismos, coque, el cual fue molido y tamizado, obteniéndose tamaños de partícula

descritos en el Anexo A. Este coque se encuentra empacado dentro de una malla de acero inoxidable, la cual posee un orificio de enrejado de 4 mm, una altura de 36.7 cm y un diámetro de 2.0 cm.

El espacio libre de empaque actúa como una zona en donde la biomasa se encuentra suspendida, a semejanza de un lecho expandido, dependiendo de la velocidad de entrada del sustrato fresco.

**3.3.1.3. Zona de Separación de Fases.** Esta zona se encuentra en la parte superior del biorreactor y tiene como función separar los lodos sólidos, el líquido efluente tratado y el biogas producido. De esta manera, las fracciones líquida y gaseosa abandonan el sistema por rutas independientes.

Para lograr un buen funcionamiento, el separador posee una configuración geométrica interno, en forma de campana, y las salidas de biogas y efluente líquido, se encuentran sometidas a diferentes presiones hidráulicas, para mantener el sistema en equilibrio. En el caso de los lodos el diseño ayuda a la sedimentación, de los mismos, evitando el lavado de ellos.

**3.3.2. Sistema de Intercambio de Calor.** La función que cumple este dispositivo es la de mantener la temperatura estable dentro del intervalo elegido para el estudio, durante todo el periodo de experimentación.

Para tal propósito fue utilizado un sistema de intercambio indirecto de calor con el biorreactor, específicamente a través de sus paredes de vidrio, usando como líquido calefactor agua circulando en un ciclo cerrado. El sistema está conformado por una serie de elementos descritos a continuación:

**3.3.2.1. Baño Termostatado.** Cumple el papel de fuente permanente para el suministro de agua a 37°C, la cual se utiliza como líquido calefactor. El agua que intercambiaba calor con el biorreactor, regresa al baño para mantener el nivel constante, cumpliendo así el ciclo cerrado de intercambio de calor. Este baño funcionó las 24 horas del día, durante todo el lapso de tiempo que duró el estudio.

**3.3.2.2. Bomba de inmersión.** Esta bomba sumergida dentro del baño termostatado, es la encargada de impulsar el agua de calefacción, a lo largo de la tubería, que se encuentra directamente en contacto con las paredes del biorreactor. La bomba es controlada mediante un temporizador

programado de tal forma que por cada dos horas de bombeo, la bomba se apague durante 20 min. Esta programación permite mantener la temperatura en el interior del reactor dentro del intervalo de 34-36°C , evitando un posible recalentamiento de la bomba.

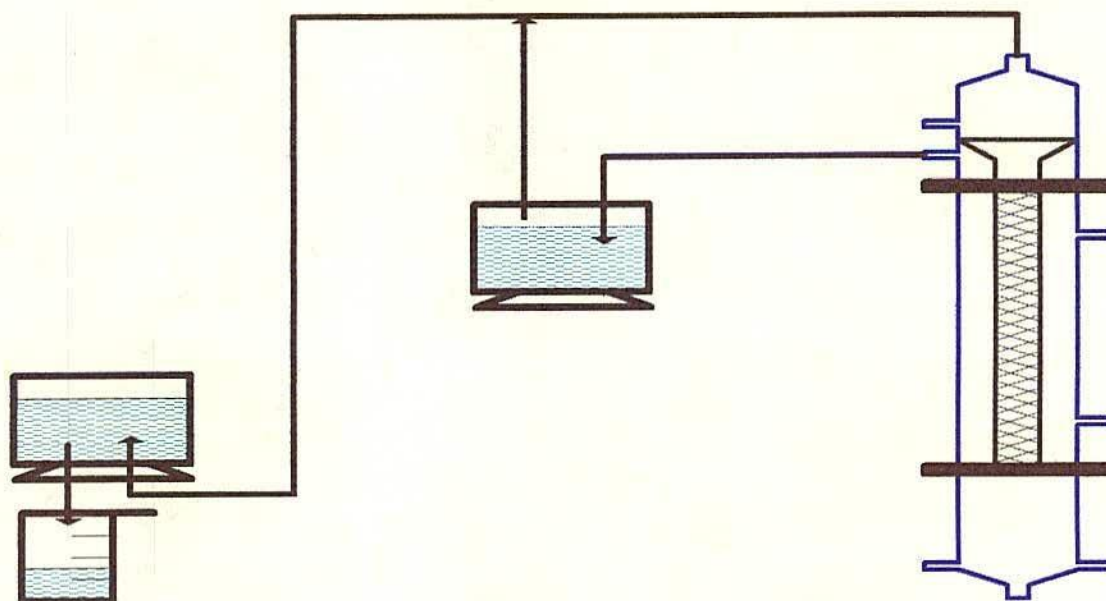
**3.3.2.3. Tubería de Conducción.** Se utilizó manguera de plástico transparente, con un diámetro interno de 0.8 cm, enrollada a lo largo del cuerpo del bioreactor y a través de la cual fluye el agua del baño termostático. La zona del biorreactor envuelta por la manguera fué cubierta con lana de vidrio aislante, para minimizar las pérdidas de calor al exterior.

**3.3.3. Sistema de Suministro de Sustrato.** La alimentación del biorreactor con sustrato fresco se realizó con una bomba peristáltica, capaz de manejar sin ningún inconveniente el estiércol diluido de cerdo.

#### **3.3.4. Sistemas de Recolección y Medición.**

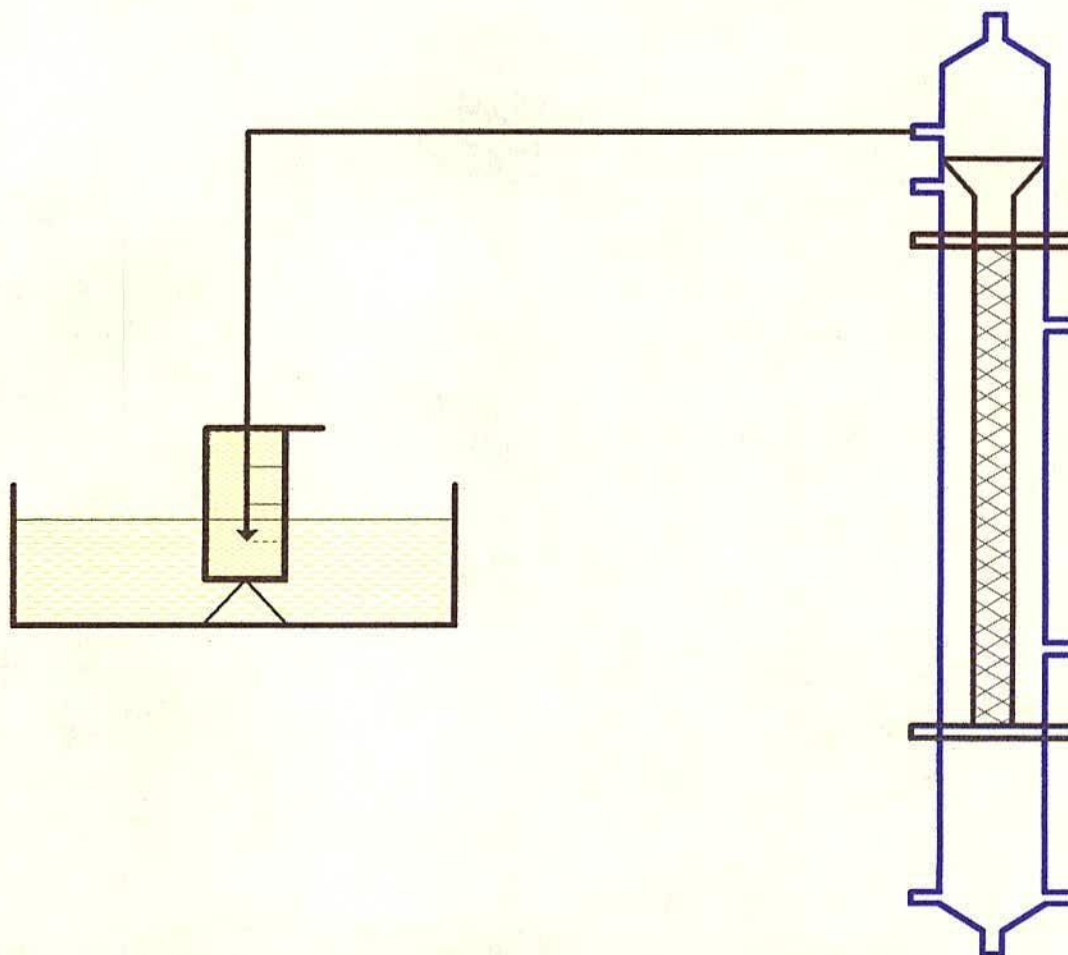
**3.3.4.1. Biogas.** Para hacer la medición del biogas producido durante la fermentación anaerobia dentro del reactor, fué construido un sistema que mediante el desplazamiento de un líquido, indicaba el volumen de gas generado. (Figura 11). Consta de un recipiente de 1.0 L con agua, el cual

ejerce una presión hidráulica sobre el biogas producido de aproximadamente 11 cm H<sub>2</sub>O, que como ya se mencionó permite efectuar una buena separación entre las fases efluentes del **SCFBR**. A este recipiente llega el biogas que fluye por la salida inferior, el cual después de lograr vencer la presión ejercida por el líquido, sale de este recipiente para unirse con la corriente de biogas que abandona el reactor por la parte superior, y la cual no se encuentra sometida a ninguna sobre-presión hidráulica. Una vez se han unido las dos corrientes, el biogas es conducido hasta un medidor, en donde el gas que entra va desplazando el líquido contenido en un recipiente de 2.0 L; el líquido desplazado recogido en una probeta de 250 mL, es equivalente al volumen de gas producido por la fermentación.



**Figura 11** Esquema del sistema de medición de biogas producido en el biorreactor

**3.3.4.2. Efluente Líquido.** Para efectuar la recolección del efluente líquido, se dispuso un montaje como el que se muestra en la Figura 12. La salida del efluente tratado se encuentra sometida a una presión hidráulica ejercida por el mismo efluente y equivalente a una altura de 13 cm  $H_2O$ , para evitar que el gas utilice esta vía para salir del sistema. El efluente se recoge en una probeta de 100 mL llena de líquido, centrada en una caja metálica en donde el exceso de efluente reboza y es recogido y almacenado.



**Figura 12.** Esquema del montaje para recolección del efluente líquido tratado

### **3.4. MONTAJE**

Una vez construido el biorreactor y dispuestos los sistemas de intercambio de calor y suministro de sustrato, se llevó a cabo el montaje del sistema completo de experimentación. Se realizó el ensamble de los sistemas descritos, por medio de tuberías de látex, tuberías de vidrio y acoples metálicos; el biorreactor se colocó verticalmente, tal como se muestra en la foto del Anexo B.

### **3.5. PRUEBAS HIDRÁULICAS**

Una vez se culminó el montaje físico del sistema y sus accesorios, fue preciso ajustar las presiones a las cuales se iban a encontrar sometidas cada una de las corrientes efluentes del reactor.

Para el ajuste se llenó el biorreactor con agua, se alimentó continuamente también con agua y se burbujeó gas carbónico, para simular el fenómeno hidráulico que tendría lugar con la fermentación anaerobia. Estos ensayos duraron 15 días y permitieron ajustar las presiones del separador de fases, y garantizar la hermeticidad del mismo.

### 3.6. OBTENCIÓN Y ACLIMATACIÓN DEL INÓCULO

Ya que los residuos a tratar en este trabajo provienen de una granja de explotación porcícola, para la obtención de los microorganismos anaerobios capaces de hacer la transformación del sustrato (inóculo) se siguió la metodología descrita a continuación:

El primer paso fue tomar una muestra fresca de estiércol sólido de cerdo de 200 g y homogenizarla con 200 mL de agua; este "lodo" se depositó en un erlenmeyer de 500 mL, se purgó con gas carbónico, creando una atmósfera propicia para el desarrollo de microorganismos anaerobios. A este erlenmeyer se le acondicionó una tapa con un orificio para la salida del biogas producido, el cual era conducido hasta un sistema que por desplazamiento de líquido permitía cuantificar la producción de gas. Finalmente, el recipiente se mantuvo en el baño termostático, para mantener este lodo a una temperatura de 35°C, y obtener un desarrollo óptimo de la biomasa.

Diariamente se observa el volumen de biogas producido, el cual en los primeros ocho días fue casi nulo, pero a partir del décimo día se empezó a

detectar una generación regular y progresiva de biogas, como indicativo de la actividad fermentativa metanogénica por parte del inóculo.

Después de observar la actividad metanogénica de esta biomasa obtenida, se decidió adecuarla para lograr un mayor crecimiento poblacional y adaptarla al tipo de sustrato que se le iba a alimentar en los siguientes meses. Con la finalidad de alcanzar estos dos objetivos, se procedió de la siguiente forma:

Inicialmente se transfirieron los lodos del erlenmeyer de 500 mL a uno de 1000 mL, el cual poseía una tapa plástica con tres bocas: la primera de ellas para la salida del biogas producido, conectada a un sistema de medición ; en la segunda se colocó un termómetro que registró permanentemente la temperatura de aclimatación (35°C); y la última de ellas para alimentar periódicamente sustrato fresco. Este erlenmeyer se sumergió en el baño termostatado para mantener la temperatura siempre constante.

Después de diez días, cuando se inicio la producción de gas, se realizó una primera alimentación de 50 mL de porquinaza diluida con un contenido aproximado dei 5% en sólidos. A partir de ese día, las alimentaciones al erlemmeyer se hicieron cada dos o tres días, hasta observar que la

producción de biogas se estabilizaba. En total se alimentaron 520 mL de sustrato fresco y el tiempo total de aclimatación fue de 30 días, obteniéndose alrededor de 900 mL de Inóculo. Los datos de esta etapa se pueden apreciar en el Anexo C.

### **3.7. INOCULACIÓN**

Después de obtener resultados satisfactorios en las pruebas hidráulicas y observar un buen comportamiento por parte del inóculo durante su aclimatación, se decidió hacer la inoculación del reactor.

Lo primero que se hizo fue lavar el interior del biorreactor con agua destilada, para eliminar posibles compuestos inhibitorios que hubiesen quedado en el reactor durante las pruebas hidráulicas; este lavado se hizo llenando el reactor con agua destilada a 50°C durante una hora y repitiendo varias veces la operación. Concluida esta operación, se efectuó el traspaso de los lodos contenidos en el erlenmeyer hacia el biorreactor. Esta operación de carga se llevó a cabo en dos etapas; en la primera de éstas se cargaron 150 mL de inóculo por la parte superior del reactor para lograr que parte del lodo fuera retenido en el empaque del filtro anaerobio. En la

segunda etapa se cargaron 500 mL del inóculo a través de la entrada para sustrato en la parte inferior, con la ayuda de la bomba peristáltica.

El volumen restante del reactor se llenó con el sustrato, con el cual se venía haciendo la alimentación durante la aclimatación, obteniéndose una relación de 4:1 inóculo-sustrato fresco, en el momento de la carga y lográndose que el volumen de lodos ( $\approx$  células) ocupara aproximadamente la cuarta parte del espacio útil, siguiendo criterios descritos en la literatura ( Caicedo,1986) y persiguiendo acelerar el proceso de arranque del reactor. Cargado el biorreactor con el inóculo y el sustrato se burbujeó gas carbónico, para desplazar el oxígeno y crear un ambiente reducido.

Las características del lodo inoculado se pueden observar en la siguiente tabla:

<b>PRUEBA</b>	<b>VALOR</b>
Ac.M. (g DQO-CH <sub>4</sub> /g SSV d )	0.0132*
Sólidos Totales (g / L)	45.7
Sólidos Volátiles (g / L)	35.6
Sólidos Suspendedos Volátiles (g / L)	31.64
DQO <sub>t</sub> (g O <sub>2</sub> / L)	70.73

**Tabla 2** Caracterización del lodo inoculado

\* Ac.M: Actividad metanogénica. Ver ANEXO D

En los tres días posteriores a la inoculación, no se realizó ninguna adición de sustrato, esperando la reacción y adaptación de la biomasa inoculada frente a la gran cantidad de sustrato añadido, efectuando únicamente mediciones de temperatura y producción de biogas.

## 4. MATERIALES Y MÉTODOS

### 4.1 SUSTRATO EMPLEADO Y PUNTOS EXPERIMENTALES

Con el objetivo, de realizar un estudio que mostrara la eficiencia del **SCFBR** en el tratamiento del estiércol generado en la industria porcícola, se decidió emplear como alimento para el biorreactor un material lo mas representativo posible de estos residuos, analizando sus características mas sobresalientes (Ibañez, Op. cit.) y (Olaya, Op. cit.).

En la Tabla 3 se observan las características del sustrato utilizado como alimento, el cual se preparó en el laboratorio de la siguiente manera: se homogeneizó durante 2 min. agua fresca con una cantidad determinada de estiércol sólido fresco, recogido en una granja de producción porcícola intensiva, localizada en el municipio de Sopó (CUND); de tal manera que se mantuviera una proporción de 70 -75 gramos de estiércol fresco por litro de agua añadida .

La cantidad de sustrato se prepara teniendo en cuenta el consumo del reactor para quince (15) días y se guardaba refrigerado a 4°C; cada vez que se iba a alimentar, se saca de la nevera el recipiente que contenía el sustrato, se agita durante cinco (5) minutos con un agitador mecánico y se toma la muestra homogénea requerida; posteriormente se precalienta hasta la temperatura interna del biorreactor y se alimenta. El SCFBR se operó en régimen semicontinuo.

PARÁMETRO	VALOR
DQO <sub>t</sub> (mg/L)	20000-26000
Sólidos Totales. (g/L)	16 - 26
Sólidos Volátiles. (g/L)	10 - 20
pH	7.04 - 7.11

**Tabla 3** Características del sustrato empleado, en la experimentación

Como variable de estudio (factores) se escogió el tiempo de retención hidráulico HRT , para el cual se fijaron tres niveles que se muestran en la Tabla 4. El intervalo de estudio se determinó teniendo en cuenta que el arranque de reactores con manto de lodos debe hacerse con largos tiempos de retención que permitan el crecimiento de una flora anaerobia estable de buenas características para al depuración del afluente

(Lettinga,1980); y que cargas mayores de 3.5 g DQO/L d producen serias desestabilizaciones en reactores hibridos que tratan estiercol diluido de cerdo( Lo, 1995) .

El periodo de arranque es una etapa definitiva en la puesta en marcha y estabilización de un biorreactor anaerobio, motivo por el cual merece especial atención; el arranque debe ser lo menos traumático para los microorganismos del bioreactor, pero también debe ser práctico y acostumar a los microorganismos a los tiempos de retención hidráulica (HRT) y a las concentraciones de sustrato, que se deben manejar en los periodos estables. Si se arranca con un HRT muy bajo, es posible que se haga un lavado de los microorganismos, y si es muy alto el tiempo de tratamiento se prolonga demasiado.

Siguiendo estos principios, se decidió arrancar suministrando sustrato en una cantidad cercana al 10% del volumen útil del reactor, equivalente a 80 mL, en intervalos de 72 horas, con un HRT de 30.75 días; manteniendo una temperatura constante al interior del reactor de  **$34.9 \pm 1.0$  °C**.

En la Tabla 4 se muestran los puntos en los cuales se trabajó el biorreactor durante la fase experimental.

<b>Punto</b>	<b>HRT (días)</b>	<b>Caudal de sustrato alimentado (mL/día)</b>	<b>Duración (días)</b>
<b>1</b>	30.75	26.7	40
<b>2</b>	20.50	40.0	29
<b>3</b>	10.25	80.0	30

**Tabla 4** Puntos de experimentación

## 4.2 TÉCNICAS ANALÍTICAS

En esta sección se hace la descripción de las técnicas empleadas para la caracterización de las corrientes de materia, que entran o salen del sistema, durante todo el tiempo de trabajo. Dentro de cada una de estas técnicas se especifica: la forma de recolección de cada una de las muestras, la cantidad recolectada, la técnica analítica seguida y los equipos y materiales empleados para caracterizar las corrientes.

Los parámetros que se enuncian a continuación se eligieron por ser los que mejor reflejan el comportamiento y la eficiencia de un sistema como el estudiado.

**4.2.1 Composición del biogas.** Esta técnica se utilizó con el objetivo de determinar las cantidades relativas de metano, dióxido de carbono y otros gases, componentes del biogas producido, durante la fermentación.

El análisis cuantitativo de la composición del biogas, producido en el reactor, se realizó mediante cromatografía de gases. Para este fin se empleó un cromatógrafo de gases Hewlett Packard 5890A, con columna en Acero Inoxidable con diámetro externo de 1/8" y longitud de 2.7 m., empacada con Porapak Q y utilizando Helio como gas de arrastre con un flujo de 40 mL/min.

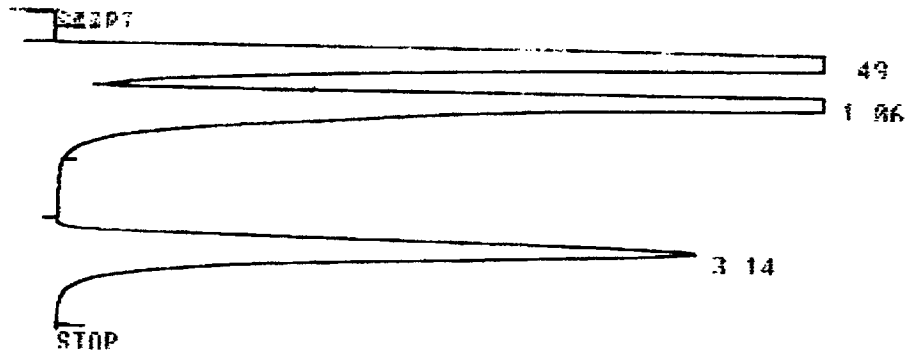
El volumen inyectado era aproximadamente de 1.0 mL y las condiciones de operación:

Temperatura de inyección:	20°C
Temperatura de horno:	20°C
Temperatura de detector:	45°C

La recolección del biogas se hizo utilizando tubos "VACUTAINER", de 7 mL de capacidad, conectados en el momento del muestreo a las salidas del biogas. La Figura 14 muestra un cromatograma típico del biogas obtenido.

TOTAL AREA= 4 3035E+07  
 MULT FACTOR= 1 0000E+00

ATT 2↑ 5 TIME 0 0



RUN # 2  
 WORKFILE ID: 0  
 WORKFILE NAME:

AREA	RT	AREA	TYPE	AR/HT	AREA
0	49	1 9160E+07	SPK	0 135	57 675
1	06	1 0024E+07	TRK	0 164	30 174
3	14	4026500	TRK	0 313	12 151

FIGURA 13. Cromatograma del biogas

**4.2.2 Demanda Química de Oxígeno.** La medida de la DQO muestra la cantidad de oxígeno necesaria para oxidar la materia orgánica presente en la muestra, lo cual es un indicativo del nivel contaminante de la misma.

Para hacer la determinación de la Demanda Química de Oxígeno (DQO), se siguió la técnica recomendada por el Standard Methods (508A), en donde se toman 10 mL de la muestra líquida, previamente diluida 10:500 con agua

destilada, y se hace reaccionar con 5 mL de Dicromato de Potasio y 15 mL de Ácido sulfúrico, previamente preparado con Sulfato de Plata, durante 2 horas. El remanente de Dicromato es valorado por retroceso empleando Sulfato Ferroso de Amonio (FAS), utilizando como solución indicadora ferroina.

Este análisis de la DQO se hace a la muestra total y a la soluble; en la DQO total se toma la muestra de las corrientes, y sin hacer ninguna modificación se hace la dilución y se prosigue con la marcha. En la DQO soluble la muestra tomada de la corriente se centrifuga a 13500 r.p.m., 4°C, durante 30 minutos y el sobrenadante de esta operación se diluye, como se expresó anteriormente, y se prosigue con la marcha analítica.

**4.2.3 pH.** En la determinación de este parámetro se empleó un medidor de pH Sargent Welch 8000, electrónico digital, con una resolución de 0.01 unidades de pH y una exactitud de  $\pm 0.01$  pH.

Una vez calibrado con soluciones patrón, se utilizan muestras de las corrientes líquidas, para la lectura directa del pH, sin diluir.

**4.2.4 Sólidos Totales.** Los Sólidos Totales son determinados a partir de las corrientes del afluente y del efluente, sin diluir de acuerdo con la técnica descrita en el Standar Methods (209A), en donde la muestra se vierte en una cápsula de porcelana, previamente pesada, que se lleva a una estufa, para secado a 105°C durante 24 horas; terminado el proceso de secado es pesada la cápsula con su contenido sólido. La cantidad de muestra requerida en este ensayo no es fija y en este estudio es de aproximadamente 10 mL.

**4.2.5 Sólidos Volátiles.** Este parámetro se define como la pérdida de peso de una muestra, durante su ignición. La técnica de los Sólidos Volátiles utiliza el residuo de los Sólidos Totales, los cuales son llevados a una mufla durante 2 horas a  $550 \pm 50^\circ\text{C}$ , para ser pesado una vez se ha enfriado la cápsula (STANDARD METHODS (209D)).

**4.2.6 Sólidos Suspendidos Volátiles.** Este parámetro es un indicativo de la cantidad de biomasa presente en una muestra y su determinación solo se realizó al comienzo y al final de todo el trabajo experimental, con el objetivo de observar la cantidad de biomasa inoculada, y la biomasa presente al finalizar los ensayos. La prueba fue

realizada por el Laboratorio de Ambiental del Instituto de Ensayos e Investigaciones, acorde a la técnica descrita por el Standard Methods.

En la Tabla 5, se puede apreciar la periodicidad, con la cual se realizó cada una de las pruebas, para los diferentes puntos de experimentación.

<b>PRUEBA</b>	<b>PUNTO 1</b>	<b>PUNTO 2</b>	<b>PUNTO 3</b>
<b>Composición biogas</b>	10	10	10
<b>Volumen biogas generado</b>	1	1	1
<b>Acidos Grasos Volátiles</b>	10	10	10
<b>DQO<sub>t</sub></b>	3	2	2
<b>DQO<sub>s</sub></b>	15	10	10
<b>Sólidos Totales</b>	10	10	10
<b>Sólidos Volátiles</b>	10	10	10
<b>pH</b>	3	2	2
<b>Temperatura</b>	1	1	1

**TABLA 5.** Intervalo de tiempo en días entre la realización de dos mediciones o pruebas de laboratorio de la misma variable, durante la etapa de experimentación.

## **5. RESULTADOS Y DISCUSIÓN**

### **5.1. ANÁLISIS DEL COMPORTAMIENTO GENERAL DEL BIORREACTOR**

El reactor se operó en forma continua por cerca de 2600 horas; durante este tiempo se hicieron determinaciones periódicas de la DQO<sub>t</sub> afluente y efluente, pH y volumen de biogas generado. El comportamiento del reactor a través de toda la fase experimental se ve reflejado en las Figuras 14, 15, 16 y 17; los valores tabulados de los datos recogidos están consignados en el Anexo E.

Antes de entrar en el análisis de resultados, es importante resaltar que las amplias fluctuaciones en los valores de la DQO afluente, se deben a la alta concentración de sólidos de las aguas residuales de porqueriza, lo cual dificulta la buena homogenización del alimento al momento de tomar la muestra para su caracterización; lo anterior conlleva una menor

reproducibilidad en la determinación de la DQO total, pero no es un indicativo de que el sustrato alimentado, no estuviese dentro del intervalo de trabajo elegido.

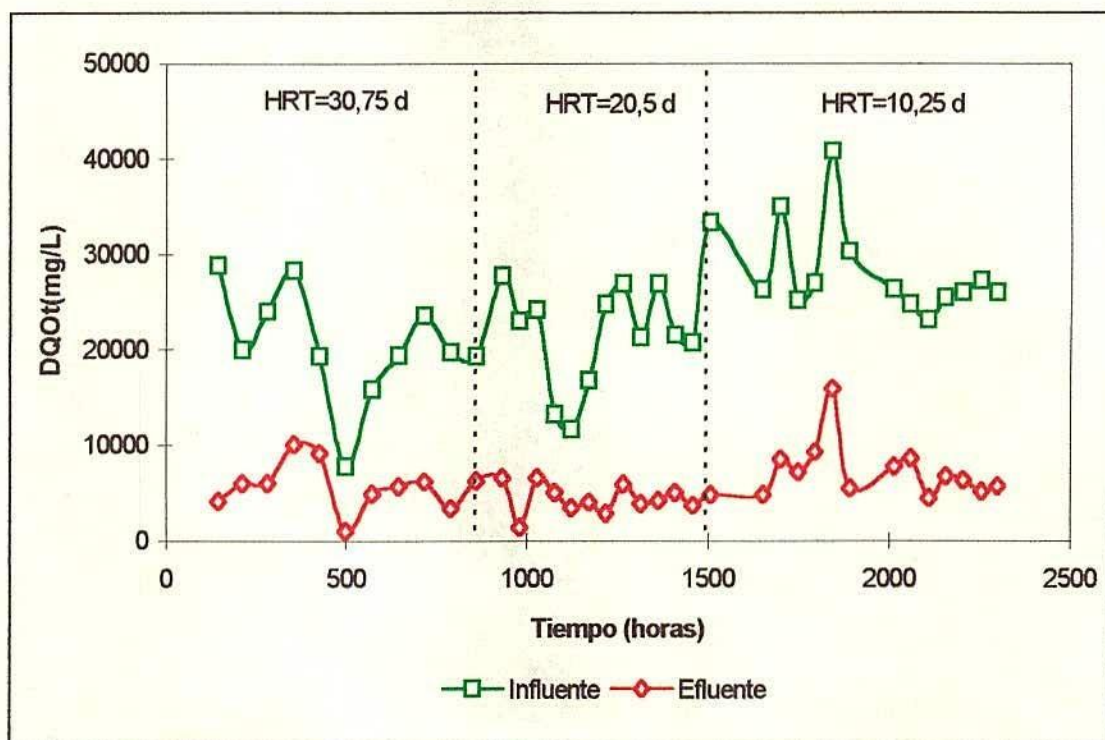


Figura 14. Comportamiento de la DQO total.

Durante el tiempo de experimentación el reactor se sometió a tres diferentes cargas de entrada. En las gráficas de las variables monitoreadas durante la experimentación, se puede observar que el reactor soporta variaciones en estas cargas, conservando un efluente sin cambios muy bruscos en la concentración de la DQO<sub>t</sub> (Figura 14) y pH (Figura 15). Esto fue

especialmente notorio cuando se efectuaron cambios en los tiempos de retención hidráulica.

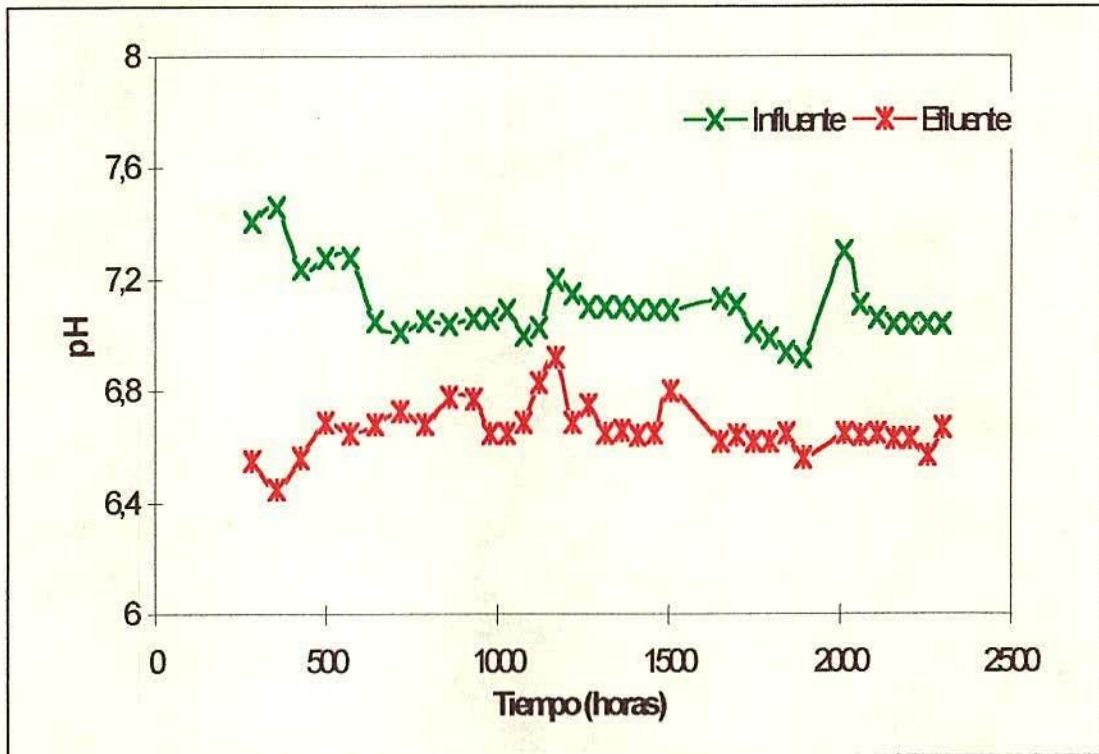


Figura 15. Comportamiento del pH

Respecto al pH se observó un descenso en el valor del efluente con respecto al del afluente, lo cual se explica por la actividad acidogénica, que desarrollan algunos tipos de bacterias componentes de la biomasa presente dentro del reactor. También se puede apreciar que el reactor trabajó dentro del intervalo de pH óptimo (6.5 - 7.5), para este tipo de procesos fermentativos. (Cruz, Op.cit). En este punto es importante resaltar que el haber trabajado dentro de este intervalo se debió, exclusivamente, a la

autoregulación del pH efectuada por la biomasa presente en el biorreactor, pues en ningún momento se efectuó control alguno sobre este parámetro.

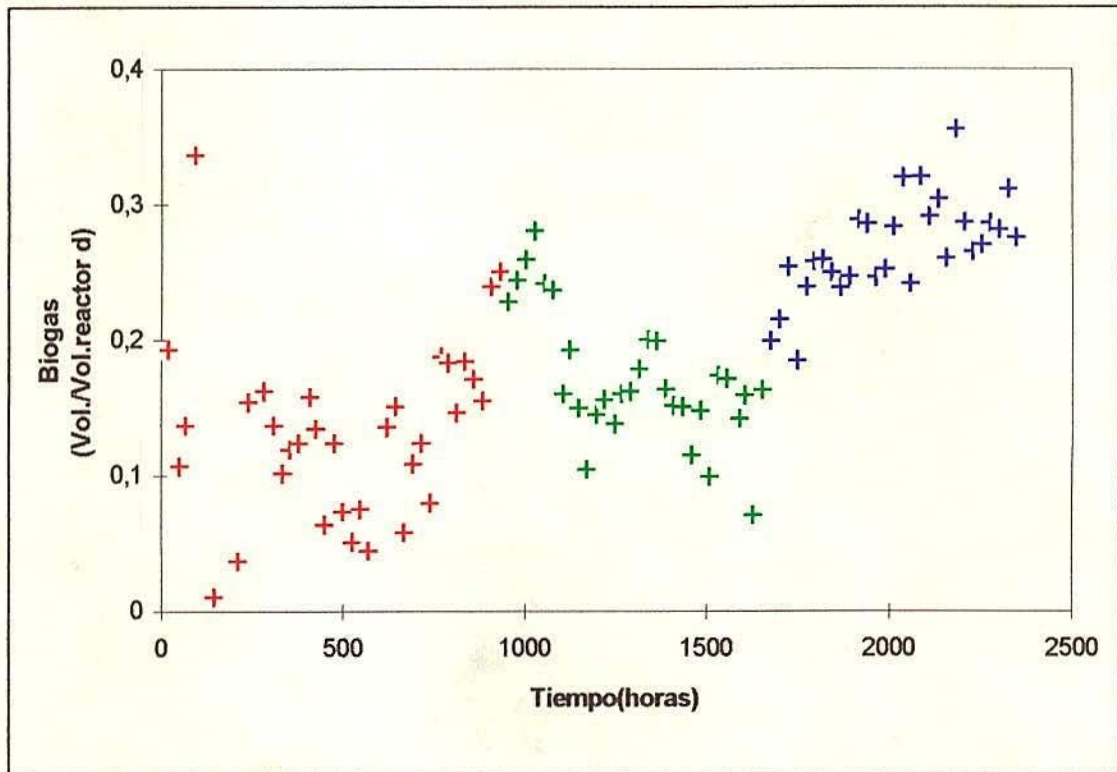


Figura 16. Producción de biogas

En cuanto a la producción de biogas (Figura 16), se logró apreciar un comportamiento marcadamente inestable durante las primeras 200 horas de experimentación, debido a que en este lapso de tiempo, la biomasa se encontraba adaptándose a las condiciones de arranque del biorreactor. Con el transcurso de la experimentación esta variable se comportó dentro de lo esperado: a mayor carga orgánica aplicada, mayor nivel de producción de biogas.

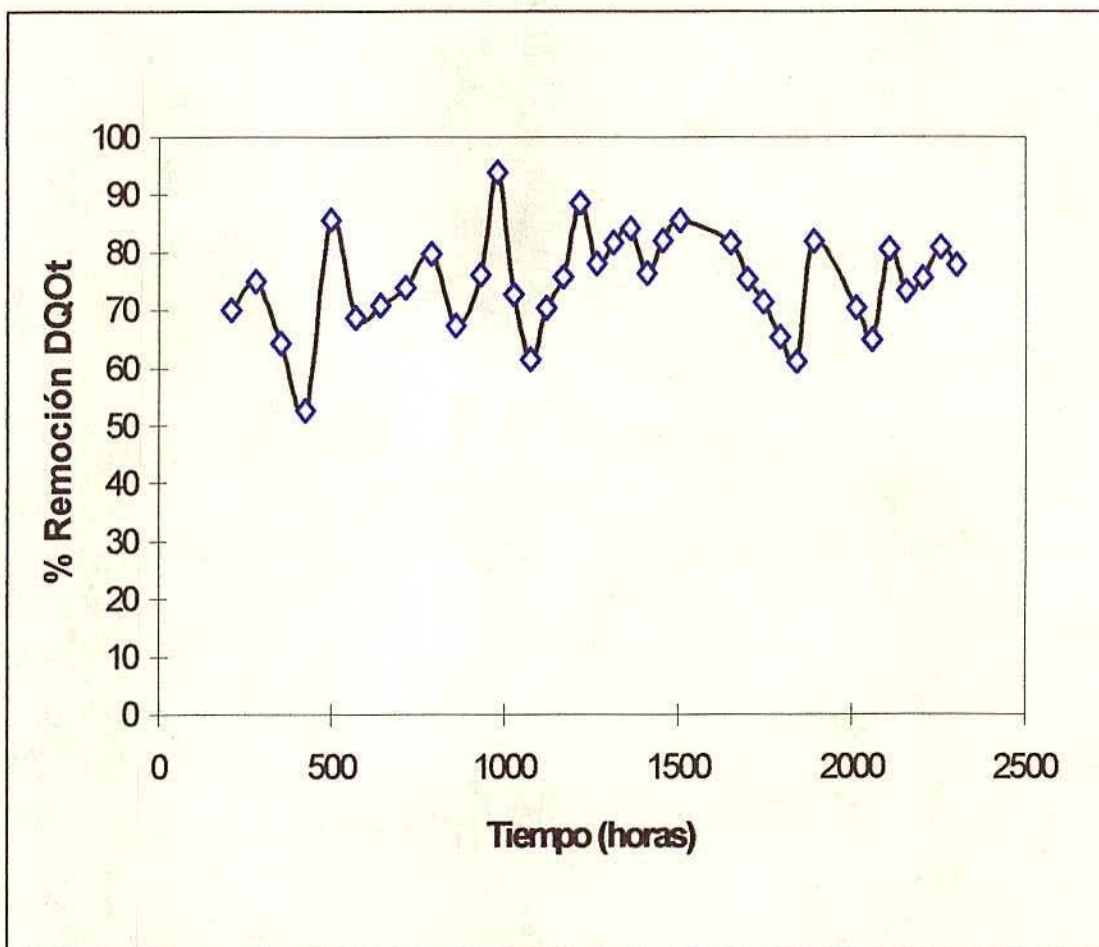


Figura 17. Eficiencia de remoción de la DQO<sub>t</sub>

Al representar el porcentaje de remoción de la carga contaminante contra el tiempo (Figura 17), se observa que se mantiene entre 70-80% en promedio, sin presentar una disminución notoria ante diferentes perturbaciones y sin bajar de un 50% de depuración.

## 5.2. PERIODOS EN ESTADO SEUDOESTABLE

En los reactores anaerobios de alta tasa, no se puede hablar estrictamente de un período de estado estable, ya que permanentemente se está generando y acumulando biomasa activa. En otras palabras, la cantidad de células viables al interior del reactor no se mantiene constante ya que es difícil que se equilibren las velocidades de entrada de células con el sustrato fresco y de generación de biomasa por crecimiento, con las velocidades de muerte bacteriana y de salida de microorganismos. Para el análisis del comportamiento de este tipo de sistemas se toman como estados pseudoestables períodos en los que las cantidades y ciertas condiciones de las corrientes que salen del sistema, se mantienen en valores similares en el tiempo.

Para poder llegar a la estabilización, es necesario mantener las condiciones ambientales del sistema (temperatura, pH, condiciones anaerobias), así como las características de las corrientes afluentes lo más constantes posibles. Al trabajar con un agua residual compleja, es muy difícil mantener todas sus características estables a lo largo del período experimental. Por ser el principal objeto de este estudio, determinar la eficiencia de remoción

de la  $DQO_t$  , cada vez que se preparaba el sustrato con estiércol fresco se intentó mantener una concentración de DQO relativamente constante.

En este trabajo se tomó como criterio de estabilización, la velocidad de producción de biogas . De esta manera se lograron establecer tres periodos pseudoestables que se señalan en la Figura 18 y se resumen en la Tabla 6.

<b>HRT (días)</b>	<b>Periodo hora inicial-hora final</b>	<b>Velocidad de producción de gas (mL/h)</b>	<b>Coefficiente de correlación <math>r^2</math></b>
30.75	600-900	4.81	0.9856
20.50	1200-1500	5.69	0.9968
10.25	2000-2350	9.93	0.9997

**Tabla 6.** Periodos en estado pseudoestable.

Para reconfirmar la estabilización del sistema, se empleó el criterio que utiliza la variación en el tiempo de la carga orgánica efluente. A pesar de las fluctuaciones en el valor de la carga afluente, que como se mencionó anteriormente se explican por las dificultades en el muestreo para la  $DQO_t$  , se considera que estas no reflejan un cambio serio en las condiciones del alimento. En la Figura 19 pueden observarse los tres periodos

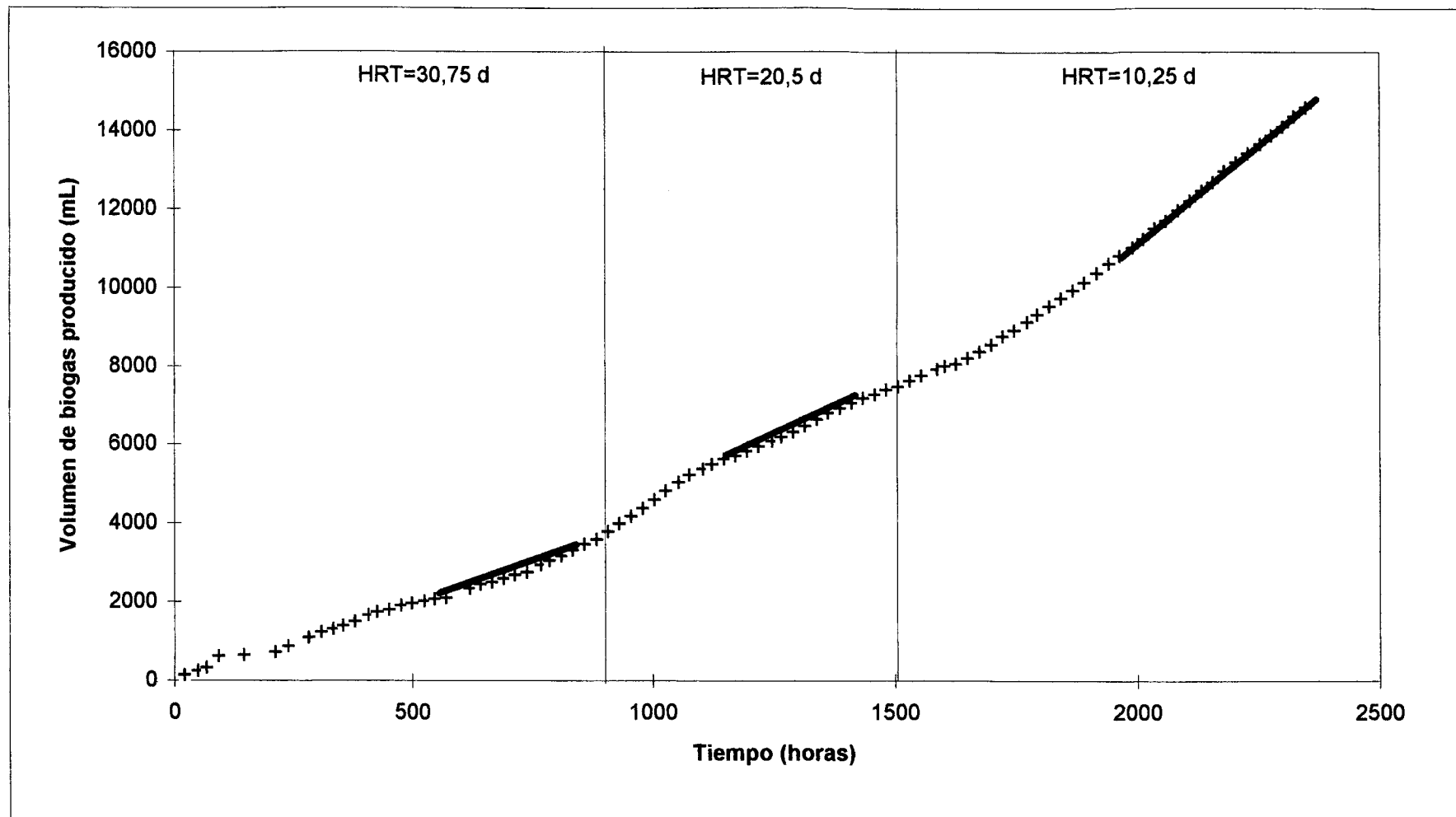


Figura 18. Volumen acumulado de biogas generado

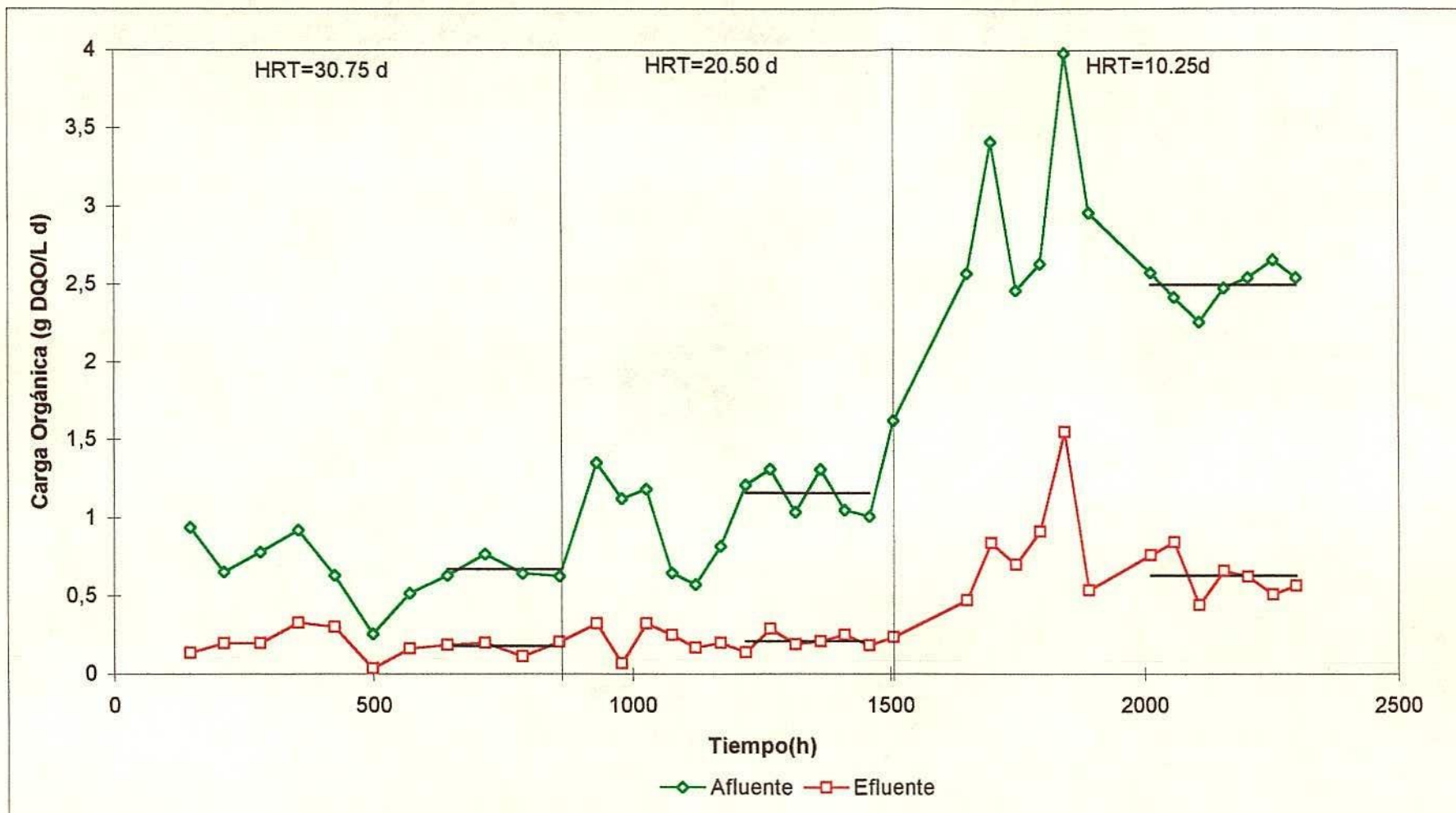


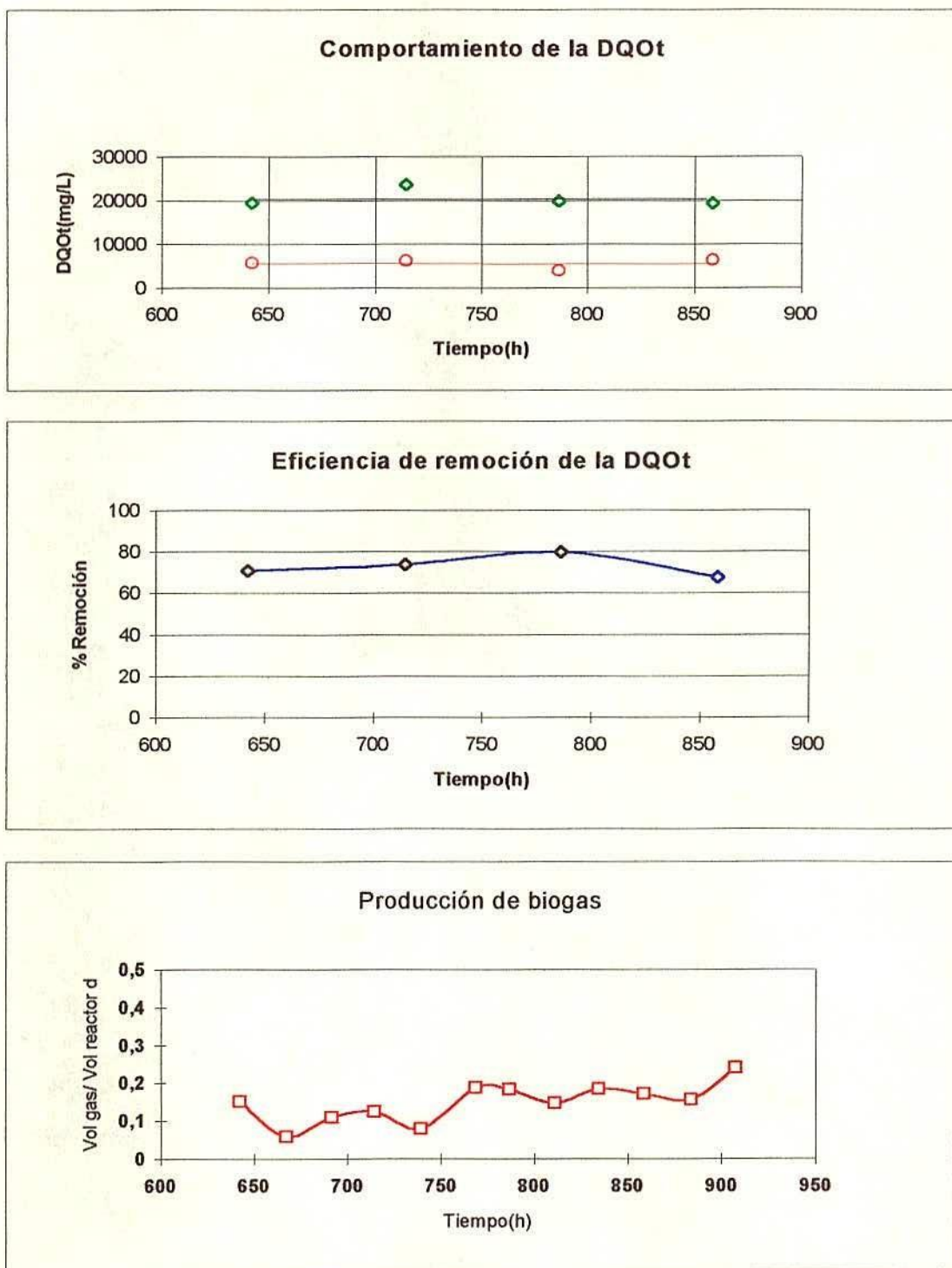
Figura 19. Comportamiento de la carga orgánica

seudoestacionarios alcanzados durante la experimentación, los cuales coinciden con los obtenidos siguiendo el criterio de la velocidad de producción de biogas.

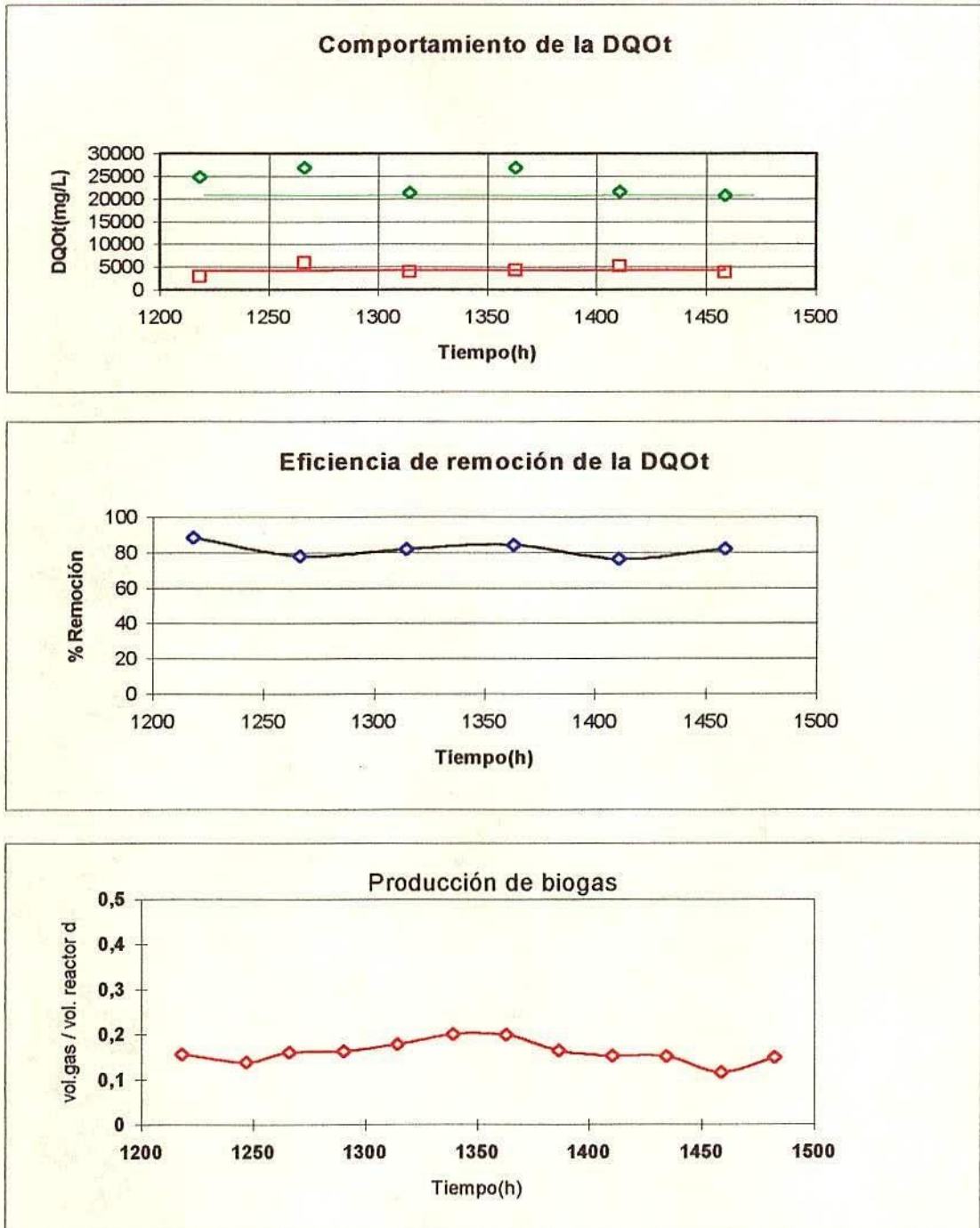
Para cada uno de los tiempos de retención trabajados, se tiene el registro gráfico del comportamiento de las variables medidas, durante los periodos considerados pseudoestables, cada uno de los cuales se trabajó por cerca de 300 horas. (Figuras 20, 21 y 22).

Se puede observar que  $DQO_t$  promedio del afluente se incremento sucesivamente de un punto experimental a otro. En el primero, se trabajó con un alimento de 20500 gDQO/L ; en el segundo punto, con 23700 g DQO/L y se finalizó con 25600 gDQO/L. En tanto que los valores del efluente fueron 5500, 4300 y 6400 g DQO/L respectivamente.

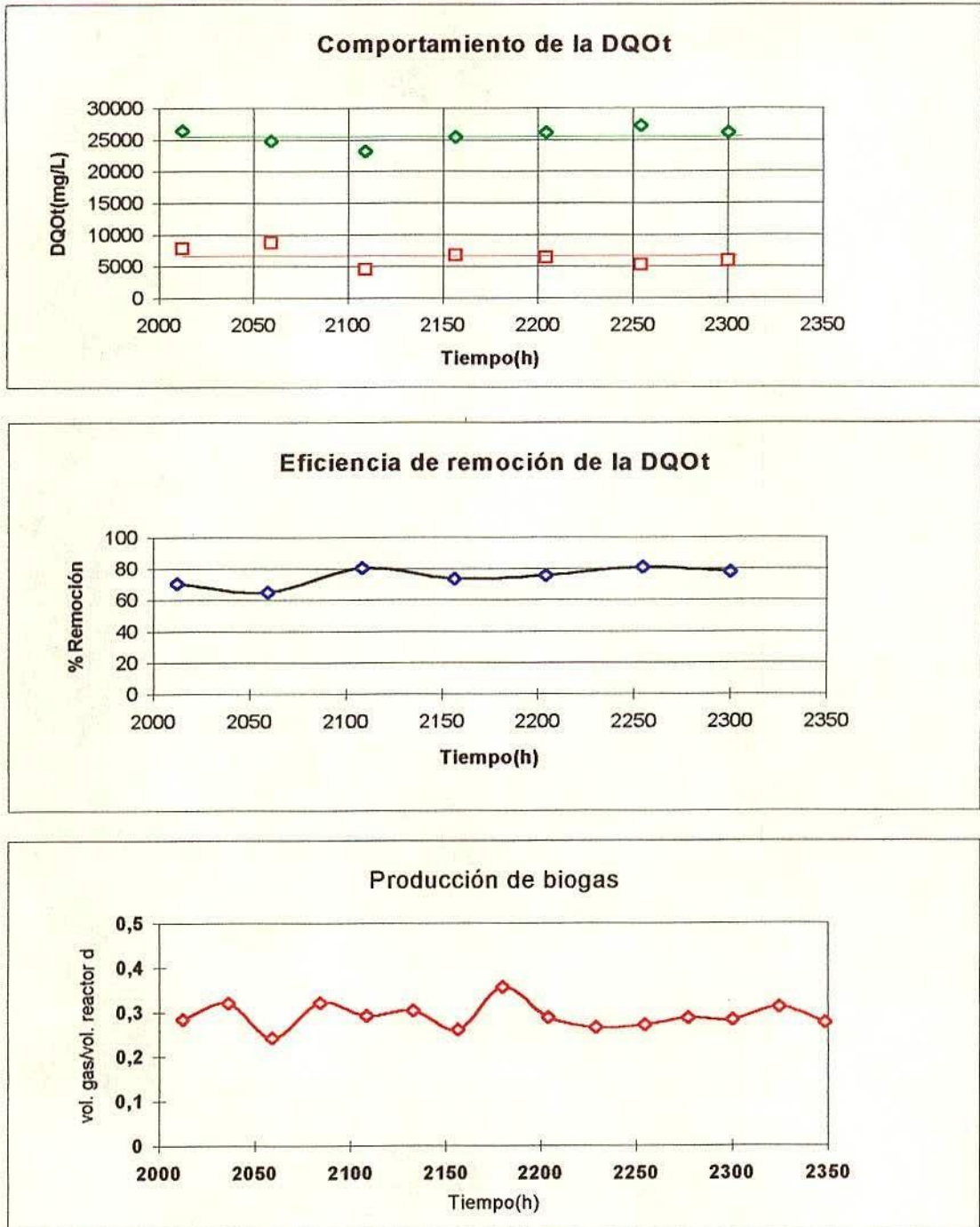
En dichas figuras se observa que en el segundo punto experimental se alcanzó un máximo en la eficiencia de remoción de la  $DQO_t$  cercano al 82%, mientras que durante el tercer punto se logró la máxima productividad de biogas con una generación que superó los 0.3 L gas/L. reactor- día.



**Figura 20** Datos del período pseudoestable para el tiempo de retención de 30,75 días.



**Figura 21** Datos del período pseudoestable para el tiempo de retención de 20.50 días.



**Figura 22** Datos del período pseudoestable para el tiempo de retención de 10.25 días

### 5.3. EFECTO DE LA CARGA ORGÁNICA APLICADA SOBRE EL DESEMPEÑO DEL REACTOR

La carga orgánica aplicada, es posiblemente el parámetro mas importante para conocer la capacidad real de un sistema para tratar un agua residual. Ella involucra la velocidad de depuración con cierta condición de concentración de contaminantes del afluente y permite referenciar bajo que condiciones de operación se obtienen determinados resultados.

**5.3.1. Eliminación de contaminantes orgánicos.** Al representar la capacidad de remoción de la carga contaminante, expresada como el porcentaje de la  $DQO_t$  de entrada, contra la carga afluente (Figura 23), se observa que este porcentaje no se ve seriamente alterado por la carga orgánica aplicada, dentro de el intervalo estudiado (0.67-2.5 gDQO/L d), ya que éste se mantuvo cerca del promedio del 74%, durante todo el experimento. Este valor promedio de remoción, es corroborado en la gráfica de carga removida contra carga aplicada (Figura 24), donde se obtiene una línea recta representativa de todos los puntos ( $R^2 = 0.9579$ ), cuya pendiente es de 0.7397 y evidencia la eficiencia de remoción.

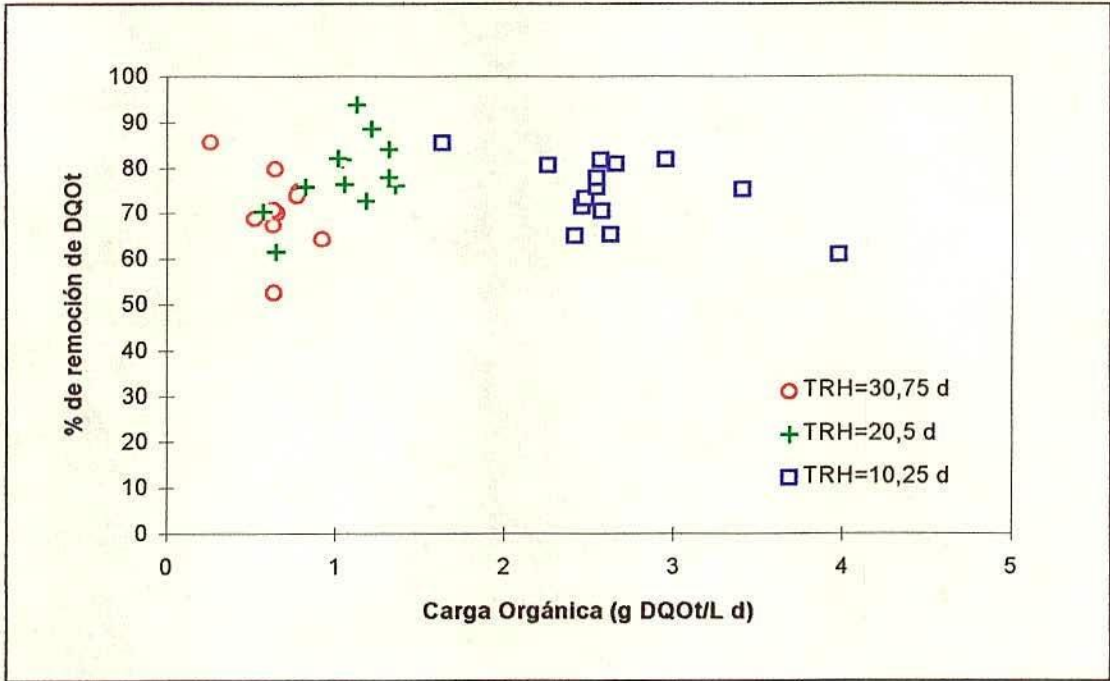


Figura 23 Efecto de la carga aplicada sobre la eficiencia de remoción

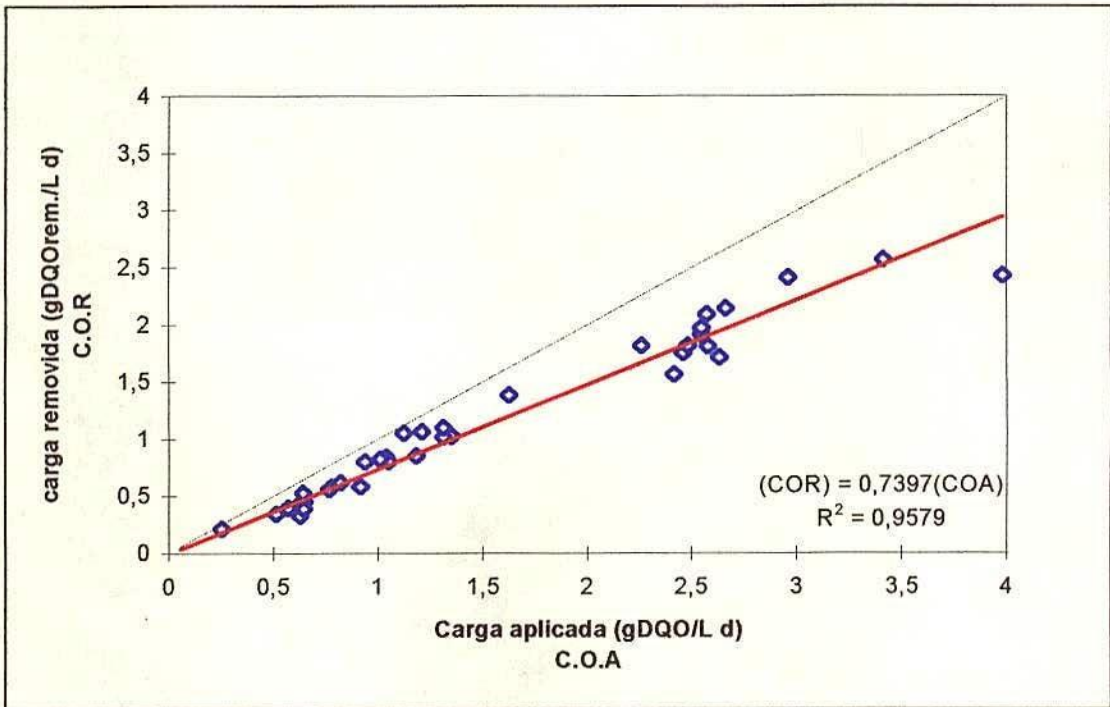


Figura 24 Carga removida vs. carga aplicada.

El hecho de no presentarse un descenso radical en la eficiencia de remoción de la  $DQO_t$  al pasar de una carga de 0.67 a una de 2.50  $gDQO_t/L d$ , sugiere que el reactor podría trabajar aceptablemente bajo cargas mas elevadas. Determinar cual es el límite de operación de este biorreactor será tema para posteriores trabajos.

**5.3.2. Productividad de biogas.** En la Figura 25 se observa que la producción de biogas se eleva, al aumentar la carga suministrada, esto debido a que un aumento de la cantidad de materia orgánica afluyente significa mas sustrato susceptible de ser metabolizado por las bacterias.

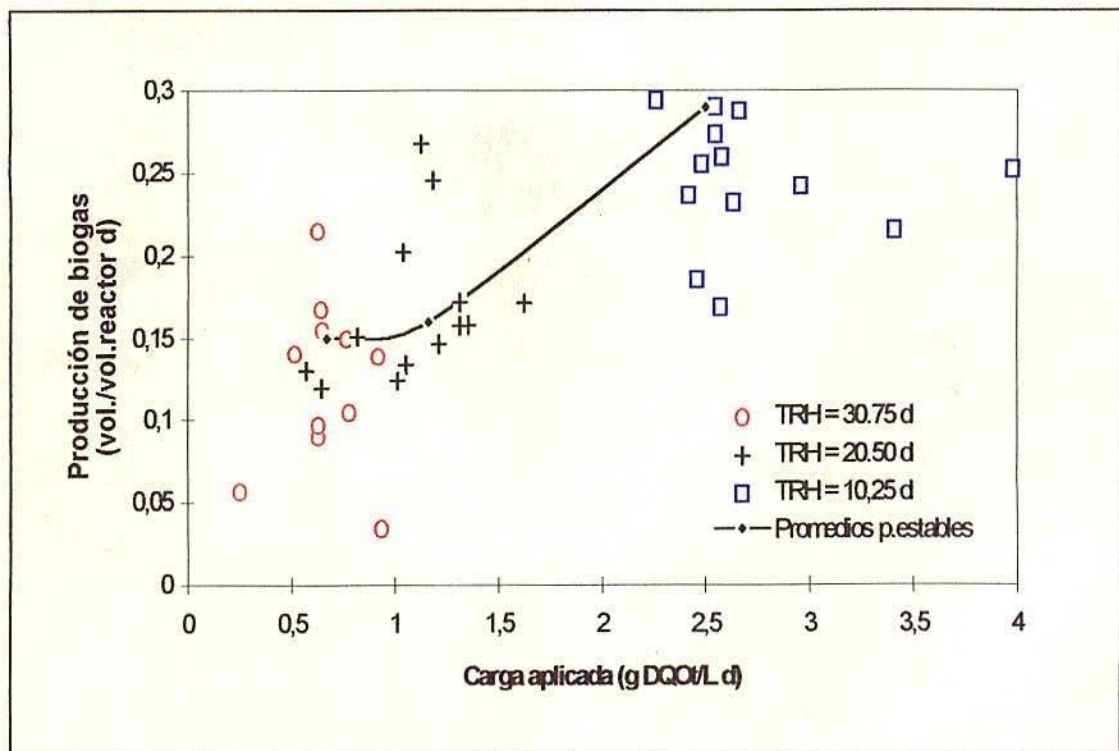


Figura 25 Efecto de la carga aplicada sobre la generación de biogas

El valor energético del biogas, medido como porcentaje de metano, se mantuvo entre 55-70%(v). La mínima composición se presentó bajo un tiempo de retención de 20.5 días, esta situación puede deberse a la mayor cantidad de sólidos en el alimento, lo cual tiene un efecto inhibitorio sobre la actividad metanogénica (Cruz, Op.cit), y pudo tener como consecuencia que la flora bacteriana se desviara hacia la producción de gas carbónico. La misma razón anterior sirve en el análisis de la productividad de metano frente a la cantidad de materia orgánica removida en el reactor (Tabla 7). Para la carga mas baja se tuvo una productividad mucho más alta (0.21 L CH<sub>4</sub>/g DQO<sub>t</sub> removido), mientras que en los otros dos puntos experimentales se alcanzaron 0.09 L CH<sub>4</sub>/gDQO<sub>t</sub> removido.

#### **5.4. EFECTO DEL TIEMPO DE RETENCIÓN HIDRÁULICA SOBRE LOS PARÁMETROS DE OPERACIÓN DEL BIORREACTOR**

Con el fin de visualizar mejor el efecto del HRT, sobre los parámetros de desempeño y funcionamiento del biorreactor, se elaboró la Tabla 7, en donde se resumen todas las variables monitoreadas durante toda la etapa experimental. El efecto del HRT es bastante similar al ejercido por la carga aplicada ya que ambas variables estan muy relacionadas entre sí y se trabajo con concentraciones similares de DQO afluente en los tres puntos .

<b>HRT(días)</b>	<b>30.75</b>	<b>20.50</b>	<b>10.25</b>
Carga orgánica aplicada (g DQO/L d)	0.67	1.16	2.50
Carga orgánica efluente (g DQO/L d)	0.18	0.21	0.63
Carga orgánica removida (g DQO/L d)	0.49	0.95	1.87
DQO <sub>t</sub> afluente (mg DQO/ L)	20539	23699	25604
DQO <sub>t</sub> efluente (mg DQO/ L)	5534	4290	6456
% Remoción de DQO total	73.0	81.9	74.8
DQO <sub>s</sub> afluente (mg DQO/ L)	6813	n.d	6277
DQO <sub>s</sub> efluente (mg DQO/ L)	1040	n.d	1513
% Remoción de DQO soluble	84.7	n.d	75.9
Sólidos Totales afluente (g/L)	18.20	25.19	16.05
Sólidos Totales efluente (g/L)	6.79	5.88	5.60
% Remoción de sólidos totales	62.7	76.6	65.1
Sólidos volátiles afluente(g/L)	13.63	19.80	10.84
Sólidos volátiles efluente(g/L)	5.51	4.43	3.70
% Remoción de sólidos volátiles	58.3	77.6	65.9
Producción de biogas (vol./vol.react. d)	0.149	0.160	0.292
% de CH <sub>4</sub> en el biogas	69.15	55.75	60.54
Productividad de CH <sub>4</sub> (L CH <sub>4</sub> /g DQO <sub>trem</sub> )	0.21	0.09	0.09
pH afluente	7.04	7.10	7.11
pH efluente	6.92	6.67	6.63

**Tabla 7.** Resultados de las variables monitoreadas durante los periodos pseudo-estacionarios alcanzados bajo cada tiempo de retención hidráulica trabajado.

n.d :no hay dato

Al analizar la eficiencia depuradora del reactor como remoción de la DQO total, se nota que esta no es afectada significativamente por la disminución del tiempo de retención hidráulica. Pero al observar dicha eficiencia como remoción de DQO soluble es visible su decrecimiento con la reducción del HRT de 30.75 a 10.25 días, al pasar del 85% al 76% de depuración. Este fenómeno podría estar asociado a las interrelaciones que se establecen entre las distintas especies de bacterias que están presentes en la biomasa activa al interior del biorreactor y para su explicación se requiere un estudio detallado y por separado de las fases bioquímicas que integran la fermentación anaerobia, lo cual daría tema para estudios futuros.

En la tabla 7 también se puede observar la capacidad del reactor para eliminar sólidos presentes en el afluente, bajo los distintos tiempos de retención trabajados. Dicha capacidad puede ser interpretada como eficiencia depuradora del sistema y se mantuvo en porcentajes de remoción de sólidos, tanto totales como volátiles, superiores al 55%. Especial importancia tiene el hecho de haber obtenido remociones altas de sólidos volátiles ya que indica que el reactor se mantuvo lejano de la posibilidad de lavar la biomasa activa al ser operado con tiempos de retención como los estudiados; lo anterior sugiere que se podría trabajar con un HRT mas bajo con buenos resultados en la degradación de la materia contaminante.

## 5.5. LA BIOMASA

Para la inoculación no se tuvo la posibilidad de contar con un lodo granular y por ello se obtuvo una biomasa inicial, sin ningún tipo de selección microbiológica. Esto explica la baja actividad metanogénica del inóculo (Tabla 2), aunque es aceptable dado que el estiércol de cerdo diluido, presenta una elevada concentración de material orgánico y sustancias de tipo inhibitorio, las cuales pueden ser nocivas para las células.

La concentración inicial de biomasa dentro del reactor, luego de la inoculación, fue de aproximadamente 6.46 g SSV/L; al finalizar la operación, el volumen de lodos dentro del reactor aumentó significativamente llegando a 21.59 g SSV/L.

Un cambio en la apariencia de los lodos se empezó a notar desde el día 43 de operación. Se paso de un lodo fangoso y delgado a un lodo de tipo floculento. Esta evolución de la biomasa también es respaldada por el aumento, cercano al 25%, en la actividad metanogénica: se paso de 0.0132 a 0.0164 g DQO-CH<sub>4</sub>/g SSV d. Aunque no se logró una granulación completa si se consiguió el inicio de dicho proceso y una mejor adaptación de las bacterias a este tipo de agua residual.

## 5.6. COMPARACIÓN DEL BIOREACTOR SCFBR CON OTROS SISTEMAS DE ALTA TASA PARA EL TRATAMIENTO DE RESIDUOS PORCÍCOLAS

Una evaluación objetiva del desempeño del reactor SCFBR, debe ser realizada comparando los resultados obtenidos con los alcanzados por otros investigadores que también hayan trabajado con reactores anaerobios de alta tasa en el tratamiento de estiércol de cerdo diluido. Observando la Tabla 8 es posible afirmar que el biorreactor estudiado logró niveles de trabajo satisfactorios, equiparables con los desarrollados en otros tipos de sistemas. Además es importante resaltar que la concentración del afluente utilizado es bastante elevada y que dada esa condición se lograron altas eficiencias de remoción de DQOt.

HRT días	Carga aplicada g DQOt/L d	Conc. afluente mg DQO/L	Remoción DQOt %	Producción CH <sub>4</sub> L/g DQOt <sub>afluente</sub>	Referencia
9.2	2.65	24380	67	0.20	Chiumenti(87)
7.2	0.90	6500	92	0.17	Lo(94)
6.7	1.78	12000	92	0.12	
14.3	0.66	9400	92	0.01	Oleszkiewicz(82)
5.0	1.88	9400	94	0.04	
20.5	1.16	23699	82	0.07	Este trabajo (SCFBR)
10.2	2.50	25604	75	0.07	

**Tabla 8.** Ubicación de los resultados obtenidos frente a otros trabajos realizados alrededor del mismo tema. Los reactores referidos son de escala laboratorio y su relación altura / diámetro de reactor esta entre L/D =14 - 16

## CONCLUSIONES

Se ha propuesto y construido un reactor anaerobio de alta tasa a escala laboratorio, que conserva los principios básicos del reactor híbrido, con modificaciones tendientes a lograr mayor contacto sólido-líquido y a evitar la retención del biogas generado. Para lo anterior se tuvieron en cuenta los pocos elementos de diseño referenciados en la literatura para este tipo de reactores. El nuevo reactor fué utilizado para tratar estiércol diluido de cerdo, logrando un funcionamiento satisfactorio.

El desempeño global del nuevo reactor propuesto SCFBR, en el tratamiento de estiércol diluido de cerdo con concentraciones elevadas de DQO, es comparable con el reportado en la literatura para otros reactores anaerobios de alta tasa. Para los niveles de carga aplicada estudiados, se observó una gran capacidad depuradora expresada como remoción de carga orgánica, ya que se alcanzaron niveles de eficiencia promedio que se situaron entre 73-82%

El biorreactor posee una gran flexibilidad en su comportamiento, dentro del rango de carga estudiado, ya que ante variaciones bruscas de carga afluente se obtuvieron rápidas y satisfactorias respuestas de adaptación.

Para el intervalo de HRT estudiado, se observó que el SCFBR posee una alta capacidad de retención de biomasa activa, al no presentarse lavado de esta.

La configuración interna del biorreactor brindó buenos resultados: el separador de fases actuó con un alto nivel de separación de las tres fases presentes; no se observó retención de grandes burbujas de gas; tampoco se observó taponamiento ni colmatación dentro de la zona empacada; por último se logró la obtención final de una biomasa de tipo floculento.

Por último se recomienda adelantar estudios tendientes a establecer a ciencia cierta el efecto de la zona empacada sobre la eficiencia de remoción de la DQO. De igual manera se sugiere realizar estudios que permitan la formulación de un modelo matemático y la deducción de criterios ingenieriles de diseño que permitan escalar el reactor a nivel banco.

## BIBLIOGRAFÍA

APHA, AWWA and WPCF. Standard Methods for the Analysis of Water and Wastewater. 15th. Edition. Washington, D.C.,USA.1985

AUGOUSTINOS, M.T., BRITZ,T.J., TRACEY, R.P. Anaerobic digestion of a petrochemical affluent using an anaerobic hybrid digester. En: Biotechnology Letters, Vol. 11, No. 5, p. 369-375. (1989)

BERMUDEZ, J.J. La digestion anaerobia. Universidad de Murcia, secretariado de publicaciones. España.1988

BOLLE, W.I., et. Al. Kinetics of anaerobic purification of industrial wastawater. En: Biotechnology and bioengineering,Vol. 27, p.542-548 (1986)

BORJA, R., BANKS, C.J., WANG, Z. Performance of a hibryd anaerobic reactor, combining a sludge blanket and a filter, treating a slaughterhouse wastewater. En: Applied microbiology and biotechnology, Vol.43, No 2, p.351-357. (1995)

CAICEDO, L.A. Principios de ingeniería bioquímica. Editado por: Universidad Nacional de Colombia. Santafé de Bogotá.1986

CAMPOS,C.M.M., ANDERSON.G.K. The effect of the liquid upflow velocity and the substrate concentracion on the start-up and steady-state periods of lab-scale UASB reactors. En: Water science technology. Vol. 25, No. 7,p. 41-50,(1992)

COLLERAN,E., FINNEGAN, S., KEEFFE, R.B. Aaerobic digestion of high-sulphate-content wastewater from the industrial production of citric acid. En: Water scuence technology, Vol.30, No. 12, p. 263-273. (1994)

CRUZ, J.M., TRONCOSO, D. Tratamiento anaerobico del estiercol de cerdo a nivel laboratorio empleando un reactor de mezcla total. Santafé de Bogotá,1996. Proyecto de grado. Ingeniería Química.Facultad de Ingeniería. Universidad Nacional de Colombia.

CHANG.J.E. Treatment of landfill leachate with upflow anaerobic reactor combining a sludge bed and filter. En:Water science technology. Vol.21, No. 4-5, p. 133-143. (1989)

CHIUMENTI.R, et. Al. Anaerobic digestion of liquid fraction of beef cattle waste in advanced hybrid bioreactor. European congress of Biotechnology. Conference paper. Vol.1, p. 204-207. (1987)

DUQUE. G., C.O. Producción de biomasa mediante cultivos de algas unicelulares sobre efluentes de digestores anaerobios. Bellaterra (Barcelona),España.1988. Tesis doctoral. Universitat Autònoma de Barcelona.

ENTREVISTA CON Carlos Duque G. Ph.D. Investigador asociado al programa de biotecnología animal. Líder de la línea de investigación en adaptación y desarrollo de bioprocesos aplicados a la protección ambiental. Miembro del comité ambiental de la Asociación Colombiana de Porcicultores. Santafé de Bogotá,1996

ENTREVISTA CON Angela Vergara. Estudiante de posgrado en Ingeniería química. Universidad Nacional de Colombia. Tesista de posgrado en

CENICAFÉ. Tema de la tesis: Reactor híbrido a escala piloto para el tratamiento de aguas residuales del beneficio del café. Santafé de Bogota, 1996.

FONG, J.C.L.S., MORRISSETTE, D. YUEN, T.H. Integrated production of biogas and protein biomass from piggery manure in downflow stationary fixed film anaerobic digester. En: *Biotechnology Letters*. Vol. 8, No. 4, p. 299-302. (1986)

FRIGON, J.C., GUIOT, S.R. Impact of liquid to gas mass transfer on substrate conversion efficiency of an upflow anaerobic sludge bed and filter reactor. En: *Enzyme microbiol technology*, Vol. 17, No. 12, p. 1080-1086. (1995)

GUIOT, S.R., van den BERG, L. Performance of an upflow anaerobic reactor combining a sludge blanket and a filter treating sugar waste. En: *Biotechnology and Bioengineering*, Vol 27, p. 800-806 (1985)

IBAÑEZ, E. Tractament de purins de porc mitjancant un filtre anaerobi pilot. Bellaterra (Barcelona), España, 1989. Tesi doctoral. Universitat Autònoma de Barcelona.

IZA, J., KEENAN, J., SWITZENBAUM, M.S. Anaerobic treatment of municipal solid waste landfill leachate: operation of a pilot scale hybrid UASB/AF reactor.

En: Water science technology, Vol. 25, No. 7, p. 255-264.(1992)

JOUBERT, W.A., BRITZ, T.J., LATEGAN, P.M. The effect of effluent recirculation on the performance of a two stage anaerobic process. En:

Biotechnology Letters, Vol 7, No 11, p. 853-858. 1985.

KENNEDY, K.J., GUIOT, S.R. Anaerobic upflow bed-filter: development and application. En: Water science technology, Vol.18, No.12, p.71-86.(1986)

KOSTER, I.W., LETTINGA, G. Application of the upflow anaerobic sludge bed (UASB) process for treatment of complex wastewaters at low temperatures.

En: Biotechnology and Bioengineering, Vol.27, p.1411-1417(1985)

LETTINGA, G. et. Al. Use of the upflow sludge blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment, especially for anaerobic treatment. En:

Biotechnology and Bioengineering, Vol. 22, p.699-734 (1980)

LO, K.V., LIAO, P.H., GAO, Y.C. Anaerobic treatment of swine wastewater using hybrid UASB reactors. En: Bioresource Technology. Vol.47, No.2, p.153-157.(1994)

MATA, J., GALVE, E., LLABRES, P. Operation of a DSSF reactor treating pig manure. En: Anaerobic wastewater treatment, p.275-282.(1983)

MEMORIAS I Simposio de biotecnología ambiental. Medellín, Colombia. Mayo de 1996. Artículos de las ponencias de : BETANCOURT; y DIAZ.

MOSER, M.A. Estiércol de cerdo: recolección, tratamiento y uso como fertilizante para cultivos. En: Porcicultura colombiana, No.41, p.11-19.(1996)

NOZHEVNIKOVA, A.N., et al. Methanogenic digestion of liquid manure in reactor anaerobic biofilter type. En: Biotekhnologiya, No.4, p.36-41.(1992)

OLAYA, J.M., RINCON, M.C. Estudios de los métodos de degradación de residuos porcícolas y caracterización fisicoquímica del afluente a una planta de tratamiento. Santafé de Bogotá, 1996. Proyecto de grado. Ingeniería Química. Facultad de Ingeniería. Universidad Nacional de Colombia.

OLESZKIEWICS.J.A., KOZIARSKI.S. Low temperature anaerobic biofiltration in upflow reactors. En: Journal of water pollution control federation, Vol.54,No.11, p. 1465-1474.(1982)

OLSEN,J.E. Studies on the reduction of pathogenic and indicator bacteria in liquid pig manure treated by sedimentation and anaerobic filter digestion for methane generation. En: Biological Wastes, Vol.24, No.1, p. 17-26. (1988)

ÖZTÜRK, I. et.Al. Hybrid upflow anaerobic sludge blanket reactor (HUASBR) treatment of dairy effluents. En: Water science technology. Vol. 28 No. 2, p. 77-85. (1993)

PAULA, D.R., FORESTI, E. Kinetic studies on a UASB reactor subjected to increasing COD concentration. En:Water science technology. Vol. 25,No. 7, p. 103-111. (1992)

POELS, J., et.Al. High rate anaerobic digestion of piggery manure with polyurethane sponges as support material. En: Biotechnology letters, Vol 6, No 11,p. 747-752 .(1984)

POELS, J., VERSTRAETE, W. Meded. Fac. Landbouwwet. Rijksuniv. Gent; Vol. 51, No. 4, p. 1423-1452. (1986)

SAMSON, R., GUIOT, S. Mixing characteristics and performance of the anaerobic upflow blanket filter (UBF) reactor. En: Journal of chemical technology and biotechnology, Vol. 35b, No. 1, p. 65-74. (1985)

SOTO, M., MENDEZ, R., LEMA, J.M. Methanogenic and non-methanogenic activity tests. Theoretical basis and experimental set up. En: Water Research. (1993).

TILCHE, A., et al. Combination of anaerobic digestion and denitrification in a hybrid upflow anaerobic filter integrated in a nutrient removal treatment plant. En: Water science and technology, Vol. 30, No. 12, p. 405-414. (1994)

TREYBAL, R.E. Operaciones de transferencia de masa. Segunda edición. Editorial McGraw-Hill. México. 1988.

VALDES, E., et al. Definición de parámetros operacionales en reactores UASB con lecho empacado para el tratamiento de vinazas de destilería. En:

Revista ICIDCA: sobre los derivados de la caña de azúcar.No 26, Pp 23-27.  
(1992).

VAN ASSCHE, P., POELS, J., VARSTRAETE, W. Anaerobic digestion of pig manure with cellulose as co-substrate. En:Biotechnology Letters, Vol.5, No. 11, p. 749-754.(1984)

WONG, M.H. Anaerobic digestion of pig manure mixed with sewage sludge. En: Biological Wastes, Vol. 31, No 3, p.223-230.(1990)

**ANEXO A**

**ANÁLISIS DIFERENCIAL POR TAMIZADO DEL COQUE EMPLEADO  
COMO SOPORTE EN LA ZONA EMPACADA DEL REACTOR**

<b>Mallas</b>	$\Delta\phi_n$	$D_{pn}$
3/8 in./3	0.5038	6.680
3/4	0.3488	4.699
4/6	0.0748	3.327
6/8	0.0724	2.362

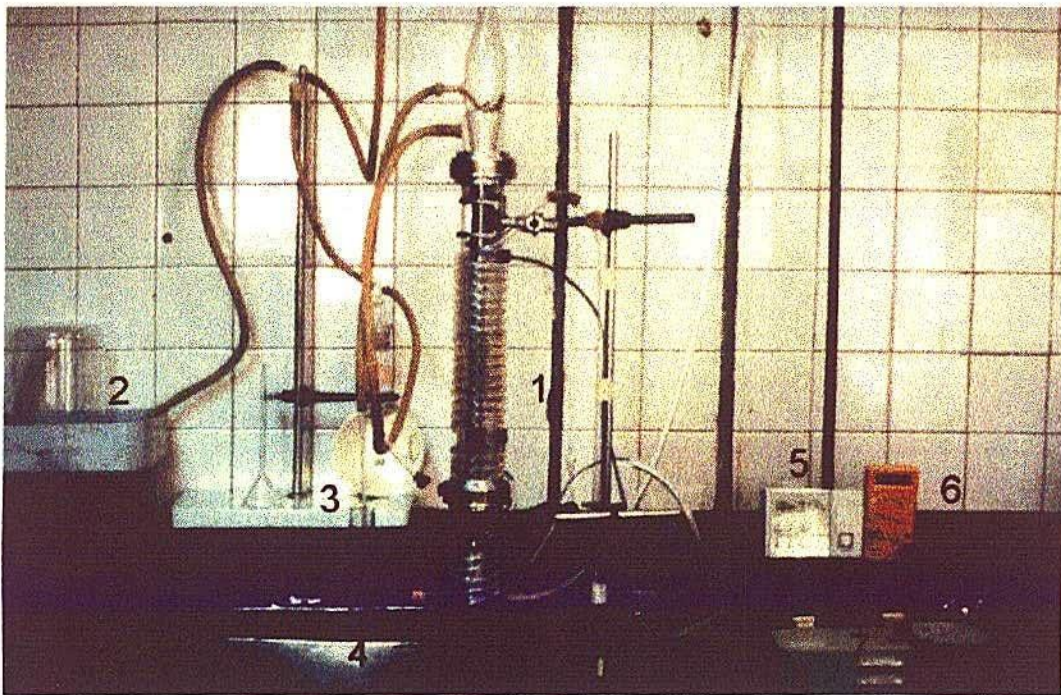
$\Delta\phi_n$  :fracción másica de la muestra que esta formada por partículas mayores que  $D_p$

$D_p$  :tamaño de la abertura de la malla de tamiz n (mm)

**NOTA:** Las mallas utilizadas en el análisis corresponden a la escala de tamices normalizados Tyler.

## ANEXO B

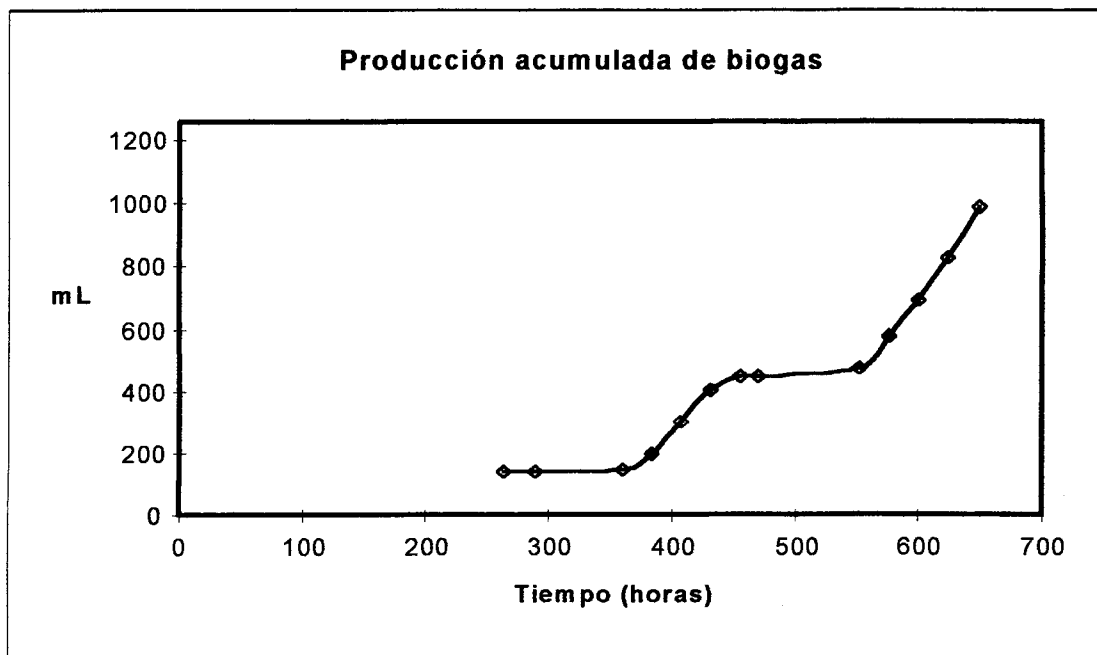
### FOTOGRAFÍA DEL MONTAJE EXPERIMENTAL



1. Biorreactor 2. Sistema de recolección de biogas 3. Sello hidráulico 4. Sistema de recolección del efluente líquido 5. Temporizador 6. Termómetro 7. Bomba peristáltica

## ANEXO C

### DATOS DEL PERIODO DE INCUBACIÓN



En el gráfico se puede apreciar la evolución de la biomasa en relación a la producción de biogas, desde el momento en que llegó al laboratorio hasta su inoculación en el interior del biorreactor.

## ANEXO D

### TEST DE ACTIVIDAD METANOGÉNICA

El test de actividad metanogénica fué realizado, sobre los lodos que sirvieron de inóculo para el reactor, siguiendo la metodología descrita por SOTO, MÉNDEZ y LEMA (1993).

El medio fermentativo fue preparado por la mezcla de:

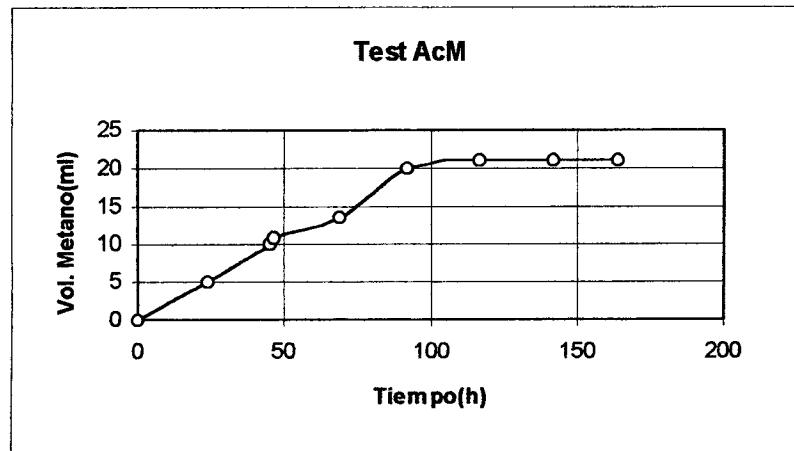
Agua residual (DQOt=40000 mg/L)	22 mL
Lodos	13 mL
Agua de dilución	85 mL
KHCO <sub>3</sub>	0.124g
Na <sub>2</sub> S·9H <sub>2</sub> O	0.011g

El volumen tomado para el test fue de 100 mL de medio, dejando el resto para los análisis correspondientes. Una vez hecho el montaje experimental

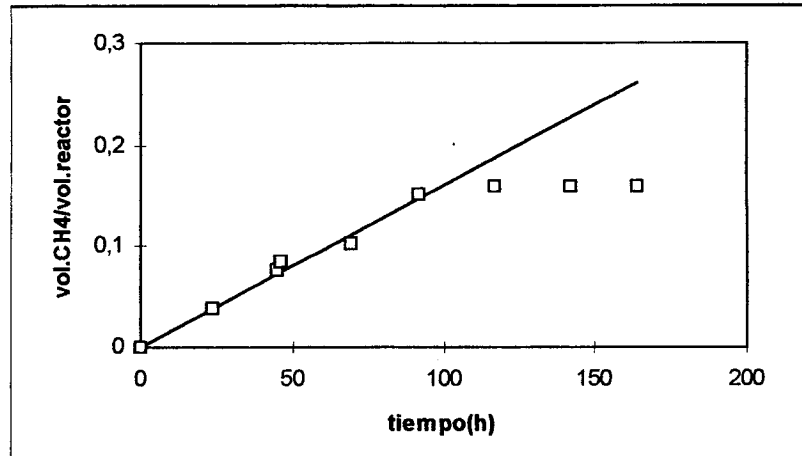
(SOTO, Op. cit), se monitoreo la producción de  $\text{CH}_4$  periódicamente. Además se determinaron experimentalmente los siguientes valores:

Concentración de sólidos suspendidos volátiles (SSV):	8.27 g/L
DQOt inicial del medio fermentativo	15074 mg/L

El volumen de metano generado, informado a las condiciones del laboratorio ( $T=16^\circ\text{C}$ ,  $P=560$  mm Hg), se observa en la siguiente gráfica:



Los datos anteriores referidos a condiciones de  $25^\circ\text{C}$  y 1atm, así como al volumen de el fermentador se observan a continuación:



De la gráfica anterior se deduce que  $d(V_{CH_4})/dt = 0.0384 \text{ L CH}_4/\text{L reactor}$ . La actividad metanogénica se calcula como:

$$AcM = [d(V_{CH_4})]/dt \times (1/SSV)$$

El valor de la actividad del lodo inoculado fué **0.004 L CH<sub>4</sub>/g SSV d**, lo cual equivale a **0.0132g DQO-CH<sub>4</sub>/gSSV d**

**ANEXO E**  
**TABLAS DE DATOS**

A continuación se muestran los datos recopilados en los diferentes puntos de experimentación estudiados.

TIEMPO (horas)	BIOGAS (mL) 25°C, 1atm	DQO <sub>i</sub> (mg O <sub>2</sub> /L)	DQO <sub>f</sub> (mg O <sub>2</sub> /L)	pH <sub>i</sub>	pH <sub>f</sub>
978,92	4377,6	23012	1413	7,06	6,65
1003,42	4594,2				
1026,67	4816,9	24234	6630	7,09	6,65
1052,92	5033,5				
1075,92	5219,7	13260	5100	7,00	6,69
1103,92	5373,2				
1121,92	5491,8	11730	3468	7,03	6,83
1147,92	5624,8				
1170,75	5705,3	16830	4080	7,20	6,92
1195,25	5828,4				
1218,42	5952,3	24792	2848	7,15	6,69
1247,08	6087,6				
1266,25	6192,5	26892	5921	7,10	6,75
1290,42	6327,0				
1314,42	6473,7	21300	3883	7,10	6,65
1339,17	6643,2				
1362,92	6805,0	26891	4260	7,10	6,66
1386,67	6938,0				
1410,67	7062,7	21553	5098	7,09	6,64
1434,67	7186,6				
1458,67	7281,6	20767	3727	7,09	6,65
1482,42	7401,6				
1506,92	7485,2	33325	4837	7,09	6,8
1530,92	7625,1				
1554,42	7765,7				
1587,75	7927,6				
1602,42	8007,4				
1626,17	8065,1				

Datos para el **PUNTO 2** de experimentación (HRT=20.50 d).

TIEMPO (horas)	BIOGAS (mL) 25°C, 1atm	DQO <sub>i</sub> (mg O <sub>2</sub> /L)	DQO <sub>r</sub> (mg O <sub>2</sub> /L)	pH <sub>i</sub>	pH <sub>r</sub>
1650,92	8203,4	26337	4837	7,13	6,62
1674,92	8366,8				
1698,92	8543,2	34937	8600	7,11	6,64
1722,92	8752,9				
1746,92	8904,9	25200	7200	7,01	6,62
1772,92	9117,7				
1794,42	9307,7	26969	9360	6,99	6,62
1818,75	9525,8				
1842,92	9732,6	40800	15919	6,94	6,65
1867,42	9932,4				
1890,92	10130,8	30315	5510	6,92	6,56
1915,92	10377,8				
1941,42	10617,2				
1964,42	10811,0				
1990,42	11035,2				
2012,42	11248,0	26400	7800	7,30	6,65
2036,42	11510,2				
2059,42	11704,0	24782	8692	7,11	6,64
2084,42	11972,3				
2108,67	12213,2	23165	4520	7,06	6,65
2133,17	12467,8				
2156,67	12676,8	25425	6780	7,04	6,63
2179,92	12959,5				
2204,17	13197,4	26100	6380	7,04	6,63
2228,92	13421,6				
2254,42	13657,2	27260	5220	7,04	6,57
2276,92	13877,6				
2300,17	14101,8	26100	5800	7,04	6,67
2324,42	14360,2				
2348,42	14586,7				

Datos para el PUNTO 3 de experimentación (HRT=10.25 d).