



**UNIVERSIDAD DE CONCEPCION  
FACULTAD DE CIENCIAS BIOLÓGICAS**



## **PRODUCCIÓN DE BIOGÁS, COMO SUBPRODUCTO DE DIGESTIÓN ANAERÓBICA Y RECUPERACIÓN DE NUTRIENTES MEDIANTE MÉTODO QUÍMICO**

Presentada a la Facultad de Ciencias Biológicas de la Universidad de Concepción,  
para optar al título de Bioingeniero mención Ambiental

**CINDY FIGUEROA ALEE**

Tutora: Dra. Gladys Vidal Sáez  
Co-tutor: Dra. (c) Marisol Belmonte Soto

Concepción, 2010

## AGRADECIMIENTOS

Primero que todo, agradezco a mi familia por su apoyo incondicional durante toda mi vida, especialmente en esta etapa. Gracias a mis amigos por sus consejos y cariño.

En forma especial a la Dra. Gladys Vidal, por darme la oportunidad de desarrollar mi trabajo en el maravilloso equipo humano y científico que conforman el Grupo de Ingeniería y Biotecnología Ambiental (GIBA) del Centro EULA-Chile, y el cual ella encabeza. Por la formación y herramientas que he recibido, por las sugerencias, y por el apoyo en el desarrollo de este trabajo, muchas gracias.

A todos quienes forman, y formaron parte del GIBA durante el tiempo que he permanecido en el equipo, les agradezco en primer lugar por haberme acogido con los brazos abiertos, y por la amistad que ha surgido y que espero se mantenga en el tiempo. Mención especial a Marisol Belmonte, por guiarme, por sus enseñanzas y gran paciencia, y a Jacqueline Decap por sus valiosos consejos.

Al Centro de Ciencias Ambientales EULA-Chile y al Consejo Nacional de Producción Limpia por otorgarme el segundo premio del concurso “Tesis sobre Producción Limpia en la Región del Bío-Bío 2009”, que me permitió financiar parte del trabajo realizado.

A todo el personal de la Facultad de Ciencias Biológicas y del Centro de Ciencias Ambientales EULA, mis sitios fijos durante mis años de estudio, gracias por hacerme sentir en casa.

**INDICE GENERAL**

1	<b>INTRODUCCION</b>	6
1.1	<b>Industria porcina</b>	6
1.1.1	Principales problemas asociados a la industria porcina	6
1.1.2	Soluciones para la minimización del impacto y aprovechamiento del residuo	7
1.2	<b>Digestión anaeróbica</b>	8
1.2.1	Microbiología anaeróbica	8
1.2.2	Productos obtenidos de la digestión anaeróbica	10
1.3	<b>Reactor UASB</b>	11
1.3.1	Condiciones operacionales	12
1.4	<b>Reducción y recuperación de nutrientes</b>	14
1.4.1	Precipitación de estruvita	14
2	<b>HIPOTESIS</b>	16
3	<b>OBJETIVO GENERAL</b>	16
3.1	Objetivos específicos	16
4	<b>METODOLOGIA</b>	17
4.1	<b>Efluente</b>	17
4.2	<b>Inóculo</b>	17
4.3	<b>Sistema UASB</b>	17
4.4	<b>Biogás</b>	19
4.5	<b>Sistema de tanque agitado</b>	19
4.6	<b>Métodos analíticos</b>	20

5	<b>RESULTADOS</b>	22
5.1	<b>Reactor UASB</b>	22
5.2	<b>Producción de biogás</b>	26
5.3	<b>Balance de masa</b>	27
5.4	<b>Recuperación de nutrientes</b>	29
5.4.1	Recuperación de fosfato	29
6	<b>DICUSION</b>	32
6.1	<b>Digestión anaeróbica</b>	32
6.2	<b>Precipitación de estruvita</b>	34
7	<b>CONCLUSIONES</b>	35
8	<b>REFERENCIAS</b>	36

## RESUMEN

El purín de cerdo presenta a las concentraciones de materia orgánica expresada como Demanda Química de Oxígeno ( $> 20$  g/L) y de nutrientes como nitrógeno y fósforo ( $> 2000$  mg/L y  $>150$  mg/L respectivamente), que hacen que este residuo sea altamente contaminante.

La alternativa para la minimización de este efecto es el tratamiento anaeróbico de este residuo, proceso que además genera un producto de valor agregado como el biogás. La limitación de este proceso es el bajo porcentaje de eliminación de nutrientes por lo que se hace necesario realizar otro tipo de procedimiento para la minimización de estos compuestos. Una forma para disminuir la concentración de nutrientes en el purín antes de ser descargado al medio, es la precipitación química de estruvita ( $MgNH_4PO_4 \cdot 6H_2O$ ).

El objetivo de este estudio fue evaluar las condiciones óptimas de operación de un sistema anaeróbico para producir biogás y la recuperación de nutrientes en forma de estruvita del efluente tratado.

La operación del reactor anaeróbico se realizó en dos etapas, con un TRH para ambas de 10 días. En una primera etapa fue alimentado un reactor anaeróbico UASB, a una VCO de  $0,33$  g DQO/L·d, donde hubo una eficiencia de eliminación de DQO de un 90%. La productividad de biogás en esta fase fue de  $0,394$  L  $CH_4$ /g DQO.

En la segunda fase, la VCO aumentó a  $0,97$  g DQO/L·d, eliminándose un 85,93% de DQO. Se generaron en esta fase  $0,359$  L  $CH_4$ /g DQO.

Con el efluente tratado de la segunda fase, se realizaron ensayos de precipitación de estruvita, en un sistema de tanque agitado. El TRH fue de 4 horas para cada uno de los ensayos. Para la evaluación del porcentaje de precipitación, se varió la velocidad de agitación del sistema, que fue de  $166 - 500$  rpm, donde se obtuvieron eficiencias de precipitación de  $P-PO_4$  de un 97,95-67,75% para el rango antes señalado.

## 1 INTRODUCCION

### 1.1 Industria porcina

En el mundo el consumo de carne de cerdo se ha incrementado de 8 a 15 kg/per cápita en los últimos 40 años, hecho que ha impulsado la crianza y engorda industrializada del sector porcino, que consiste en mover a los animales de los pastos por lotes a grandes planteles, donde están confinados y alimentados durante toda su vida hasta que estén listos para el mercado (Burkholder *et al.*, 2007; FAOSTAT, 2009).

En el año 2009, la producción anual de carne de cerdo en Chile representó el 38% de la producción total de carnes, de esta producción se exportó el 40%. En la actualidad, estas exportaciones llegan a lugares tan exigentes como Japón, Corea del Sur, y países de la Unión Europea (ASPROCER, 2010).

#### 1.1.1 Principales problemas asociados a la industria porcina

Para los empresarios del sector, el hecho de mantener gran cantidad de animales en planteles, ha significado una forma de inspeccionar el proceso, controlando el clima y automatizando las operaciones de alimentación, y suministro de agua a los animales. Sin embargo, esto ha traído consigo la concentración de residuos gaseosos, líquidos, y sólidos, que afectan directamente el ambiente, y por consiguiente, la calidad de vida de los trabajadores, pobladores de comunidades aledañas, e incluso de los mismos cerdos (Cole *et al.*, 2000).

Uno de los medios más estudiados para cualificar y cuantificar los efectos de este residuo industrial es el acuático. La materia orgánica expresada como la Demanda Química de Oxígeno (DQO) en el purín porcino, hace que éste (si es descargado a algún cauce) compita por el oxígeno disuelto con los organismos acuáticos. Mientras que elevadas concentraciones de nutrientes,  $>80 \mu\text{g/L}$  y  $>1800\mu\text{g/L}$  de nitrógeno y fósforo respectivamente, pueden promover el fenómeno de eutroficación, que consiste en la excesiva proliferación de algas, y aparición de blooms de cianobacterias. Esto debido a que cuando estos organismos mueren, se genera una gran cantidad de materia orgánica a degradar, que reduce la concentración de oxígeno disuelto para los organismos acuáticos (Ryding y Rast, 1992; Cole *et al.*, 2000; Burkholder *et al.*, 2007).

Es por esto que la aplicación de purín de cerdo sin tratamiento previo en el suelo, contribuye al desequilibrio debido a la acumulación de los elementos presentes en este tipo de residuo (Campos, 2001; Otabbong *et al.*, 2007). Conocer la composición de este residuo, y los impactos ambientales asociados a él, han permitido diseñar o implementar tratamientos capaces de reducir el potencial daño.

#### 1.1.2 Soluciones para la minimización de impacto y aprovechamiento del residuo

##### *Tratamiento primario*

En esta etapa se incluyen normalmente dos operaciones, la homogenización y la separación de fases sólido-líquido. La homogenización, se efectúa para absorber las diferencias de flujo y concentración que aparecen durante la operación. En la operación de separación, la fracción sólida obtenida es dirigida a un proceso de compostaje, y la fracción líquida es comúnmente tratada para reducir su contenido en materia orgánica (Peralta *et al.*, 2005; González-Fernández *et al.*, 2008). Para realizar la separación sólido-líquido se utilizan métodos físicos como la filtración, flotación y centrifugación (González-Fernández *et al.*, 2008).

##### *Tratamiento secundario*

El tratamiento secundario tiene como objetivo la reducción de compuestos biodegradables presentes en el purín de cerdo. Debido a que los purines porcinos presentan altas concentraciones de materia orgánica (>10 g/L de DQO) la tecnología más apropiada para su tratamiento es la digestión anaeróbica. Esto debido a que frente al tratamiento aeróbico resulta más económico, asociado a los costos energéticos asociados a la aireación y disposición de los lodos generados en el proceso. A su vez, el tratamiento anaeróbico es posible obtener un producto de valor agregado como el biogás para abastecer de energía. El 65% de esta energía puede abocarse a la generación de energía térmica, mientras que aproximadamente el 35% restante, puede ser utilizado para la generar electricidad. El efluente tratado, en cambio, puede ser utilizado como fertilizante, pero debe cumplir con ciertas características como: ser un producto estable, presentar una mínima concentración de materia orgánica fácilmente degradable, una mínima concentración de metales pesados y compuestos tóxicos, nula presencia de organismos patógenos, y no presentar olor, para evitar la aparición de vectores (Campos, 2001; Peralta *et al.*, 2005; Sánchez *et al.*, 2005; Chamý y Vivanco, 2007).

## 1.2 Digestión anaeróbica

La digestión anaeróbica (DA), es un proceso biológico realizado por un consorcio bacteriano bajo condiciones en ausencia de oxígeno, encargados de transformar la materia orgánica (sustrato) en biogás, una mezcla de metano o  $\text{CH}_4$ , dióxido de carbono o  $\text{CO}_2$  y trazas de otros elementos (Chynoweth *et al.*, 1998; Díaz-Báez *et al.*, 2001; Campos, 2001).

Dentro de las ventajas que presenta este procedimiento, se encuentran: la homogenización de la composición, reducción de la cantidad de sólidos totales y volátiles (e.g. sólidos volátiles entre un 40-60%), reducción de la materia orgánica, transformación del nitrógeno orgánico a nitrógeno amoniacal (el que debe ser tratado posteriormente), producción de biogás constituido principalmente por metano, como fuente de energía renovable no convencional, entre otros. En el caso del tratamiento de purín de cerdo, mediante el proceso anaeróbico, se estima que la producción de metano es de  $0,35 \text{ m}^3$  de metano por cada kilogramo de DQO removida (Ramalho, 1996; Chynoweth *et al.*, 1998; Campos, 2001; Díaz-Baéz *et al.*, 2002).

### 1.2.1 Microbiología anaeróbica

La DA, como proceso biológico, involucra diversos grupos de bacterias anaeróbicas facultativas y anaeróbicas estrictas, las cuales utilizan en forma secuencial los productos metabólicos generados por cada grupo.

El proceso consta de varias etapas, se inicia con la hidrólisis de polisacáridos, proteínas y lípidos por acción de enzimas extracelulares producidas por *microorganismos hidrolíticos*. Los productos de esta reacción son moléculas de bajo peso molecular, como azúcares, aminoácidos, ácidos grasos, y alcoholes, los cuales son transportados a través de la membrana celular. Posteriormente, son fermentados por los *microorganismos acidogénicos* a ácidos grasos con bajo número de carbonos (AGV), tales como: ácido fórmico, propiónico y butírico, y compuestos reducidos como el etanol,  $\text{H}_2$  y  $\text{CO}_2$ . Los ácidos grasos de cadena corta, en cambio son convertidos a acetato, hidrógeno y dióxido de carbono por acción *microorganismos acetogénicos*. *Microorganismos metanogénicos*, en cambio convierten el acetato producido en la etapa anterior a  $\text{CH}_4$  y  $\text{CO}_2$ , o reducen el  $\text{CO}_2$  a  $\text{CH}_4$ . Mientras que, en menor proporción compuestos como el metanol, metilaminas y ácido fórmico, también pueden ser utilizados como sustratos por el grupo metanogénico (Campos, 2001; Díaz –Baéz *et al.*, 2002). La diversidad de cada uno de estos grupos bacterianos, son descritas a continuación.

### *Microorganismos hidrolíticos*

Este grupo está conformado en su mayoría por bacterias anaeróbicas obligadas. En este nivel trófico se han encontrado especies mesofílicas de los géneros *Bacteroides*, *Clostridium*, *Butirovibrio*, *Eubacterium*, *Bifidobacterium*, *Lactobacillus*, entre otros.

Con determinados sustratos, la etapa de hidrólisis puede ser la etapa limitante en la degradación de la materia orgánica, como ocurre por ejemplo con los lípidos, que al ser hidrolizados lentamente pueden limitar la digestión anaeróbica de los residuos que contienen altas concentraciones (>2 g/L) de este tipo de macromoléculas (Angelidaki et al., 1996; Montalvo y Guerrero, 2003).

### *Microorganismos acidogénicos*

Este grupo, denominado también microorganismos fermentativos, utilizan moléculas como: aminoácidos, ácidos grasos, azúcares de bajo peso molecular, etc., los cuales son fermentados para generar compuestos fácilmente utilizables por los microorganismos metanogénicos (e.g. ácido acético, H<sub>2</sub>) y compuestos orgánicos más reducidos (e.g. etanol, ácido butírico, etc.), los cuales son oxidados por los microorganismos acetogénicos a sustratos que sean utilizables por los metanogénicos. A esta clasificación pertenecen bacterias del género *Clostridium*, y *Propionibacterium* (Campos, 2001).

### *Microorganismos acetogénicos*

Los grupos pertenecientes a este nivel, incluyen una amplia variedad de bacterias Gram (-) y Gram (+) formadoras de esporas, como *Clostridium acetivum* y *Acetobacterium woodii* (Díaz-Báez et al., 2001).

### *Microorganismos metanogénicos*

En este grupo se encuentran los microorganismos que forman parte del dominio *Archaea*. Son microorganismos anaeróbicos obligados. Filogenéticamente, corresponden al grupo más primitivo, ya que fueron descubiertas en condiciones extremadamente reducidas. Desde el punto de vista metabólico, son los únicos capaces de generar metano, ya que poseen enzimas hidrogenasas encargadas de la producción de este compuesto.

De acuerdo al tipo de sustrato, los microorganismos metanogénicos se subdividen en: hidrogenótrofos, capaces de metabolizar el H<sub>2</sub> y CO<sub>2</sub>; acetoclastos, que producen CH<sub>4</sub> y CO<sub>2</sub> a

partir de acetato; y el grupo de los metiltrofos, que metabolizan compuestos como metilaminas, y metilsulfuros.

El género *Methanosarcina*, corresponde al conjunto más versátil entre los metanógenos, ya que existen especies capaces de utilizar hidrógeno, metilaminas, y acetato para generar metano (Montalvo y Guerrero, 2003).

### 1.2.2 Productos obtenidos de la digestión anaeróbica

*Efluente tratado.* Luego del proceso de digestión anaeróbica, se obtiene un efluente estabilizado, con aproximadamente un 70% menos de materia orgánica. Presenta un aumento en el contenido de nitrógeno amoniacal, y una alta concentración de fosfatos ( $> 20$  mg/L), debido a que este tipo de tratamiento no es capaz de reducir los contenidos en nutrientes presentes en el agua residual (Campos, 2001; Choi, 2007).

*Biogás.* Es una mezcla de gases, formado principalmente por  $\text{CH}_4$  (50-70%),  $\text{CO}_2$  (50-30%), y trazas de otros gases como ácido sulfídrico ( $\text{H}_2\text{S}$ ), hidrógeno ( $\text{H}_2$ ), entre otros. La composición del biogás, dependerá del material digerido, del control y del conocimiento del proceso (Campos, 2001; Díaz-Báez *et al.*, 2001; Choi, 2007).

Se ha estimado que como producto de la DA del purín de cerdo, es posible obtener aproximadamente  $480 \text{ m}^3$  de biogás/ton de DQO removido, con un porcentaje de metano del 60%, aproximadamente (Chamy y Vivanco, 2007).

### 1.2.3 Tecnología anaeróbica

Las tecnologías aplicadas para el tratamiento anaeróbico, pueden ser clasificados en base al crecimiento microbiano. Ejemplo de ello corresponde a los reactores de lecho fijo, que se basan en el crecimiento de los microorganismos sobre un soporte generando biopelículas (biomasa adherida). Mientras que, en un segundo grupo, corresponde a reactores que presentan crecimiento de los microorganismos en forma libre (biomasa suspendida).

En los reactores de lecho fijo, la biomasa se encuentra adherida a un soporte inerte, cuyo objetivo es aumentar la concentración de biomasa permitiendo una mayor capacidad transformadora, dado que el sistema opera en forma continua, evitando la pérdida de biomasa debido al lavado de los microorganismos en el sistema (Casas *et al.*, 2005). Ejemplos de este

tipo de sistemas son los filtros anaeróbicos, biodiscos, reactores de contacto con soporte y reactores de lecho fluido o expandido.

Biorreactores con biomasa de crecimiento libre, tienen el objetivo de mantener la biomasa en suspensión mediante el propio flujo de alimentación. Dentro de las ventajas de este tipo de sistemas se encuentra el hecho de que se trabaja con biopartículas de pequeño tamaño, lo que minimiza la resistencia a la transferencia de materia. Además, evita el taponamiento de los sistemas, ya que el lecho tiende a expandirse con la consecuente eliminación de las partículas de menor densidad (Casas *et al.*, 2005). En este grupo se encuentran los reactores de tanque agitado (STR o stirred tank reactor), de flujo ascendente con manto de lodo (UASB o upflow anaerobic sludge blanket), secuenciales discontinuos (SBR o sequencing batch reactor), y reactores anaeróbicos con deflectores (ABR o anaerobic baffled reactor). Las eficiencias de reducción de DQO para cada uno de estos reactores es de: 54,4%, 79,4%, 73% y 45,4% respectivamente (Chynoweth *et al.*, 1998; Casas *et al.*, 2005).

### **1.3 Reactor UASB**

Reactores de tipo UASB, son ampliamente utilizadas para el tratamiento de agua residual con alto contenido en materia orgánica, como es caso de los purines de cerdo (>4 g/L de DBO<sub>5</sub>) (Montalvo y Guerrero, 2003).

Las ventajas de este tipo de sistema, está asociada a su mayor eficiencia en la reducción de la materia orgánica en aproximadamente un 20% más que en reactores SBR, STR y ABR, y una producción de biogás de un 15% más de CH<sub>4</sub> que el resto de los reactores (Chynoweth *et al.*, 1998; Bortoli *et al.*, 2009).

Este modelo de reactor desarrollado en Holanda, es alimentado en forma ascendente, el cual fluye por un manto de lodo granular que entra en contacto con la materia orgánica a degradar (presente en la alimentación), y donde en la parte superior posee un separador de fases (sólido-líquido-gas) capturando el biogás que se genera (Díaz-Báez *et al.*, 2002).

Las ventajas que posee este sistema son los bajos requerimientos de energía, bajos costos de operación y mantenimiento, reducidos requerimientos en la operación y supervisión, obtención de CH<sub>4</sub>, generación de bajos volúmenes de lodos (aproximadamente un 20% menos), baja demanda de superficie de instalación, y mayor eficiencia de eliminación de materia orgánica en comparación con el resto de los reactores anaeróbicos (45% más de eficiencia) (Sánchez *et al.*, 2005; Bortoli *et al.*, 2009).

### 1.3.1 Condiciones ambientales y operacionales

*Temperatura.* Los procesos anaeróbicos ocurren mayormente en un rango mesófilo (20-40°C). La velocidad del proceso aumenta con la temperatura, pero si se trabaja bajo esta premisa, aumentan considerablemente los costos asociados a los requerimientos energéticos del sistema, por lo que trabajar en el rango mesofílico es la estrategia más recomendada. A una temperatura entorno a los 35°C es posible obtener la máxima concentración de CH<sub>4</sub>, que depende del tipo de sustrato que se metaboliza para la obtención de biogás, en el caso del purín de cerdo en Chile, la potencialidad de generación de metano es de 480 m<sup>3</sup>/ton DQO (Campos *et al.*, 2001; Díaz-Báez *et al.*, 2002; Peralta, 2005; Chae *et al.*, 2008;).

*pH.* Los microorganismos anaeróbicos, para su funcionamiento óptimo, requieren de un pH en torno a la neutralidad, entre 6,0-8,0. El pH, es una importante variable de control del sistema, ya que una sobrecarga de materia orgánica puede causar un desequilibrio entre la producción y consumo de AGV, produciéndose una acumulación de estos que pueden provocar un descenso en el valor del pH del sistema acidificándolo y por consiguiente la inhibición de las bacterias metanogénicas encargadas de la producción de metano (Campos *et al.*, 2001).

*Relación alcalinidad (AGV).* La medición de alcalinidad determina la capacidad tampón del agua residual, característica que se debe a la presencia de variados componentes como hidróxidos, carbonatos, y bicarbonatos de diversos elementos como, calcio, magnesio, sodio, potasio o amoníaco. Este parámetro mide la estabilidad de un sistema anaeróbico. La acumulación de AGV, es determinante de un mal funcionamiento, que ocurre cuando la acumulación de estos compuestos es mayor a la de su consumo.

La alcalinidad total (AT), corresponde a la suma de dos parámetros: alcalinidad parcial (AP), y alcalinidad intermedia (AI). AP, corresponde a la alcalinidad debido a la presencia de bicarbonato, y AI a la de AGV (Mosquera, 1998).

Para la determinación de este parámetro se realiza una valoración con ácido sulfúrico, según lo descrito por el Standard Method (APHA, 1985).

La adecuada operación de un digestor anaeróbico, depende de la capacidad tampón, y no de una excesiva acumulación de AGV, por lo que es adecuado usar la relación AI/AT como parámetro de control, que no debe exceder el valor 0,3-04 (Mosquera *et al.*, 1998)

Durante la degradación anaeróbica de la materia orgánica, se producen AGV, cuya acumulación lleva a un descenso en el sistema del pH. Este problema puede ser obviado por la capacidad tampón que posee el agua residual (e.g. alcalinidad), dado principalmente por la reacción entre el ión bicarbonato y los protones ( $H^+$ ), produciéndose una sal que impide un descenso en el pH. Un parámetro de estimación para cuantificar a cuantificación de los AGV, puede hacerse por varios métodos, destilación, cromatografía de gases, etc., pero a nivel operacional se requiere de un método rápido y económico como la alcalinidad.

Esta relación es un parámetro importante de controlar en los reactores anaeróbicos, un valor dentro del rango 0,2-0,4 indica una excelente capacidad tampón del sistema (Díaz-Báez *et al.*, 2002).

*Tiempo de residencia hidráulico (THR) y velocidad de carga orgánica (VCO)*. Otros parámetros importante, pero que tienen relación con el control del sistema, corresponden al THR y la VCO. El TRH está definido por la siguiente ecuación:

$$TRH=V/Q$$

Donde: V corresponde al volumen del reactor (litros), y Q al caudal de la alimentación o influente que ingresa al sistema (L/d).

Los TRHs utilizados para el tratamiento de residuos ganaderos varían según sea el objetivo de estudio, y pueden fluctuar entre 10 a 30 días, de acuerdo al tipo de tecnología aplicada (Sánchez *et al.*, 2005).

Por otra parte la velocidad de carga orgánica (VCO) evaluada como g DQO/L·d, corresponde a la concentración de materia orgánica (DQO) que ingresa al sistema por unidad de volumen y tiempo, siendo directamente dependiente de la concentración del substrato y del tiempo de retención hidráulico, definido por la siguiente ecuación:

$$VCO = (M.O)/TRH$$

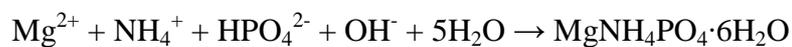
Donde: M.O, corresponde a la concentración de materia orgánica (g DQO/L) del residuo, y TRH (d). Este parámetro de control, es importante para un futuro escalamiento del sistema (Campos *et al.*, 2001; Sánchez *et al.*, 2005).

## 1.4 Reducción y recuperación de nutrientes

La digestión anaeróbica a pesar de ser ampliamente utilizada en el tratamiento de la materia orgánica, no es eficiente en cuanto a la disminución de nutrientes, como nitrógeno y fósforo, ya que sólo es capaz de reducir estos compuestos entre un 10-35%. Para reducir estos nutrientes (presentes en el efluente de purín de cerdo) existen procesos físicos, químicos y biológicos. Dentro de los procesos químicos, que permiten reducir el contenido de nutrientes y recuperarlos para su posterior utilización, se encuentra la precipitación química, obteniéndose como producto final de la reacción la estruvita, un sustrato rico en nutrientes que puede ser comercializado para su uso como fertilizante (Choi, 2007).

### 1.4.1 Precipitación de estruvita

El La precipitación de estruvita ( $\text{MgNH}_4\text{PO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$  o fosfato amónico magnésico hexahidrato), permite reducir las concentraciones de fósforo, amonio y magnesio presentes en el agua residual (Jaffer *et al.*, 2000; Yoshino *et al.*, 2003; Marti *et al.*, 2007;). La estequiometría de esta reacción se muestra a continuación:



La estruvita es un cristal, que según estudios de difracción de rayos X presenta forma ortorrómbica. Básicamente la precipitación ocurre en dos etapas: nucleación y crecimiento. La nucleación ocurre cuando los iones constituyentes (e.g.  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{NH}_4^+$ , y  $\text{HPO}_4^{2-}$ ) se combinan y dan origen al cristal embrión, dando comienzo al crecimiento del cristal hasta que se alcanza el equilibrio (Doyle y Parsons, 2002). La constante de solubilidad o  $K_{ps}$  de la estruvita, importante en la reacción, es calculado por la siguiente ecuación de equilibrio:

$$K_{ps} = [\text{Mg}^{2+}][\text{NH}_4^+][\text{HPO}_4^{2-}][\text{OH}^-]$$

Por tanto, cuando las concentraciones de estos iones superan el  $K_{ps}$  se produce la precipitación de este cristal.

### 1.4.2 Parámetros de control para precipitación

*pH.* Se ha determinado que el rango óptimo de pH, para la precipitación de la estruvita se encuentra entre 7,5 y 9,0, ya que la solubilidad de este cristal disminuye conforme aumenta el pH de la solución (Doyle y Parsons., 2002; Jaffer *et al.*, 2002).

*Temperatura.* El efecto de la temperatura sobre la precipitación de estruvita no ha sido muy estudiado. En general estos trabajos han sido desarrollados a temperatura ambiente (20-30°C). Sin embargo, se conoce que a medida que disminuye la temperatura aumenta la precipitación de los cristales (Doyle y Parsons, 2002).

*Agitación.* La agitación del sistema, por un lado permite que aumente la probabilidad de choque entre los iones que forman la estruvita permitiendo una precipitación del cristal en forma más rápida, además de la formación del stripping de CO<sub>2</sub>, situación que se relaciona con un aumento de pH, que favorece el proceso de precipitación (Yoshino *et al.*, 2002; Doyle y Parsons 2002).

*THR.* El TRH para este proceso va de 12 minutos hasta 3 horas, dependiendo de las características del agua a tratar (Yoshino *et al.*, 2000; Jaffer *et al.*, 2002). En purín de cerdo, el TRH para la precipitación de estruvita según estudios encontrados en literatura es entre 0,5-6 horas (Suzuki *et al.*, 2002).

Cabe destacar que en purín de cerdo, la razón de PO<sub>4</sub>: Mg: NH<sub>4</sub><sup>+</sup>, es de 1: 0,81: 16,4, por lo que si el objetivo es eliminar por ejemplo el fosfato presente en el residuo, es necesario adicionar una fuente de magnesio como Mg(OH)<sub>2</sub> para favorecer la formación del cristal (Suzuki *et al.*, 2002; Jaffer *et al.*, 2002).

## **2 HIPOTESIS**

El tratamiento anaeróbico del purín de cerdo genera dos subproductos con valor agregado, el biogás producido durante la transformación de la materia orgánica, y la estruvita producto de la recuperación de nutrientes de un efluente tratado anaeróbicamente.

## **3 OBJETIVO GENERAL**

Evaluar las condiciones óptimas de operación de un sistema anaeróbico para producir biogás y nutrientes en forma de estruvita del efluente tratado anaeróbicamente.

### **3.1 Objetivos específicos**

- Evaluar las condiciones óptimas de operación de un sistema de digestión anaeróbica.
- Determinar las condiciones máximas de obtención de metano a partir de purín crudo.
- Evaluar las condiciones óptimas de operación para la obtención de nutrientes en forma de estruvita de un efluente tratado anaeróbicamente.

## **4 METODOLOGIA**

### **4.1 Efluente**

El efluente de estudio, correspondió a la fase líquida de purín de cerdo proveniente de un plantel de engorda de cerdos de la Región del Bío Bio (“Fundo San Guillermo” de propiedad de Sucesión Salvador Yanine Abadi). El efluente fue extraído a la salida del tratamiento primario, recolectado en bidónes de 20 L, y almacenados a 4°C en cámara fría.

### **4.2 Inóculo**

El inóculo empleado para la puesta en marcha del reactor anaeróbico, provino de una planta de tratamiento de RILES, específicamente de digestores de lodos anaeróbicos, de una industria cervecera localizada en la Región de La Araucanía. Previo a inocular el reactor, el lodo fue mantenido en una baño termóstático de marca Memmert, a una temperatura de 37°C, y alimentado con acetato de sodio como fuente de carbono orgánico durante dos semanas.

### **4.3 Sistema UASB**

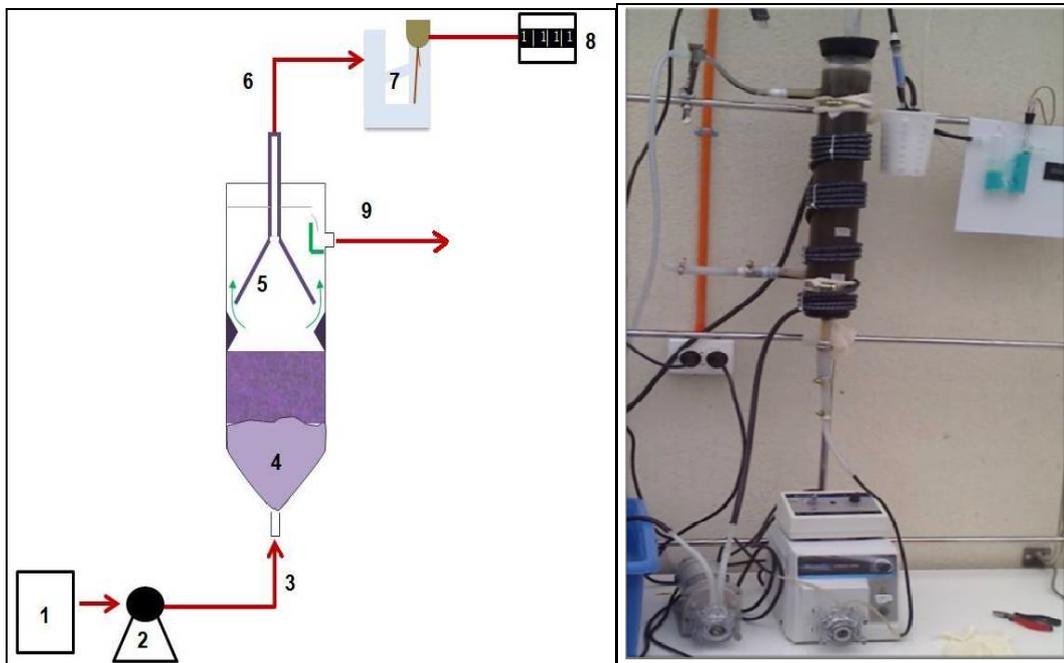
La biodegradabilidad anaeróbica del purín de cerdo, se realizó mediante un sistema UASB (Figura 1), cuyo volumen total fue de 2,75 L, y volumen útil de 2,5 L. Las dimensiones geométricas del reactor correspondieron a: altura 58 cm; diámetro: 8,4 cm; y relación altura/diámetro de 6,9. El reactor anaeróbico UASB fue instalado en el invernadero perteneciente al Grupo de Investigación de Biotecnología Ambiental, de la Universidad de Concepción. El reactor fue inoculado con 10 g SSV/L de lodo anaeróbico (actividad metanogénica específica inicial: 0,3 g DQO/g SSV·d) proveniente del tratamiento de industria cervecera, y alimentado con efluente de purín de cerdo. La estrategia operacional del sistema, fue aumentar paulatinamente la VCO (VCO inicial 0,3 g DQO/L·d). Para mantener la temperatura del proceso a  $37,0 \pm 2,0$  °C en el interior del reactor, se instaló un baño termóstático, marca Julab Type I modelo E, haciendo circular agua de forma continua a través, de mangueras externas enrolladas alrededor del reactor. El agua caliente fue impulsada a través de bombas peristálticas marca Masterflex, al igual que la alimentación del sistema. Las condiciones iniciales de TRH del sistema fue de 10 días (Belmonte *et al.*, 2008).

Para el seguimiento del sistema correspondiente a la fracción líquida, se analizaron muestras totales y solubles, estas últimas filtradas mediante filtro Gelman de 0,45  $\mu\text{m}$  de tamaño de poro. Como parámetros de control, fueron evaluados: pH, DQO (total y soluble),  $\text{DBO}_5$ , alcalinidad total (AT), alcalinidad parcial (AP), y alcalinidad intermedia (AI), nitrógeno total (NT), nitrógeno como amonio ( $\text{N-NH}_4^+$ ), , fósforo total (PT), sulfato ( $\text{SO}_4^{-2}$ ), cloruros (Cl), conductividad, sólidos suspendidos totales (SST) y sólidos suspendidos volátiles (SSV). Parámetros operacionales, como VCO y el TRH del sistema. Con los parámetros evaluados se determinó la biodegradabilidad anaeróbica de los distintos compuestos, mediante la eficiencia de eliminación utilizando la siguiente expresión (Vidal *et al.*, 2000):

$$\%E = \frac{Q_e \cdot C_e - Q_s \cdot C_s}{Q_e \cdot C_e} \cdot 100$$

Donde: %E corresponde al porcentaje de eliminación; Q es el caudal (L/d);  $C_e$  es la concentración del compuesto a la entrada del sistema; y  $C_s$  es la concentración del compuesto a la salida del sistema.

En relación a la fase gaseosa, sólo se evaluó el caudal de biogás mediante un contador de pasos.



**Nomenclatura:** 1: Influyente de purín de cerdo; 2: Bomba peristáltica de alimentación; 3: Entrada del purín crudo; 4: Manto de Lodo granular; 5: Separador de fases; 6: Salida de biogás producido; 7: Medidor de biogás; 8: Contador; 9: Salida de efluente tratado.

**Figura 1. a)** Esquema reactor UASB; **b)** foto del reactor anaeróbico tipo UASB.

#### 4.4 Biogás

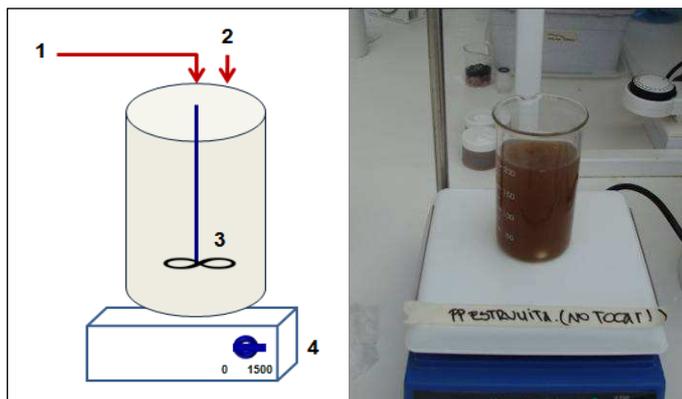
Para cuantificar el caudal de biogás generado durante la digestión anaeróbica del purín de cerdo, se midió a través de un contador de biogás. El fundamento de este contador está dado por la presión generada por el biogás producido por el sistema, que desplaza un volumen de agua que tendrá contacto con un conductor de electricidad, registrándose un paso equivalente a un volumen de biogás determinado.

En la parte superior del digestor, se encuentra una salida conectada a una jeringa rellena con sílica gel para absorber el vapor de agua presente en el biogás. A continuación, el gas pasó por un vaso relleno con hidróxido de sodio para atrapar el  $\text{CO}_2$  presente en el gas. De este modo, la constitución principal del biogás evaluado a través del contador correspondería al metano, el que provocó una diferencia de presión, desplazando un volumen de líquido en el contador de biogás equivalente al volumen de metano producido en el sistema UASB igual a 30 mL, aproximadamente.

#### 4.5 Sistema de tanque agitado

Para recuperar los nutrientes generados durante la digestión anaeróbica, específicamente a partir del efluente tratado, se aplicó la precipitación química de estruvita mediante un sistema de tanque agitado (Figura 2) a escala de laboratorio, cuyo volumen útil fue de 0,2 L. Las dimensiones corresponden a: altura de 12 cm, y 5 cm de diámetro. Para este proceso, se evaluó la generación de estruvita ( $\text{MgNH}_4\text{PO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ ) a distintas diluciones del efluente de purín de cerdo (entre 40 a 100%), y a diferentes velocidades de agitación (rango de 166 a 1500 rpm), a una temperatura de  $15 \pm 2^\circ\text{C}$ , a pH 9. Como fuente de  $\text{Mg}^{2+}$  se adicionó  $\text{Mg}(\text{Cl})_2$ .

Para conocer la masa de  $Mg(Cl)_2$  a adicionar, la concentración inicial de  $Mg^{2+}$  fue determinada en el efluente antes de la precipitación, por la técnica de espectroscopia de absorción atómica, de acuerdo a lo establecido en la NCh 2313/10 Of 96. En las corrientes de entrada y salida, fueron evaluadas las concentraciones de  $PO_4^{3-}$ , ST y SST. El THR fue de 4 horas.



**Nomenclatura:** 1: Efluente de purín de cerdo tratado; 2: Adición de  $Mg(Cl)_2$ ; 3: Agitador del sistema; 4: Control de velocidad de agitación.

**Figura 2.** a) Esquema del sistema de tanque agitado para precipitación de estruvita; b) fotografía del sistema de precipitación.

#### 4.6 Métodos analíticos

Para determinar las características física-químicas de la entrada y salida del sistema anaeróbico de tratamiento, se evaluaron los siguientes parámetros: DQO (s: soluble y t: total), ST, SV, SST, SSV de acuerdo con los protocolos establecidos en Standard Methods (APHA – AWWA – WPCF, 1985).

Se determinó el oxígeno consumido por los microorganismos ( $DBO_5$ ) según el método de Winkler azida modificado por Carpenter (1965).

Parámetros como: COT, NT,  $N-NH_4^+$ , y PT fueron determinados mediante kit específicos de Spectroquant NOVA-60 de la Merck (Figura 3a), cuyas metodologías se resumen en la Tabla I. Parámetros como: temperatura, pH, conductividad eléctrica (CE), potencial redox, resistividad, concentración de sólidos totales disueltos (TDS) y cloruro de sodio (NaCl) fueron medidos utilizando el equipo portátil Oakton PC650 (Figura 3b).

La alcalinidad total y parcial (AT y AP), fue determinada de acuerdo a lo descrito por Rozzi (1986), siendo la alcalinidad intermedia (AI) la diferencia entre la AT y AP, determinando la relación con los AGV ( $AI/AT: < 0,3-0,4$ ).

De acuerdo al protocolo propuesto por Lowry (1951), fue determinada las proteínas en las distintas corrientes.

En tanto las concentraciones de magnesio y calcio, fueron determinadas mediante la técnica de espectroscopía de absorción atómica en equipo Perkin Elmer A Analyst 400.



**Figura 3 a.** Espectrofotómetro para kits Spectroquant NOVA-60; **3 b** equipo multiparámetro OAKTON PC650.

**Tabla I.** Métodos evaluados mediante Spectroquant NOVA-60.

Parámetro	Código Merck	Rango	Método
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	1.14752.0001	0,010-3,00(N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> ) 0,013-3,86 ( NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> )	Indophenol Blue
NT	1.00613.0001	0,5-15,0 (mg N/L)	Koroleff digestion, 2,6-dimethylphenol
PT	1.14729.0001	0,5-25,0 (P- PO <sub>4</sub> <sup>-</sup> ) 1,5-76,7 (PO <sub>4</sub> <sup>-</sup> ) 1,1-57,3 (P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	Phosphor-molybdenum blue

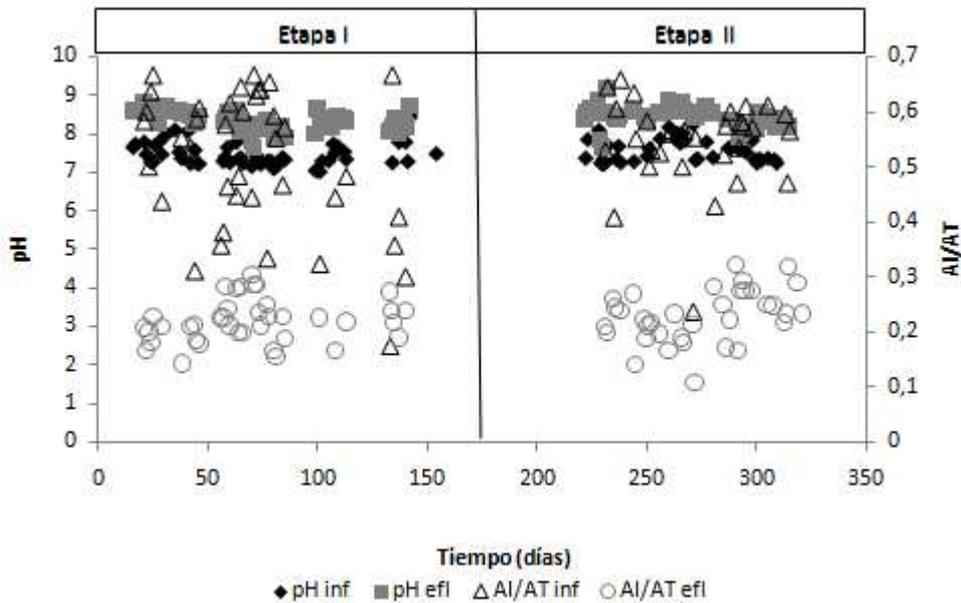
## 5 RESULTADOS

Durante los 315 días de operación del reactor UASB, con interrupciones debido al desabastecimiento de agua y electricidad a causa del terremoto del 27 de febrero de 2010, el sistema ha sido alimentado a dos VCO. La primera fase de operación, correspondió a una VCO de  $0,32 \pm 0,11$  g DQO/L·d, mientras que durante la segunda fase, la VCO fue incrementada a  $0,94 \pm 0,14$  g DQO/L d.

Con respecto a los ensayos de precipitación de estruvita, estos fueron iniciados con el efluente tratado correspondiente a la segunda fase de operación del reactor UASB.

### 5.1 Reactor UASB

En la Figura 4 se muestra la evolución del pH y de la relación AI/AT durante los 330 días de operación del sistema. El pH del influente fue mantenido durante toda la operación en  $7,0 \pm 0,2$ . El pH del efluente durante la primera etapa fue de  $8,34 \pm 0,26$ , mientras que en la segunda etapa fue de  $8,40 \pm 0,27$ . De esta manera la relación de AI/AT en las dos etapas se mantuvo entre 0,2 y 0,3, característicos de este tipo de sistemas anaeróbicos.

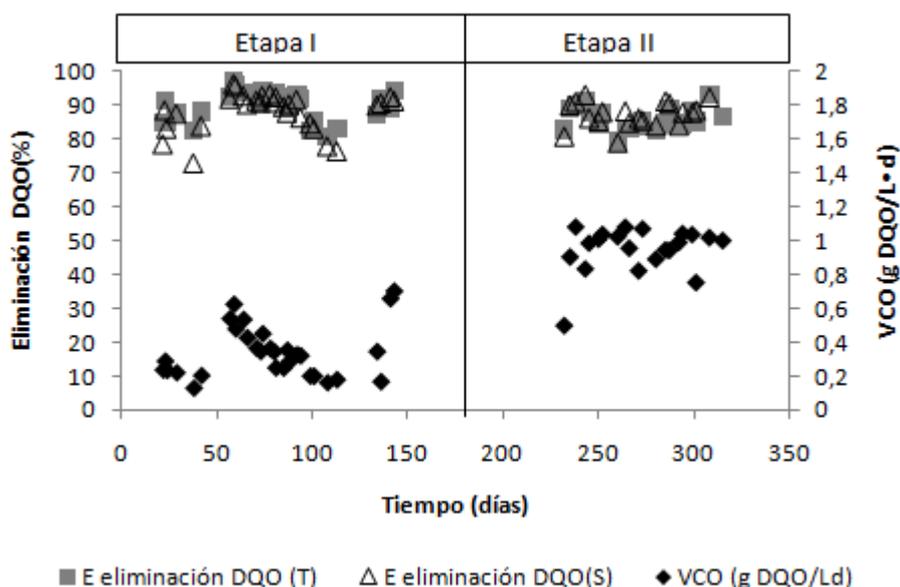


**Figura 4.** Evolución de pH y AI/AT en el sistema.

El reactor fue alimentado durante todo el periodo de operación con un influente de purín de cerdo a pH7. En el efluente tratado el pH se incrementó a 8, que se relaciona con un descenso en la concentración de AGV en el reactor, producto de la digestión anaeróbica.

Lo señalado anteriormente, se confirma con la comparación entre la relación AI/AT del influente y efluente. Mientras la relación  $AI/AT_{inf}$ , fluctuó entre los valores 0,3 - 0,68,  $AI/AT_{efl}$ , se mantuvo en el rango 0,15 – 0,3.

La Figura 5, muestra el comportamiento de la VCO y la degradación de la materia orgánica total y soluble expresada como DQO, para cada una de las etapas de operación durante los 315 días. Durante la primera etapa, la VCO fue de 0,33 g DQO/L·d, aumentando en un 193,93% durante la segunda etapa. La eficiencia en la degradación de la materia orgánica fluctuó entre 87,93 y 90,00 % en la primera etapa, mientras que en la segunda etapa fue de 85,93% para la DQO(T), y 87,07% para la DQO(S).

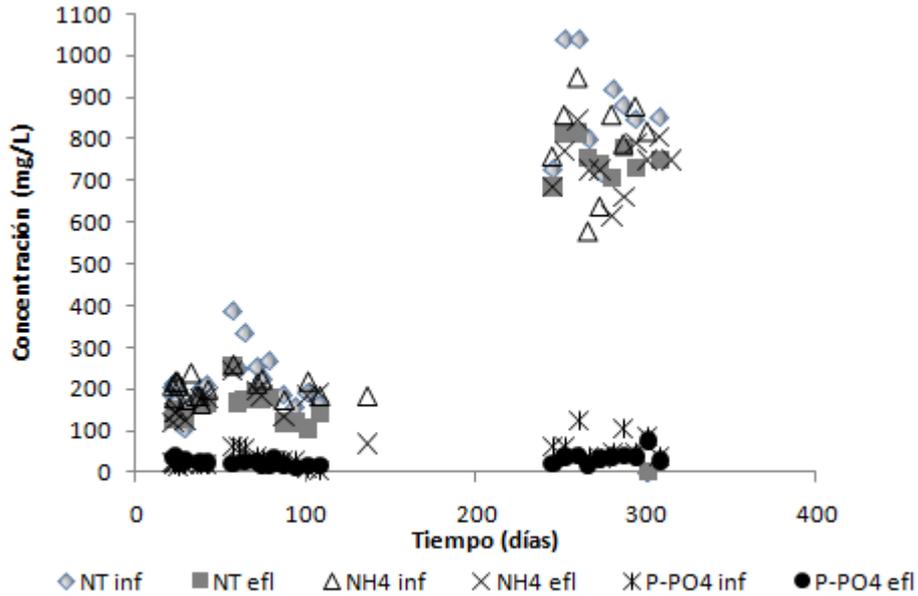


**Figura 5.** Comportamiento de la VCO y eficiencia de eliminación de la materia orgánica.

La Figura 6, muestra la evolución de los nutrientes en el sistema UASB dinámica de la concentración de nutrientes en sistema de tratamiento anaeróbico. Durante la primera etapa la concentración de NT en el influente fue de 217,90 mg/L, mientras que en el efluente fue de 154,29 mg/L. Valores similares presenta el amonio, 167,90 mg/L en el efluente. Para el fósforo, no se observa una eliminación, ya que la concentración en el influente es similar al efluente.

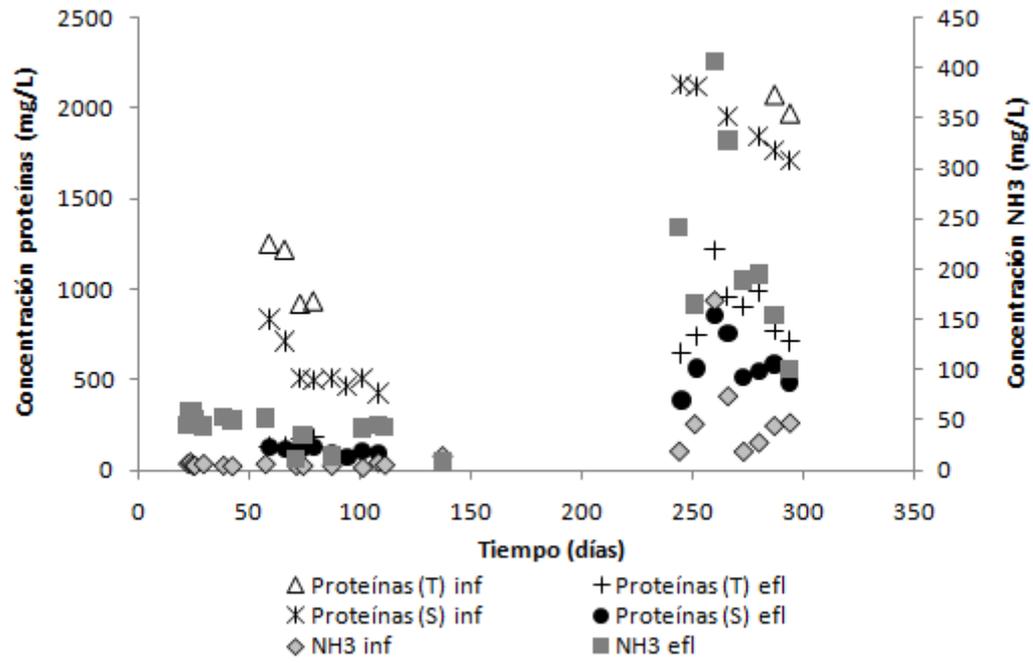
Durante la segunda etapa, la concentración de NT y de amonio en el sistema aumentó a 870,44 mg/L y 752,77 mg/L, respectivamente. Observando en ocasiones el aumento del amonio a la salida del sistema debido a la transformación del nitrógeno orgánico presente en el efluente de

purín de cerdo, a amonio característico de la digestión anaeróbica. El fósforo en el influente aumenta a 64,20 mg/L, mientras que en el efluente es de 57,25 mg/L.



**Figura 6.** Comportamiento de los nutrientes en el reactor UASB.

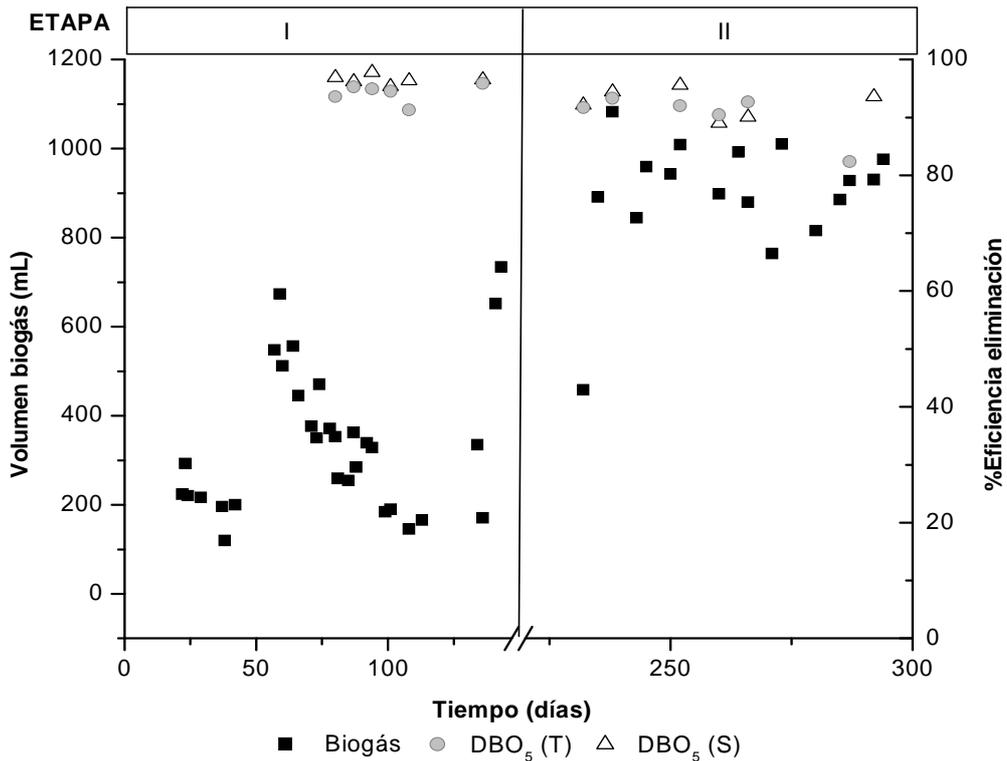
En la Figura 7, se muestra la dinámica de concentración de amonio libre, determinada a partir de la ecuación propuesta por Anthonisen et al., 1976, y la concentración de proteínas, a la entrada y salida del reactor. Durante la primera etapa la concentración promedio de proteínas totales en el influente fue de 1076,64 mg/L, y en el efluente de 153,09 mg/L, experimentándose un porcentaje de eliminación de un 85,78%, en tanto, la concentración de proteínas solubles en el influente fue de 639,36 mg/L promedio y 121,04 mg/L en el efluente. Las concentraciones de amonio libre para el influente y efluente fueron de 5,80 y 42,95 mg/L respectivamente. En la segunda etapa la concentración de proteínas totales fue de 3010,97 mg/L, y 713,24 mg/L para el influente y efluente respectivamente, mientras que la concentración de proteínas solubles fue de 2081,98 mg/L para el influente y 586,46 mg/L en el efluente. En el influente, la concentración promedio de amonio libre fue de 56,04 mg/L, y en el efluente de 250,00 mg/L.



**Figura 7.** Dinámica de concentración de proteínas en el sistema y evolución de la concentración de amonio libre.

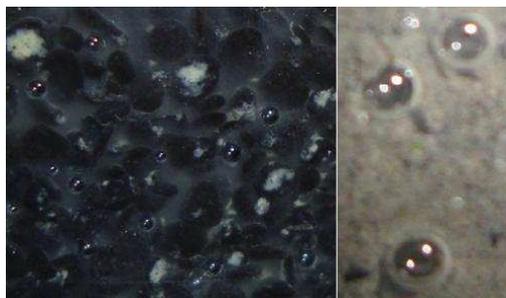
## 5.2 Producción de biogás

En la Figura 8, se muestra el gráfico de producción de biogás en el tiempo, y su relación con la eficiencia de eliminación de  $\text{DBO}_5$ . Durante la primera etapa, se produjeron en promedio 329,22 mL de biogás/d, mientras que al aumentar en la VCO, la producción de biogás aumentó a 848,38 mL/d.



**Figura 8.** Producción de biogás en el tiempo de operación y la eficiencia de eliminación de  $\text{DBO}_5$ .

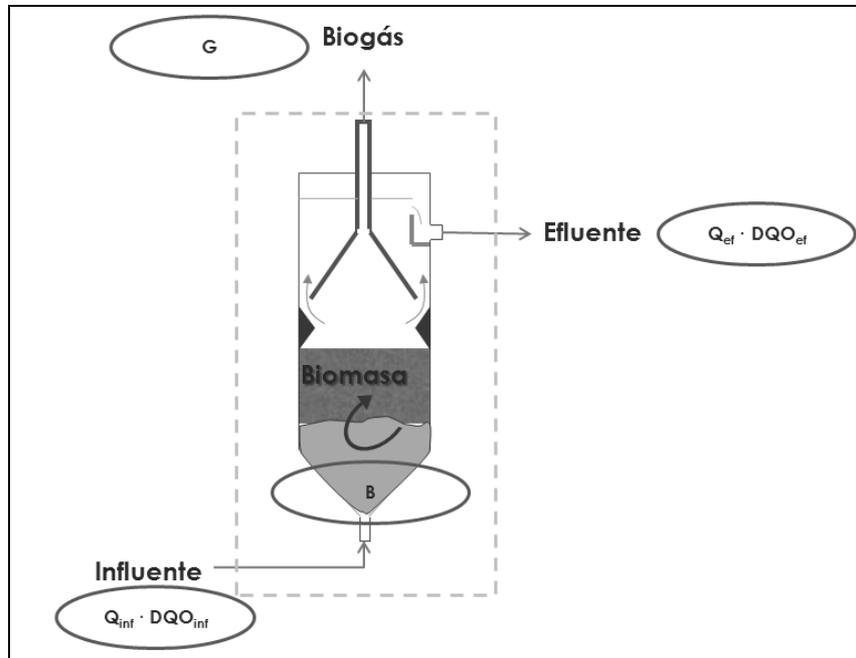
En la Figura 9, se muestra una fotografía correspondiente a la generación de burbujas de biogás.



**Figura 9.** Fotografía de formación de burbujas en cama de lodos del reactor UASB.

### 5.3 Balance de masa

Se realizó un balance de materia orgánica promedio diario, utilizando como componentes del cálculo lo señalado en la Figura 10.



**Figura 10.** Esquema de componentes utilizados en el balance de masa

Para el balance, se consideró al sistema de tratamiento como un proceso en estado estacionario ocupando la siguiente ecuación:

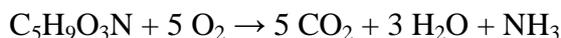
$$Q_{inf} \cdot DQO_{inf} = Q_{ef} \cdot DQO_{ef} + B + G$$

Donde:  $Q_{inf}$ , y  $Q_{ef}$ , corresponden a los caudales de influente y efluente respectivamente;  $DQO_{inf}$  y  $DQO_{ef}$ , concentración de materia orgánica expresada en DQO del influente y efluente;  $B$ , materia orgánica transformada en nueva biomasa;  $G$ , materia orgánica transformada en biogás.

#### 5.3.1 Fundamento

Para llevar a cabo los cálculos, se utilizó un rendimiento de biomasa ( $Y_B$ ) de 0,06 g de células/g DQO removido (Polanco et al., 1988).

La fórmula de la composición microbiana utilizada para este balance, corresponde a  $C_5H_9O_3N$  (Polanco et al., 1988), fórmula a la que se le calculó la DQO por medio de la siguiente ecuación estequiométrica.



Para calcular el volumen de biogás generado, se utilizó la relación propuesta por Chamy y Vivanco (2007), donde se señala que por cada tonelada de DQO removida en el purín de cerdo, es posible obtener 480 L de biogás.

### 5.3.2 Resultados del balance

La Tabla 1, muestra los rangos de valores de varios componentes para cada etapa, los promedios y sus respectivas desviaciones estándar, calculados diariamente.

**Tabla II.** Resumen de parámetros considerados para el balance.

	ETAPA			
	I		II	
	Rango	Promedio	Rango	Promedio
$Q_{inf} \cdot DQO_{inf}$ (g)	0,33 – 1,64	$0,86 \pm 0,38$	1,24 – 2,69	$2,36 \pm 0,35$
$Q_{ef} \cdot DQO_{ef}$ (g)	0,04 – 0,18	$0,07 \pm 0,02$	0,18 – 0,53	$0,34 \pm 0,09$
B (g)	0,02 – 0,11	$0,06 \pm 0,03$	0,07 – 0,17	$0,28 \pm 0,02$
G (g)	0,30 – 1,40	$0,71 \pm 0,34$	0,95 – 2,25	$1,87 \pm 0,28$

Los resultados totales para cada etapa de operación del sistema de tratamiento anaeróbico, fueron considerados un total de 145 días para la Etapa I, y 91 días para la Etapa II, y el reemplazo de los valores obtenidos en la ecuación de balance de materia se muestran a continuación:

#### *Etapa I:*

$$121,075 \text{ g } (Q_{inf} \cdot DQO_{inf}) = 10,585 \text{ g } (Q_{ef} \cdot DQO_{ef}) + 7,250 \text{ g } (B) + 101,500 \text{ g } (G)$$

$$121,075 \text{ g} = 119,335 \text{ g}$$

Siendo el error para este balance de un 1,44%.

#### *Etapa II:*

$$215,033 \text{ g } (Q_{inf} \cdot DQO_{inf}) = 31,304 \text{ g } (Q_{ef} \cdot DQO_{ef}) + 10,829 \text{ g } (B) + 136,955 \text{ g } (G)$$

$$215,033 \text{ g} = 179,088 \text{ g}$$

Siendo el error para este balance de un 16,77%.

En la Etapa I, por cada gramo de DQO alimentado se produjeron 0,394 L de biogás, mientras que en la Etapa II, este valor fue de 0,359 L.

## 5.4 Recuperación de nutrientes

### 5.4.1 Resultados de concentración de $Mg^{2+}$ y $Ca^{2+}$

En la Tabla III, se muestran los resultados de la concentración de magnesio y calcio determinados por la técnica de espectroscopia de absorción atómica.

**Tabla III.** Caracterización de compuestos relacionados con la precipitación de estruvita, para un efluente al 40%.

<b>P-PO<sub>4</sub>*</b>	<b>Mg<sup>2+</sup></b>
31,83 mg/L	11,90 mg/L

\*Concentración determinada espectrofotométricamente con kit Spectroquant NOVA-60

En Tabla IV, se resumen las concentraciones molares de reactantes formadores de estruvita.

**Tabla IV.** Concentraciones molares de reactantes en efluente a tratar.

	<b>Masa inicial (mg/L)</b>	<b>mmoles/L iniciales</b>
Mg <sup>2+</sup>	11,90	0,49
PO <sub>4</sub>	31,83	0,35
NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	727,50	40,42
Mg(Cl) <sub>2</sub>	0	0

La relación molar de  $Mg^{2+}/PO_4$ , fue de 1,45, y mientras que la relación  $Ca^{2+}/PO_4$  fue estimada en 4,56, esto significa que es necesario adicionar una fuente extra de Mg para favorecer la precipitación de estruvita. La masa de Mg (Cl)<sub>2</sub> adicionada al reactor de precipitación, correspondió a 48,72 mg.

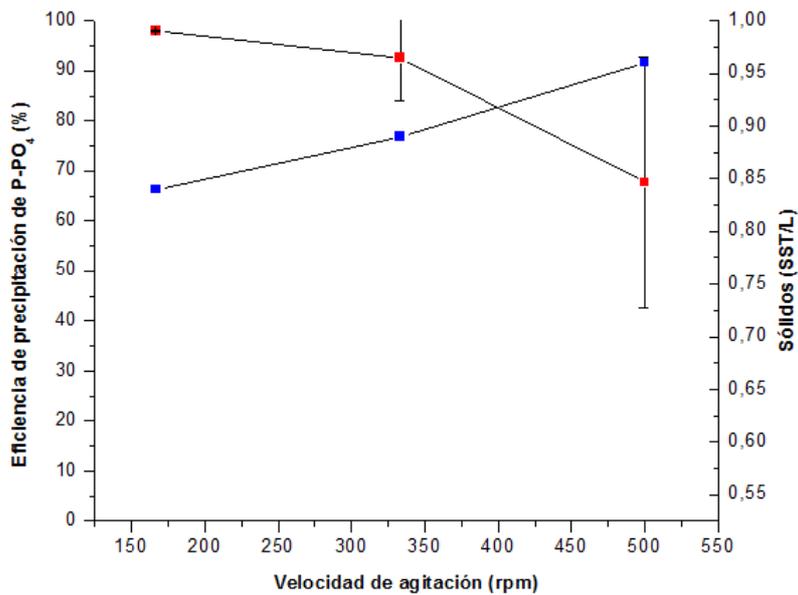
### 5.4.2 Recuperación de fosfato

En la Figura 11, se muestra una fotografía del precipitado obtenido durante la operación del tanque agitado.



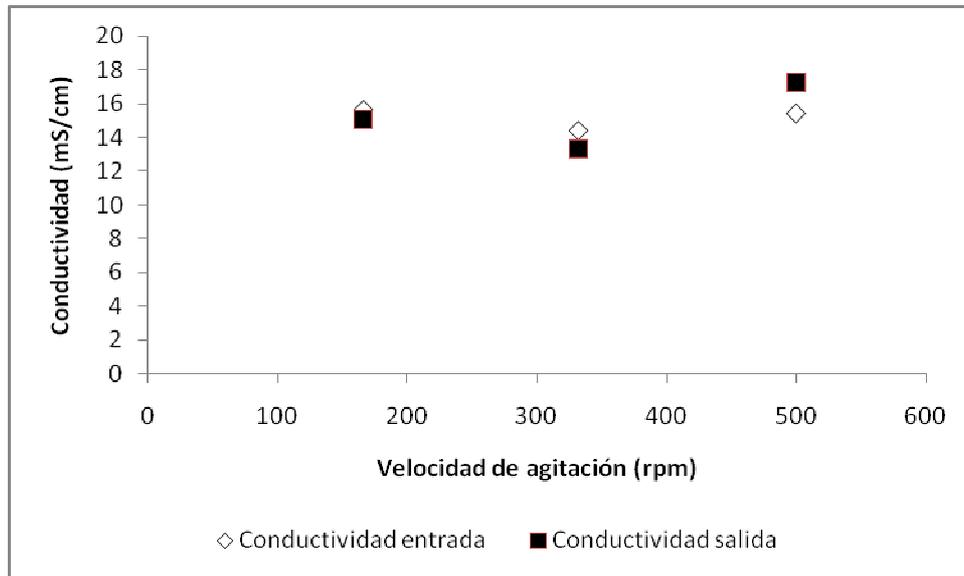
**Figura 11.** Fotografía del precipitado obtenido durante la operación del tanque agitado.

Mientras que en la Figura 12, se muestra la eficiencia de precipitación de  $P-PO_4$ , en función de la velocidad de agitación y su relación con la concentración de sólidos.



**Figura 12.** Eficiencia de eliminación de  $P-PO_4$ , en función a la velocidad de agitación del sistema. En rojo se muestra la eficiencia de eliminación de  $P-PO_4$ , y en azul la concentración de sólidos.

En la Figura 13, se muestra el comportamiento de la conductividad eléctrica en el efluente antes del tratamiento de precipitación y luego del proceso.



**Figura 13.** Comportamiento de la conductividad eléctrica.

## 6 DISCUSION

### 6.1 Digestión Anaeróbica

La operación del reactor UASB, durante 315 días, se observó que para los primeros 145 días de operación, correspondientes a la Etapa I del proceso, la DQO presentó una concentración de  $3,23 \pm 0,77$  g/L, con una VCO media de 0,33 g DQO/L·d, para un TRH de 10 días.

Durante esta primera etapa, el pH en el efluente aumentó en relación al influente, alcanzado valores del orden de 8,34. Esto debido a los valores de alcalinidad que presentó el efluente correspondiente a 1125-2648 mg CaCO<sub>3</sub>/L, de AT. En tanto la relación AI/AT para esta primera fase de operación se mantuvo en el rango 0,14-0,30 (Figura 4). Estos valores, indican la buena capacidad tampón que presenta el efluente de estudio, evitando la acidificación del medio y la consecuente inhibición de los microorganismos metanogénicos, debido a a la acumulación de AGV, característicos en este proceso biológico (Díaz-Báez *et al.*, 2002; Choi, 2007).

La eficiencia de eliminación de materia orgánica (DQO) promedio durante esta etapa, fue de un 90% (Figura 5), valor similar a lo reportado por Rodríguez *et al.*, 2010, que registró un 82% de eliminación para velocidades de carga orgánica inferiores a 1,73 g DQO/L·d.

Las concentraciones de nutrientes en el sistema, durante esta primera etapa fueron de: 217,90 mg/L de NT en el influente y 154,29 mg/L en el efluente; 204,05 y 167,70 mg/L de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> para influente y efluente respectivamente; y 27,66 y 24,64 mg/L de P-PO<sub>4</sub> para influente y efluente (Figura 6). La reducción de los nutrientes en el sistema anaeróbico fluctúa entre un 11 y 30%, corroborando lo indicado en literatura (Choi, 2007).

Las concentraciones de amonio libre (Figura 7) fueron de 50 mg/L, promedio durante la Etapa I. Esta concentración es baja y no causa inhibición de la DA, ya que para ello se requiere de concentraciones sobre 1 g/L de NH<sub>3</sub> para biomasa no aclimatada y 11 g/L para biomasa aclimatada (González-Fernández *et al.*, 2009). Este valor además, se encuentra por debajo de lo que reportado por Rodríguez *et al.* (2010) para este tipo de residuo tratado mediante digestión anaeróbica (100-300 mg N-NH<sub>3</sub>/L).

La productividad de biogás durante esta etapa, fue de 0,394 L/g DQO removido. Estos valores son similares a los reportados por González-Fernández *et al.* (2008), que indican una producción de 0,393 L CH<sub>4</sub>/g DQO y 0,359 L CH<sub>4</sub>/g DQO).

La segunda fase de operación, correspondiente a la Etapa II, tuvo una duración de 91 días. La DQO total de entrada presentó una concentración de  $9,45 \pm 1,02$  g/L, con una VCO media de 0,97 g DQO/L·d, manteniendo un TRH de 10 días.

El pH en el efluente, durante esta etapa incrementó en relación al influente, alcanzando valores del orden de 8,40. Valores similares a lo ocurrido en la primera etapa, debido a la alcalinidad y su capacidad tampón en el sistema. La alcalinidad total en esta misma corriente fluctuaron entre 2187,50-3937,50 mg CaCO<sub>3</sub>/L. La relación AI/AT para esta etapa se mantuvo en el rango 0,11-0,32 (Figura 4), manteniendo una buena operación del sistema como en el primera etapa.

La eficiencia de eliminación de la materia orgánica (DQO) promedio fue de un 85,93% (Figura 5), este valor decayó comparado con la primera fase de operación. Con esto, se corrobora lo señalado en literatura (Sánchez *et al.*, 2005; Rodríguez *et al.*, 2010), donde se señala que al aumentar la VCO, se disminuye la eficiencia de eliminación de materia orgánica en el sistema.

Las concentraciones de nutrientes en el sistema en esta segunda etapa fueron de: 870,44 mg/L de NT en el influente y 752,77 mg/L en el efluente; 798,05 y 737,00 mg/L de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> para influente y efluente respectivamente; y 64,20 y 57,25 mg/L de P-PO<sub>4</sub> para influente y efluente (Figura 6). Por tanto el porcentaje promedio de eliminación de NT en esta etapa alcanza un 13,52%, N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> 7,65% y un 10,83% de eliminación de P-PO<sub>4</sub>. Esta disminución en la eficiencia de eliminación de nutrientes es característica de los sistemas anaeróbicos. Cabe destacar que en la digestión anaeróbica no se produce reducción de nutrientes, estos solo son ocupados para la generación de macromoléculas componentes de la estructura celular de los microorganismos anaeróbicos (Choi, 2007; Peralta, 2005). Por lo demás se observa que la concentración de NT en el purín de cerdo corresponde prácticamente al amonio en más de un 85%.

La concentración promedio de amonio libre formado durante esta etapa fue de 250 mg/L, nuevamente menor a las concentraciones de amonio capaces de inhibir la DA (González-ernández *et al.*, 2009). Este valor, sigue estando por debajo de lo reportado por Rodríguez *et al.* (2010).

La productividad de biogás en esta segunda etapa fue de 0,359 L/g DQO. Estos valores son similares a los reportados por González-Fernández *et al.* (2008).

## 6.2 Precipitación de estruvita

Las concentraciones iniciales de P-PO<sub>4</sub>, Mg<sup>2+</sup>, y NH<sub>4</sub><sup>+</sup>, componentes formadores de estruvita (MgNH<sub>4</sub>PO<sub>4</sub>·6H<sub>2</sub>O), fueron de 31,8, 727,5 y 11,9 mg/L respectivamente (Tabla IV).

Las eficiencias de precipitación de P-PO<sub>4</sub>, fueron de 97,95%, 92,61% y 67,75%, para velocidades de agitación de 166, 33 y 500 rpm (Figura 12).

En tanto la concentración de sólidos en el sobrenadante fueron de 0,78, 0,87, y 0,95 gSSV/L.

El comportamiento de la conductividad, en comparación con el efluente previo y posterior a la precipitación, no experimentó grandes variaciones. Los valores se mantuvieron en el rango 12-15 mS/cm.

## 7 CONCLUSIONES

El purín de cerdo posee excelente capacidad tampón, reflejándose esto en el valor de AI/AT del efluente de ambas etapas de operación (rango 0,11-0,32). Esta característica del purín de cerdo, evita que el sistema sea acidificado, y de este modo se evita la inhibición de los microorganismos (archeas metanogénicas) encargado de la metanogénesis por la acumulación de AGV.

Las eficiencias de reducción de materia orgánica, en la primera etapa (VCO 0,3gDQO/L·d) fue entre 75 y 90%. En tanto, para la segunda etapa (VCO 1 gDQO/L·d), la eficiencia de reducción fue entre los 80 y 90%.

La eficiencia de eliminación de proteínas en la primera etapa, fluctuó entre un 75-90%, mientras que al aumentar la VCO en la segunda etapa, esta eficiencia descendió al 65-75%. Se destaca que en la primera etapa la eficiencia de eliminación de N y P, fue de un 15-30%, mientras que en la segunda etapa, este valor descendió a valores <15%. Esto se debe a que las bacterias solo metabolizan estos nutrientes para la fabricación de macromoléculas estructurales.

La generación del volumen de biogás generado diario se incrementó en la segunda etapa debido a un aumento en la concentración de materia orgánica.

En relación, a la precipitación de estruvita al aumentar la velocidad de agitación, la precipitación de fosfato disminuye de un 97,95% a un 67,75%, mientras que la concentración de sólidos en el sobrenadante aumenta de 0,78 a 0,95 g SSV/L.

No se encontró relación de la conductividad con la precipitación de estruvita, por lo que estudios posteriores, por lo que no es necesario el análisis de este parámetro.

## 8 REFERENCIAS

- American Public Health Association (APHA), American Water Works Association (AWWA), Pollution Control Federation (WPCF). 1985. Standard methods for examination of water and wastewater 16<sup>th</sup> ed. Washington.
- Angelidaki, I., Ellegaard, L., Ahring, B.K. (1996). A mathematical model for dynamic simulation of anaerobic digestion of complex substrates: focusing on codigestion with lipid containing substrates. *Management of Urban Biodegradable Wastes* pag. 132-142.
- Anthonisen A.C., Loehr R.C., Prakasam T.B.S. y Srinath E.G. 1976. Inhibition of Nitrification by ammonia and nitrous acid. *Journal of Water Pollution Control Federation*, **48 (5)**: S35-S52.
- Belmonte M., Rodríguez D., Hsieh C., Pozo G., Vidal G. 2008. Preliminary studies of swine wastewater biodegradation. *XXXI Congreso Interamericano AIDIS*, Santiago- Chile. 7 pp.
- Bortoli M., Kunz A., Soares H. 2009. Comparativo entre reatores UASB e biodigestores para geração de biogás no tratamento de dejetos suínos. En: I Simpósio internacional sobre gerenciamento de resíduos de animais, Florianópolis – Brasil, 607 pp.
- Burkholder J., Libra B., Weyer P., Heathcote S., Kolpin D., Thorne P., Wichman M. 2007. Impacts of waste from concentrated animal feeding operations. *Environmental Health Perspectives*, (115): 308-312.
- Campos A. 2001. Optimización de la digestión anaerobia de purines de cerdo mediante codigestión con residuos orgánicos de la industria agroalimentaria. Tesis para optar al grado de Doctor en Ingeniería Agrónoma. Universidad de Lleida, 394 pp.

- Carpenter J. 1965. The accuracy of the winkler method for dissolved oxygen analysis. *Limnology and Oceanography* (10): 135–140.
- Casas C., González G., Lafuente F., Lema J., Montesinos J., Roca E., Solà F., Valero F. 2005. Ingeniería Bioquímica. Editores: Gòdia F. y López J., Editorial Síntesis, 350 pp.
- Choi E. 2007. Piggery waste management: towards a sustainable future. Publishing IWA, 174 pp.
- Chamy R., Vivanco E. 2007. Potencial de biogás: identificación y clasificación de los distintos tipos de biomasa disponibles en Chile para la generación de biogás. ByB de impresiones, 80 pp.
- Chae K., Jang A., Yim S., Kim I. 2008. The effects of digestion temperature and temperature shock on the biogas yields from the mesophilic anaerobic digestion of swine manure. *Bioresource Technology*, (99): 1-6.
- Cole D., Todd L., Wing S. 2000. Concentrated swine feeding operation and public health: A review of occupational and community health effects. *Environmental Health Perspectives*, (108): 685-699.
- Díaz-Baéz M., Espitia S., Molina F. 2002. Digestión anaerobia, una aproximación a la tecnología. Universidad Nacional de Colombia, Instituto de Biotecnología, 168 pp.
- Doyle J., Parsons S. 2002. Struvite formation, control and recovery. *Water Research*, (36): 3925-3940.
- González-Fernández C., León-Cofreces C., García-Encina P. 2008. Different pretreatments for increasing the anaerobic biodegradability in swine manure. *Bioresource Technology*, (99): 8710-8714.

- González-Fernández C., García-Encina P. 2009. Impact of substrate to inoculum ratio in anaerobic digestion of swine slurry. *Biomass and Bioenergy*, (33): 1065-1069.
- Jaffer Y., Clark P., Pearce P., Parsons S. 2002. Potencial phosphorus recovery by struvite formation. *Water Research*, (36): 1834-1842.
- Lowry, O. H., Rosenbrough, N., Farr, A. L., Randall, R. J. 1951. Protein measurements with the folin phenol reagent. *Journal of Biological Chemistry*, 193 (1): 265-275.
- Marti N., Bouzas A., Seco A., Ferrer J. 2008. Struvite precipitation assessment in anaerobic digestion processes. *Chemical Engineering Journal*, (141): 67-74.
- Montalvo S. y Guerrero L. 2003. Tratamiento anaeróbico de residuos: producción de biogás. Universidad Técnica Federico Santa María, 413 pp.
- Mosquera A. 1998. Eliminación biológica de carbono y nitrógeno de efluentes de la industria conservera de productos marinos. Tesis para optar al grado de doctor en Ingeniería Química, Universidad de Santiago de Compostela.
- NCh 2313/10: Aguas residuales - Métodos de análisis - Parte 10: Determinación de metales pesados.
- Otabbong E., Arkhipchenko I., Orlova O., Barbolina M., Shubaeva M. 2007. Impact of piggery slurry lagoon on environment: A study of groundwater and river Igolinka at the Vostochnii Pig Farm, St. Petersburg, Russia. *Acta Agriculture Scandinavica Section B-Soil and Plant Science*, (57): 74-81.

- Pastor L., Mangin D., Barat R., Seco A. 2008. A pilot-scale study of struvite precipitation in stirred tank reactor: conditions influencing the process. *Bioresource Technology*, 99: 6285-6291.
- Peralta J. 2005. Recomendaciones técnicas para la gestión ambiental en el manejo de purines de la explotación porcina. Instituto de Investigaciones Agropecuarias (INIA), 206 pp.
- Polanco F., García P., Hernando S, Editores. 1988. Depuración anaerobia de aguas residuales. Actas del 4to Seminario de D.A.A.R. Secretariado de publicaciones. Universidad de Valladolid.
- Ramalho, R. S. 1996. Tratamiento de aguas residuales. Editorial Reverté S.A., 705 pp.
- Rodríguez D., Belmonte M., Campos J., Peñuelas G., Vidal G. 2010. Behaviour of molecular weight distribution for the pig slurry liquid fraction treated by anaerobic digestion. *Environmental Technology* (In press).
- Rozzi, A. 1986. Parámetros de operación y control de los procesos anaerobios. 3<sup>er</sup> Seminario: Depuración anaerobia de aguas residuales. Valladolid.
- Ryding S., Rast W. 1992. El control de la eutrofización en lagos y pantanos. Editorial Pirámide, 375 pp.
- Sánchez E., Borja R., Travieso L., Martín A., Colmenarejo M. 2005. Effect of loading rate on the stability, operational parameters and performance of a secondary upflow anaerobic sludge bed reactor treating piggery waste. *Bioresource Technology*, 96 (3): 335-344.

- Suzuki K., Tanaka Y., Osada T., Waki M. 2002. Removal of phosphate, magnesium and calcium from swine wastewater through crystallization enhanced by aeration. *Water Research*, (36): 2991-2998.
- Suzuki K., Tanaka Y., Kuroda K., Hanajima D., Fukumoto Y., Yasuda T., Waki M. 2007. Removal and recovery of phosphorous from swine wastewater by demonstration crystallization reactor and struvite accumulation device. *Bioresource Technology*, (98): 1573-1578.
- Vidal, G., Fernández, A. J., Diez, M. C. 2000. Comportamiento de compuestos fenólicos en un tratamiento mixto anaeróbico-aeróbico. *Afinidad*, 489: 318-326.
- Yoshino M., Yao M., Tsuno H., Somiya I. 2003. Removal and recovery phosphate and ammonium as struvite from supernatant in anaerobic digestion. *Water Science and Technology*, (48): 171-178.

#### **Páginas web**

- Asociación gremial de productores de cerdo de Chile (ASPROCER). 2010. Sector porcino: descripción. Consultado el 19 de junio de 2010. URL: [http://www.asprocer.cl/index/plantilla1.asp?id\\_seccion=2&id\\_subsecciones=8](http://www.asprocer.cl/index/plantilla1.asp?id_seccion=2&id_subsecciones=8)
- Chynoweth D., Wilkie A., Owens J. 1998. Anaerobic processing of piggery wastes: a review. Consultado el 26 de marzo de 2009. URL: [http://www.agen.ufl.edu/~chyn/download/ADSW\\_fin.doc](http://www.agen.ufl.edu/~chyn/download/ADSW_fin.doc).
- Food and agriculture organization of the United Nations Statistics (FAOSTAT). Food consumption quantity. Consultado el 14 de Julio de 2009. URL: <http://faostat.fao.org/site/610/default.aspx#ancor>

