



Universidad de Concepción



**FACULTAD DE CIENCIAS
AMBIENTALES**

**EFFECTO DE UN PRE-TRATAMIENTO DE ULTRASONIDO
SOBRE LA CONCENTRACIÓN DE AMONIO Y
PRODUCCIÓN DE METANO DURANTE LA DIGESTIÓN
ANAERÓBICA DE LODOS SANITARIOS A BAJOS TIEMPOS
DE RETENCIÓN DE SÓLIDOS**

Habilitación presentada para optar al título de

Ingeniero Ambiental

MATÍAS EDUARDO OLIVERA CASTRO

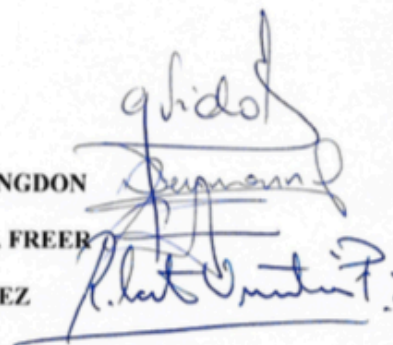
Profesor guía: Dra. Gladys Vidal

Profesor co-guía: Dr. Patricio Neumann

Concepción, Chile
2019

“Efecto de un pre-tratamiento de ultrasonido sobre la concentración de amonio y producción de metano durante la digestión anaeróbica de lodos sanitarios a bajos tiempos de retención de sólidos”

PROFESOR GUÍA: Dra. GLADYS VIDAL SÁEZ
PROFESOR CO-GUÍA: Dr. PATRICIO NEUMANN LANGDON
PROFESOR COMISIÓN: Dra. ANA CAROLINA BAEZA FREER
PROFESOR COMISIÓN: Dr. ROBERTO URRUTIA PÉREZ



CONCEPTO: APROBADO CON DISTINCIÓN MÁXIMA

Conceptos que se indica en el Título

- ✓ Aprobado por Unanimidad : (En Escala de 4,0 a 4,9)
- ✓ Aprobado con Distinción (En Escala de 5,0 a 5,6)
- ✓ Aprobado con Distinción Máxima (En Escala de 5,7 a 7,0)

Concepción, abril 2019



100 AÑOS
DE DESARROLLO
LIBRE DEL
ESPIRITU

ÍNDICE GENERAL

AGRADECIMIENTOS	vii
NOMENCLATURA	viii
RESUMEN	x
1. INTRODUCCIÓN	1
1.1 Generalidades	1
1.2 Aguas servidas	1
1.3 Cobertura de plantas de tratamiento de aguas servidas en Chile	4
1.4 Tratamiento de aguas servidas	5
1.5 Legislación sanitaria en Chile	8
1.6 Lodos sanitarios	9
1.6.1 Principales tratamientos de lodos utilizados en Chile	11
1.7 Digestión anaeróbica.....	13
1.7.1 Etapas de la digestión anaerobia	14
1.7.2 Parámetros operacionales de la digestión anaeróbica	18
1.8 Amonio: efectos en la digestión anaeróbica.....	21
1.9 Pre-tratamiento de lodos sanitarios.....	22
1.9.1 Ultrasonido como pre-tratamiento de lodos sanitarios.....	24
2 OBJETIVOS DE DESARROLLO SOSTENIBLE	27
3 HIPÓTESIS Y OBJETIVOS.....	29
3.1 Hipótesis.....	29

4 OBJETIVOS	29
4.1 Objetivo General	29
4.2 Objetivos Específicos.....	29
5 METODOLOGÍA.....	30
5.1 Lodo sanitario	30
6 PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL A DESARROLLAR.....	31
6.1 Pre-tratamiento con ultrasonido	31
6.2 Inóculo bacteriano	33
6.3 Reactores anaeróbicos a escala de laboratorio.....	33
6.4 Operación de los reactores.....	36
6.4.1 Monitoreo de los parámetros operacionales y desempeño de los reactores.....	36
6.4.2 Balance de masa.....	37
6.4.3 Estado de la materia orgánica dentro de los reactores.....	38
6.5 Determinación de Actividad Metanogénica.....	39
6.6 Métodos analíticos.....	40
6.6.1 Análisis estadístico de resultados	43
7 RESULTADOS Y DISCUSIÓN	44
7.1 Caracterización de muestras de lodos	44
7.2 Operación de reactores anaeróbicos.....	50
7.2.1 Parámetros operacionales	50
7.3 Eficiencias de transformación de materia orgánica	58

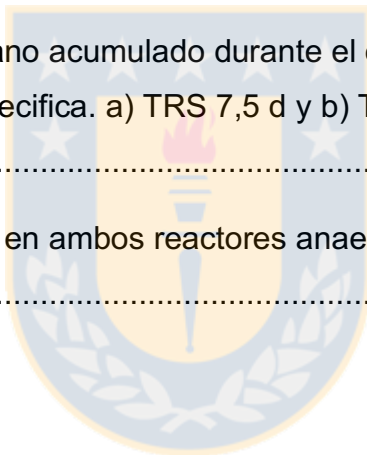
7.3.1 Eficiencias de eliminación de DQOt y SV	58
7.3.2 Producción de metano	61
7.3.3 Caracterización físico-química del efluente	64
7.4 Actividad metanogénica.....	67
7.5 Balance de materia orgánica	69
8 CONCLUSIONES.....	72
9 REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	73



ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Tecnologías de tratamiento de aguas servidas en Chile.....	5
Figura 2. Diagrama de la Planta de tratamiento de aguas servidas del Gran Santiago y Talagante.....	7
Figura 3. Esquema de reacciones de la digestión anaerobia..	16
Figura 4. Planta de Tratamiento de Aguas Servidas ESSBIO Hualpén.....	301
Figura 5. Extracción de lodo mixto desde la cámara de mezcla de la PTAS Hualpén.	312
Figura 6. Homogeneizador ultrasónico Hielscher (UP200ST)	33
Figura 7. Extracción de Inóculo bacteriano desde la recirculación del DA de la PTAS Hualpén.	34
Figura 8. Reactores Anaeróbicos a escala de laboratorio presentes en el laboratorio de GIBA	36
Figura 9. Multiparamétrico portátil OAKTON (PC650)	401
Figura 10 Análisis de datos en Cromatógrafo de Gas.	412
Figura 11. Caracterización físico-química del lodo crudo y con pre-tratamiento de ultrasonido. a) Demanda química de oxígeno total (■) LC, (●) LUS y Demanda química de oxígeno soluble (▲) LC, (▼) LUS; b) Sólidos totales (■) LC, (●) LUS y Sólidos volátiles (▲) LC, (▼) LUS; c) Amonio N-NH ₄ ⁺ (■) LC, (●) LUS.....	488
Figura 1. Monitoreo de condiciones en reactores anaeróbicos. A) pH (■) RC, (●) RPT y B) POR (▲) RC, (▼) RPT.....	51
Figura 13. Concentracion de nitrógeno del amonio y amoniaco. a) fase Sólida (■) RC, (●) RPT y b) Líquida (▲) RC, (▼) RPT.	53
Figura 14. Relación entre alcalinidad intermedia y total (■) RC, (●) RPT.....	55

Figura 15. Concentración de ácidos grasos volátiles en el efluente de ambos reactores anaeróbicos. a) RC y b) RPT. (■) Acido acético, (●) Acido propiónico, (▲) Acido butírico y (▼) Acido N-valérico.	57
Figura 16. Eficiencias de eliminación de materia orgánica en ambos reactores anaeróbicos. Eficiencia de eliminación de a) Demanda química de oxígeno total y b) Sólidos volátiles. (□) RC, (□) RPT	600
Figura 17. Producción diaria de metano en ambos reactores anaerobicos. (■) RC, (●) RPT.....	62
Figura 18. Rendimiento de metano en ambos reactores anaeróbicos. (□) RC, (□) RPT.....	63
Figura 19. Volumen de metano acumulado durante el ensayo experimental de actividad metanogénica especifica. a) TRS 7,5 d y b) TRS 3 d. (■) RC y (●) RPT.	688
Figura 20. Balance de DQO en ambos reactores anaeróbicos durante las dos fases operativas diferentes.....	711



INDICE DE TABLAS

Tabla 1. Composición típica de las aguas servidas.....	3
Tabla 2. Caracterización de los lodos sanitarios.....	10
Tabla 3. Condiciones operacionales óptimas para digestión anaeróbica.	222
Tabla 4. Eficiencia de diferentes sistemas de digestión anaeróbica con lodo pre-tratado con ultrasonido.	27
Tabla 5. Objetivos de Desarrollo Sostenible.....	29
Tabla 6. Caracterización físico-química del lodo sin y con pre-tratamiento antes de la digestión anaeróbica.....	445
Tabla 7. Velocidad de carga orgánica en la operación de dos etapas de retención de sólidos.....	49
Tabla 8. Caracterización físico-química del efluente de ambos reactores anaerobicos durante el proceso experimental.....	66

AGRADECIMIENTOS

En esta sección quiero dar las gracias a mis padres Claudia Castro y René Olivera por haberme apoyado incondicionalmente en todo mi proceso universitario y impulsarme a cumplir cada una de mis metas, a mi hermana Florencia Olivera por animarme en cada momento y impulsarme a ser una mejor persona, a mis tíos en especial a mi madrina Lorena Castro por apoyarme siempre estar en todos momentos. También agradecer a cada uno de mis amigos Pedro, Diego, Felipe, Jose Luis y en especial a mi primo Nicolás, que a pesar de la distancia me animaron a continuar en las situaciones de adversidad que se me presentaron.

Quiero dar mis más sinceros agradecimientos a la Doctora Gladys Vidal por haberme integrado al a ser parte de sus tesis y grupo de investigación GIBA, por la confianza depositada en mí y la capacidad de ayudarme en cada inquietud que se me presentaba durante todo mi proceso experimental. Por otra parte agradecer al Doctor Patricio Neumann por todo el apoyo entregado, tanto en conocimientos como respaldo durante todo mi trabajo.

Asimismo quiero agradecer al Grupo de Biotecnología Ambiental GIBA por ayudarme en cada inquietud, en ampliar mis conocimientos a través de cada uno de los cursos impartidos, en la disponibilidad y amabilidad de cada uno en responder alguna inquietud. Quiero dar un especial agradecimiento a Felipe Barriga por apoyarme en todo mi seminario y tesis, que a pesar de la distancia, conté con su apoyo en mis momentos de duda. Por otra parte agradecer a Maria Venegas por recibirme y apoyarme en toda mi etapa final de tesis, además agradecer a María José Ortega por la paciencia en todo mi proceso experimental, la confianza y el conocimiento entregado durante la realización de mi trabajo.

Finalmente, agradecer al Centro de Recursos Hídricos para la Agricultura y Minería CRHIAM, por la beca de tesis de pregrado del proyecto CONICYT/FONDAP/15130015.

NOMENCLATURA

°C	Grados celsius
AGV	Ácidos grasos volátiles
AI	Alcalinidad intermedia
AS	Aguas servidas
AP	Alcalinidad parcial
AT	Alcalinidad total
BCN	Biblioteca del Congreso Nacional
CH ₄	Metano
CO ₂	Dióxido de carbono
DA	Digestión anaeróbica
DBO ₅	Demanda biológica de oxígeno
DQOs	Demanda química de oxígeno soluble
DQO _t	Demanda química de oxígeno total
DS	Decreto Supremo
EE	Energía
H ₂	Hidrógeno
H ₂ SO ₄	Ácido sulfúrico
LA	Lodos activados
N	Nitrógeno
NH ₃	Amoniaco
NH ₄ ⁺	Amonio
ODS	Objetivos de Desarrollo Sostenible
PTAS	Planta de tratamiento de aguas servidas
PUS	Pretratamiento de ultrasonido

SISS	Superintendencia de Servicios Sanitarios
ST	Sólidos totales
SV	Sólidos volátiles
UNESCO	Organización de las Naciones Unidas para la Educación, la Ciencia y la Cultura



RESUMEN

Dentro de los sistemas de tratamientos de aguas servidas, se encuentran los lodos activados, estos retienen cerca del 60% de la materia orgánica presente en las aguas, el lodo generado proveniente de los sedimentadores primarios y secundarios contiene una gran cantidad de materia orgánica y biológica, la cual, puede ser utilizada para la generación de energía.

La digestión anaeróbica se encarga de estabilizar los lodos provenientes de la planta de tratamiento de aguas servidas, como producto se obtiene biogás, el cual, está constituido por metano y dióxido de carbono. Este biogás se utiliza para la generación de energía auto abasteciendo a la planta y el sobrante es enviado al Sistema Interconectado Central. En la etapa de digestión anaeróbica ocurren distintos procesos de transformación de la materia orgánica, dentro de los cuales están la hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis, pero una de las etapas limitantes es la etapa hidrolítica, la cual, es determinante para romper el conglomerado bacteriano presentes en el lodo. Para ayudar a la fragmentación de este conglomerado bacteriano, existen distintas tecnologías, dentro de ellas, podemos encontrar el ultrasonido, el cual rompe este conglomerado, fraccionado en partes más pequeñas, facilitando la transformación de ellas mediante la etapa hidrolítica.

El pre-tratamiento causó un aumento de hasta 32-25% respecto a la remoción de sólidos volátiles y producción diaria de metano, en cambio para el TRS de 3 días si se observó una disminución en un 92,4%, viéndose afectada principalmente por el aumento en la velocidad de carga orgánica. El amonio generó una inhibición parcial debido a que aumentó del 40% al aplicar el pre-tratamiento, afectando a la estabilidad y producción de metano, la cual, disminuyó en un 83%. El TRS de 3 días provocó un efecto de lavado en ambos reactores, disminuyendo las eficiencias en un 89%, por lo que se vio afectado la estabilidad y las etapas sujetas a la digestión anaeróbica.

1. INTRODUCCIÓN

1.1 Generalidades

La población se encuentra en un constante aumento y la mayoría de las actividades humanas que utilizan agua generan aguas servidas (AS), estas deben ser tratadas para evitar su vertimiento y sobrecarga orgánica hacia los cuerpos de agua. En todos los países, excepto los más desarrollados, la mayor parte de las AS se vierte directamente al medio ambiente debido al escaso saneamiento, según la OMS 6 de cada 10 personas carecen de un saneamiento seguro (OMS, 2017). Esto tiene repercusiones negativas en la salud humana generando enfermedades como diarrea, actualmente 361.000 niños de 5 años mueren cada año, generando a la vez efectos negativos a la productividad económica, la calidad de los cuerpos de agua y los ecosistemas (OMS, 2017). Si bien, las AS son un elemento clave de la gestión del ciclo del agua, por lo general, una vez que el agua ha sido utilizada se la considera como una carga a ser eliminada o una molestia a ser ignorada.

1.2 Aguas servidas

Los residuos se presentan como un resultado de las distintas actividades que realizan las comunidades, dentro de los cuales podemos encontrar sólidos, gaseosos y líquidos. Dentro del último están los residuos líquidos urbanos o aguas servidas, las cuales, corresponden a las aguas que han sido utilizadas por la población y son descargadas por el alcantarillado recibiendo el nombre de aguas servidas (Tchobanoglous *et al.*, 2003).

Características de las aguas servidas

Las aguas servidas se definen como el resultado de las actividades cotidianas de las personas, estas se componen de una mezcla de aguas residuales domésticas, industriales y aguas lluvias, las cuales, son transportadas por sistemas de alcantarillados, que cumplen la función de recolectar y trasladar el agua hacia la planta de tratamiento de aguas servidas (PTAS) (SISS, 2016). Debido a esto, su composición es muy compleja, ya que se encuentran compuestos orgánicos e inorgánicos, fecas, orina, aceites, grasas, arena y grava (Tchobanoglous et al., 2003). En la Tabla 1 se observa la composición típica de las aguas servidas.

El tratamiento de las aguas servidas se hace necesario para eliminar los contaminantes y materia orgánica que contienen, ya que pueden generar un gran impacto al medio ambiente y a la salud humana si son dispuestos de manera directa, siendo uno de los impactos, la eutrofización generada por las concentraciones de nitrógeno y fósforo presente (Silva *et al.*, 2008).

Tabla 1. Composición típica de las aguas servidas.

Parámetro	Unidad	Tipo de aguas servidas		
		Concentrada	Media	Diluida
Sólidos totales	mg/L	390	720	1230
SST	mg/L	120	210	400
SSV	mg/L	95	160	315
SDT	mg/L	270	500	860
SDV	mg/L	110	200	340
DBO ₅	mg DBO ₅ /L	110	190	350
COT	mg/L	80	140	260
DQO	mg DQO/L	250	430	800
Nitrógeno	mg/L	20	40	70
Nitrógeno orgánico	mg/L	8	15	25
Amonio	mg/L	12	25	45
Fósforo	mg/L	4	7	12
Aceites y grasas	mg/L	50	90	100
COV	mg/L	<100	100-400	>400
CFT	NMP/100 mL	10 ⁶ -10 ⁸	10 ⁷ -10 ⁹	10 ⁷ -10 ¹⁰

SST: sólidos suspendidos totales, SSV: sólidos suspendidos volátiles, SDT: sólidos disueltos totales, DBO₅: demanda biológica de oxígeno, COT: carbono orgánico total, DQO: demanda química de oxígeno, COV: compuestos orgánicos volátiles, CFT: coliformes totales.

Fuente: Neumann et al., 2018

1.3 Cobertura de plantas de tratamiento de aguas servidas en Chile

A comienzos de la década del 90 se inicia en Chile el proceso de construcción de plantas de tratamiento de aguas servidas (PTAS), con el fin de dar soluciones a las aguas servidas generadas por la población (SISS, 2016). Con la gradual implementación de sistemas de tratamiento de aguas servidas, comienza la generación de lodos sanitarios, los cuales, consisten principalmente en un subproducto del proceso del tratamiento de aguas servidas.

Chile cuenta con una cobertura de 99,93% del tratamiento de aguas servidas, este valor se ha ido incrementando desde el año 2007, con el fin de dar solución al saneamiento de las aguas servidas. Chile actualmente cuenta con 293 PTAS (SISS, 2016). En 2016 la cantidad de agua servida tratada alcanzó los 1207 millones de metros cúbicos de aguas sanitarias, esto en comparación a años anteriores ha tenido un aumento de 11% respecto al año 2012 (SISS, 2016). Durante el año 2016 las PTAS generaron cerca de 683 mil metros cúbicos de lodos sanitarios deshidratados, en donde, la tecnología de tratamiento de AS predominante corresponde a los lodos activados (SISS, 2016), siendo casi el 61% respecto al número total de PTAS (Figura 1).

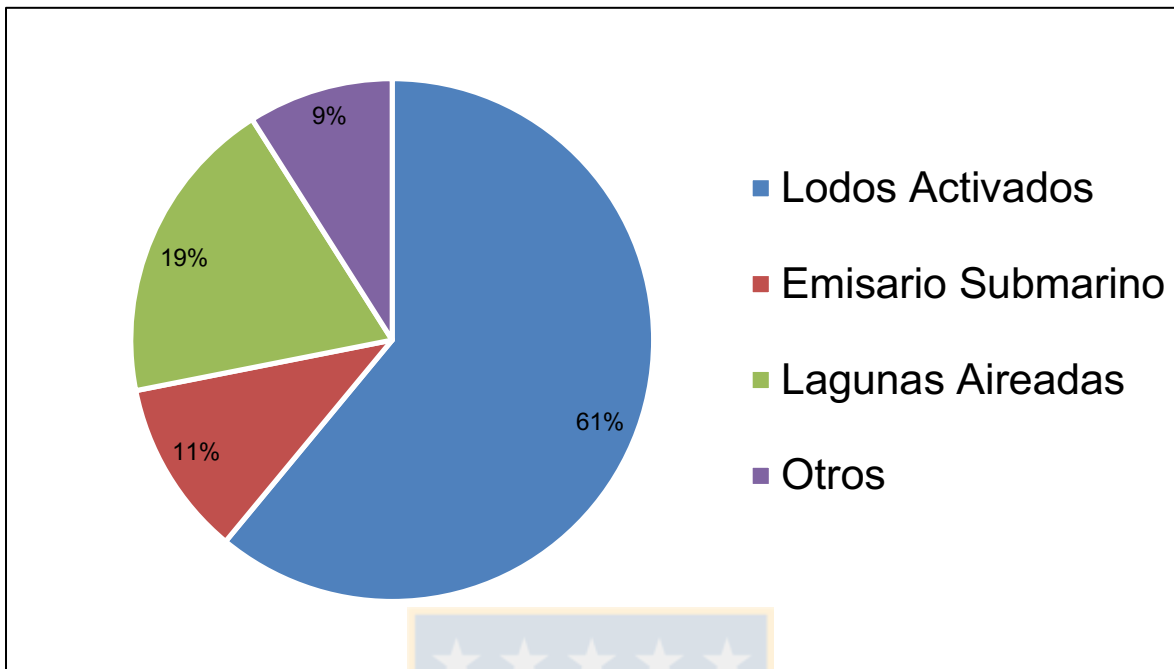


Figura 2. Tecnologías de tratamiento de aguas servidas en Chile.
Fuente: Superintendencia de Servicios Sanitarios, 2016.

La generación de aguas servidas es una consecuencia directa de las actividades desarrolladas por el hombre. Actualmente la sociedad se encuentra en una condición en donde el consumo excesivo genera una gran cantidad de aguas servidas, uno de los problemas ambientales más graves para las sociedades modernas, el cual, también se conecta principalmente con la generación de lodos a tratar.

1.4 Tratamiento de aguas servidas

Los sistemas de los lodos activados se muestran como una alternativa para la eliminación de la carga orgánica presente en las aguas servidas. La materia orgánica presente después del proceso de sedimentación se muestra como un parámetro expresado como demanda bioquímica de oxígeno (DBO₅), haciendo equivalencia a la cantidad de oxígeno consumido por la degradación

de la materia orgánica. En el tratamiento las aguas servidas, el tratamiento primario es capaz de retener entre un 25-40% de DBO_5 , en cambio el secundario, es capaz de retener entre un 55-95% de DBO_5 (Rojas, 2002). La implementación de los sistemas de tratamiento de aguas servidas genera grandes cantidades de lodos, los cuales, deben ser tratados para su disposición final (Mikkelsen and Keiding, 2002).

El tratamiento biológico de las aguas servidas reduce la materia orgánica presente en ellas, pero se genera un residuo, el cual, es llamado lodo sanitario. El sistema de lodos activados (LA) presenta una de las generaciones de lodos sanitarios más altas en comparación con otras tecnologías de tratamiento, con valores de alrededor de 7 – 8 kg/hab-año versus 0,3 – 0,5 kg/hab-año para sistemas de lagunas aireadas (Vera *et al.*, 2013).

El tratamiento de las aguas servidas realizado mediante un proceso de LA, consiste principalmente en un reactor aireado que cumple la función de reducir la materia orgánica, este se encuentra esquematizado en la Figura 2. Este tipo de tecnología requiere de una cantidad importante de energía, siendo alrededor de 1,5kWh/kg de DBO_5 (SISS, 2007). Además, el tratamiento biológico produce un exceso de lodos sanitarios que requieren un tratamiento para su estabilización y posterior disposición (Leitao *et al.*, 2006; Martinez-Sosa *et al.*, 2011; Smith *et al.*, 2012).

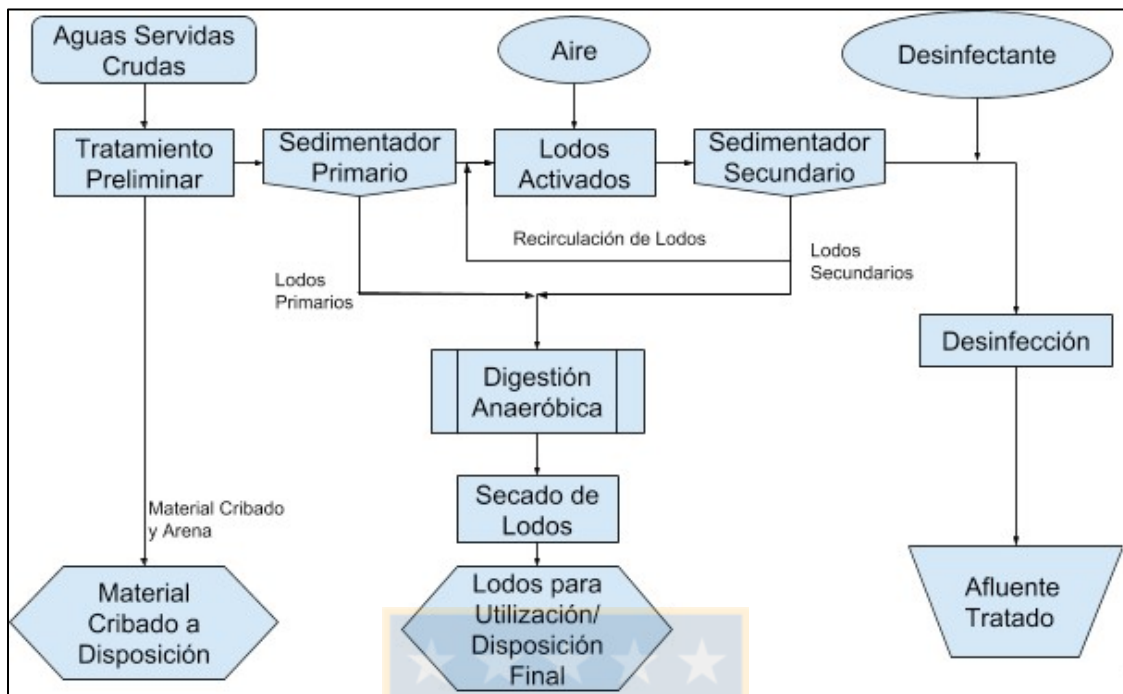


Figura 3. Diagrama de la Planta de tratamiento de aguas servidas del Gran Santiago y Talagante.

Fuente: Adaptado de Yves Lesty, 1999.

El saneamiento de las aguas servidas se hace necesario, para la disminución de los contaminantes y patógenos que puedan generar efectos nocivos en el medio ambiente, para ello existe la normativa aplicable DS N°90/2000 en donde se establecen ciertos parámetros de calidad para las aguas tratadas y así poder disponerlas en los cuerpos de aguas naturales.

El tratamiento de aguas servidas se inicia con un pre-tratamiento, el cual está destinado a retirar los sólidos como arenas u objetos de gran tamaño que puedan estar presentes, como también grasas y aceites. La siguiente etapa corresponde a la primera eliminación de lodos provenientes del sedimentador primario permitiendo retirar entre un 50-60% de los sólidos suspendidos (Qasim, 1999). La siguiente etapa corresponde al tratamiento biológico, por ejemplo, de lodos activados; en donde bacterias aeróbicas utilizan la materia orgánica como alimento para aumentar su actividad metabólica, crecer y reproducirse.

El agua tratada en la etapa de LA continúa hacia el sedimentador secundario, en donde, la fracción líquida se separa de los sólidos más pesados, estos son depositados en el fondo y son retirados mediante rastras que giran a bajas velocidades. Estas partículas sedimentadas corresponden principalmente a bacterias formadas en el sistema de LA. De los lodos proveniente del sedimentador secundario, una parte es recirculada al sistema de LA con el fin de mantener el proceso activo, mientras que la otra fracción es llevada en conjunto con los lodos del sedimentador primario hacia una cámara de mezcla, y posteriormente son enviados al sistema de digestión anaeróbica.

1.5 Legislación sanitaria en Chile

La Superintendencia de Servicios Sanitarios (SISS) fue creada por la Ley N° 18.902 a finales de los años 80, con el fin de dar solución a los servicios sanitarios del país, ejecutando funciones como un ente público, descentralizado, con atribuciones normativas, de control y sancionatorias. Ente responsable de la fiscalización de los prestadores de servicios sanitarios y del cumplimiento de las normas relativas a servicios sanitarios y el control de los residuos industriales líquidos, aparte de la determinación de las tarifas por los servicios regulados (Biblioteca Nacional del Congreso, 1990).

Consecuencia de la implementación de la SISS, se ve en la necesidad de tener un cuerpo normativo que respalde el funcionar de este organismo, es entonces, que para el año 2000 se aprueba el Decreto Supremo (DS) N°90, que tiene como objetivo prevenir la contaminación de las aguas marinas y continentales superficiales de la República mediante el control de contaminantes asociados a los residuos líquidos que se descargan a estos cuerpos receptores (Biblioteca Nacional del Congreso, 2000).

Con lo anterior, se logra mejorar sustancialmente la calidad ambiental de las aguas, de manera que éstas mantengan o alcancen la condición de ambientes libres de contaminación.

1.6 Lodos sanitarios

Los lodos sanitarios están constituidos por distintas concentraciones de mezcla provenientes del sedimentador primario y secundario, estas pueden variar según el manejo del proceso de la planta, pero normalmente puede estar en concentraciones de 40% sedimentador primario y 60% sedimentador secundario (Bravo and Ferrer, 2011).

El lodo secundario se encuentra constituido principalmente por flóculos bacterianos bien constituidos, formados por microorganismos con sustancias poliméricas que mantiene su estructura altamente estable y compleja de romper (Nielsen *et al.*, 2004).

Las sustancias poliméricas se encuentran constituidas por polímeros complejos de alto peso molecular, los que están formados por compuestos de microorganismos y de la materia orgánica presente durante el tratamiento biológico, dentro de estos compuestos complejos encontramos proteínas, lípidos y polisacáridos (Sheng *et al.*, 2010).

Los lodos sanitarios producidos mediante tratamiento biológico, deben ser tratados con el fin de, reducir el volumen en el que se encuentra y disminuir la condición putrescible en el residuo. Los lodos sanitarios se componen de diversas concentraciones de sustancias tóxicas, dentro de los cuales se encuentran los patógenos, metales pesados, nitrógeno amoniacal y otros contaminantes emergentes que puedan presentar problemas en el proceso de estabilización de los lodos (Tabla 2).

Tabla 2. Caracterización de los lodos sanitarios.

Parámetro	Concentración	Unidad
Sólidos		
Sólidos totales	2-12%	Lodos crudos
Sólidos totales	12-40%	Lodos deshidratados
Patógenos		
Virus	2.500-70.000	Virus/100 mL
Helmintos	200-1.000	Helmintos/100 mL
Nutrientes		
Fósforo	>10	mg P/kg
Nitrógeno	>30	mg N/kg
Potasio	>30	mg K/kg
Metales		
Ni	81-198	mg/kg
Cu	217-1187	mg/kg
Pb	73-500	mg/kg
Zn	779-1999	mg/kg
Cr	125-615	mg/kg
Hg	6,0-7,0	mg/kg
Fe	5,9-17,0	mg/kg
Compuestos orgánicos		
Farmacéuticos, hidrocarburos, entre otros	<100	mg/kg

Fuente: EPA, 1997; Johannesson, 1999; De Souza Pereira and Kuch, 2005; Villar and Garcia, 2006; Aguilera *et al.*, 2007; Silva Oliveira *et al.*, 2007; Leiva *et al.*, 2010; De Maria *et al.*, 2010; Retamal *et al.*, 2010; Paraíba *et al.*, 2011.

1.6.1 Principales tratamientos de lodos utilizados en Chile

En Chile existen distintos métodos de estabilización para los lodos generados en PTAS, los cuales son regulado mediante la el DS N°4 (MINSEGPRES, 2009), en donde encontramos:

a) Estabilización con cal

Este corresponde a un tipo de tratamiento químico, en donde la adición de cal busca lograr la estabilización de los lodos mediante el aumento de pH hasta 12, presentando una condición completamente básica. El uso puede ser tanto por cal hidratada ($\text{Ca}(\text{OH})_2$), como por cal viva (CaO), generando un ambiente adverso para la supervivencia microbiana. (Metcalf *et al.*, 2003).

La estabilización por este método puede ser por medio de un pre-tratamiento o un pos-tratamiento, en el primero se adiciona la cal antes de la etapa de deshidratación, pero como el lodo viene en una condición más líquida, se debe añadir una gran cantidad. En el pos-tratamiento la cal se añade después de la etapa de deshidratado, por lo que se hace necesario tener un mezclador a la salida para añadirlo, bajo esta condición se requiere el uso de cal viva ya que, como consecuencia se genera una reacción exotérmica ante el contacto con el agua del lodo, logrando elevar la temperatura por sobre rangos de 50°C , de esta forma se eliminan los patógenos presentes en el lodo, como huevos o gusanos (Metcalf *et al.*, 2003)

Las ventajas de este sistema, es que se logra una eliminación de patógenos en un rango entre 90% y 99% y se reduce la generación de olores (Qasim, 1985). A pesar

de eso, presenta dificultades en la estabilización de los lodos, en donde no siempre se observa una alta eficiencia, se pueden presentar situaciones de proliferación de microorganismos (Aguilera and Rodríguez, 2005). También se requiere el uso de grandes cantidades de cal, a una tasa de 0,25 kg/CaO·kg de sólido seco de lodo proveniente de la PTAS, además, si se utiliza el lodo como enmienda, sólo se podrá utilizar en suelo con características ácidas (Mahamud et al., 1996).

b) Tratamiento aeróbico

Este tratamiento es similar al realizado en la generación de lodo por el tratamiento de aguas residuales, en donde, actúan bacterias sobre la materia orgánica, pero en presencia de oxígeno, generando así la transformación de ella en un lodo estabilizado.

Este tratamiento tiene como finalidad disminuir la materia orgánica, principalmente la volátil, que se encuentra presente en la fracción biodegradable, logrando su estabilización (Metcalf *et al.*, 2003). Uno de los sistemas más utilizado es mediante implementación de inyectores de aire sumergidos, ya que presentan ventajas en costos de instalación, una buena desinfección, es fácil de operar, con una producción de lodo estabilizado con características físico-químicas óptimas para su utilización (Mahamud *et al.*, 1996). A pesar de sus eficiencias, presenta altos costos energéticos, principalmente por la inyección de oxígeno con difusores sumergidos, además, los lodos estabilizados presentan dificultades al momento de ser deshidratados y son sensibles a cambios de temperaturas viéndose afectados principalmente por las bajas temperaturas.

c) Tratamiento anaeróbico

Aquí es donde la degradación y estabilización de la materia orgánica se realiza principalmente en un ambiente sin presencia de oxígeno, este proceso ocurre en un reactor completamente cerrado, en donde los lodos son introducidos en distintos TRS, los cuales puede ser de manera continua o discontinua. El objetivo de este tratamiento es la reducción de la concentración de la materia orgánica y, además, al encontrarse en una condición estable, se ve disminuida la generación de olores (Metcalf *et al.*, 2003).

1.7 Digestión anaeróbica

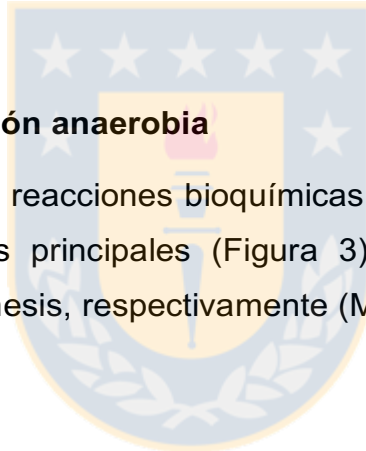
Desde inicios del siglo XX, se han generado tecnologías y nuevos procesos para estabilizar los lodos generados en las PTAS, con el fin de cumplir las normativas pertinentes de cada país (Amani *et al.*, 2010). La DA es un proceso que ocurre principalmente en la ausencia de oxígeno, donde distintas familias de microorganismos convierten la materia orgánica entrante a biogás, el cual está compuesto por metano (CH_4) y dióxido de carbono (CO_2), principalmente. La composición del biogás puede variar dependiendo de las condiciones del proceso, pero estas fluctúan entre 50-70% de CH_4 y entre 30-50% de CO_2 (IDAE, 2007)

El tratamiento anaeróbico presenta ventajas atractivas de ahorro de energía, recuperación de biogás y reducción del volumen de lodos (Wen *et al.*, 1999; Chong *et al.*, 2012; Bae *et al.*, 2014). El CH_4 producido puede ser utilizado como una alternativa ecológica para la generación de energía, este puede ser utilizado para la generación de calor y vapor de agua, la generación de

electricidad, el uso como combustible para vehículos y posiblemente para la producción de sustancias químicas (Appels *et al.*, 2008; Budzianowski, 2016). También otras de las ventajas que presenta este sistema está asociada a la reducción de sólidos volátiles, olores, emisiones de gases de efecto invernadero, volumen de lodos entrantes al reactor y microorganismos patógenos presentes (Gonçalves, 2013). En la salida del reactor se obtiene un lodo estabilizado, el cual es sometido a un proceso de deshidratado, para luego ser utilizado como enmienda o abono para suelos (Klavon *et al.*, 2013; Kuglarz *et al.*, 2013). Las características del lodo estabilizado dependen del contenido de materia orgánica entrante al digestor y el tiempo de retención de sólidos (TRS) en el digestor (Moncayo and Arrue, 2007).

1.7.1 Etapas de la digestión anaerobia

La DA posee una serie de reacciones bioquímicas complejas que se pueden agrupar en cuatro etapas principales (Figura 3): hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis, respectivamente (Ma *et al.*, 2010).



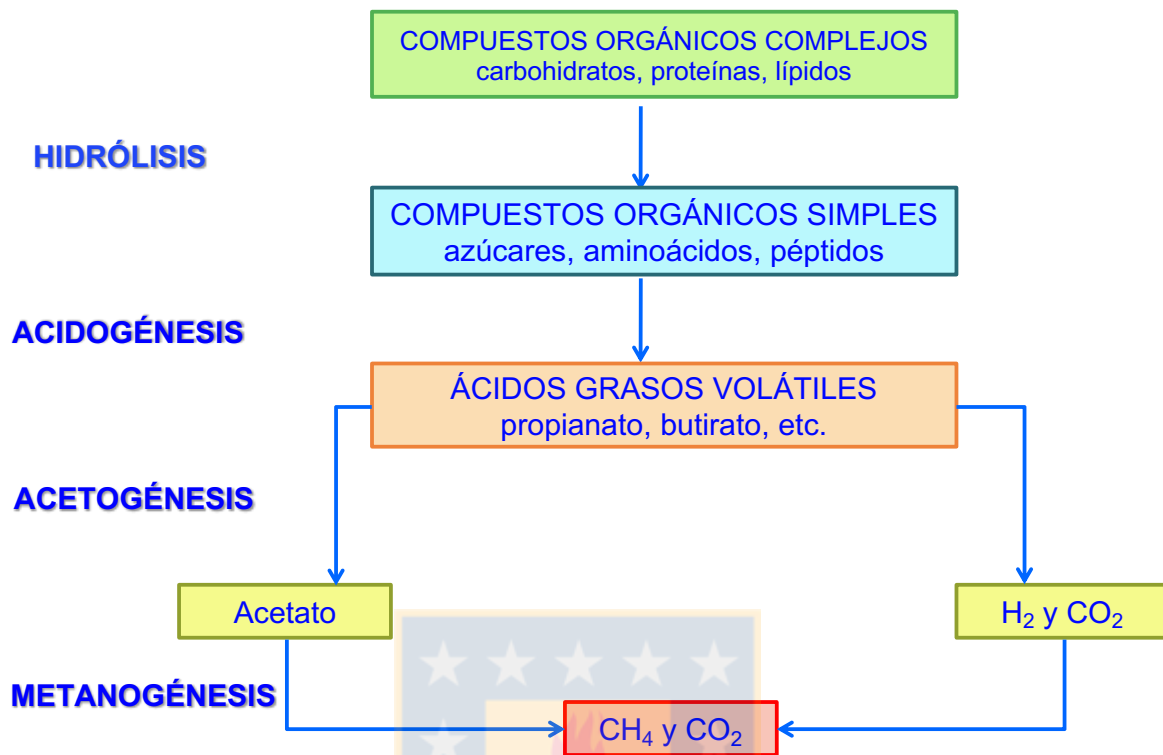


Figura 4. Esquema de reacciones de la digestión anaerobia.

Fuente: Adaptado de Pavlostathis et al., 1991.

a) Hidrólisis

Corresponde a una de las primeras etapas bioquímicas que se desarrolla en la DA, en donde la materia orgánica polimérica como lípidos, carbohidratos y proteínas, son transformados a compuestos de menor peso molecular como ácidos grasos de cadena larga, azúcares simples y aminoácidos (Metcalf et al., 2003). De esta manera los compuestos de menor tamaño son capaces de atravesar la membrana celular pudiendo ser incorporados y utilizados por las bacterias para realizar su metabolismo en la siguiente etapa de la DA (Angelidaki et al., 2011).

b) Acidogénesis

Es la segunda etapa de la DA, donde los compuestos de menor tamaño que fueron transformados en la etapa de hidrólisis son incorporados por bacterias fermentativas, transformándolos en ácidos grasos volátiles de cadena corta y otros compuestos como H_2 , CO_2 y NH_3 . (Van Lier *et al.*, 2008). En esta etapa ocurren procesos intensificados, siendo una de las más rápidas, en donde las tasas de crecimiento pueden alcanzar hasta 20 veces más que la etapa metanogénica (Van Lier *et al.*, 2008). Esta fase puede ocasionar problemas de acidificación en el reactor, debido que al ser una etapa tan intensificada es susceptible a la sobrecarga del sistema generando una acumulación de ácidos grasos volátiles, lo que en consecuencia genera una disminución en el efecto tampón del sistema, ya que al consumirse la alcalinidad el pH se ve bruscamente disminuido, generando una inhibición de la etapa metanogénica y una disminución en la producción de biogás (Van Lier *et al.*, 2008).

c) Acetogénesis

Es la tercera etapa de la DA, en donde, los ácidos grasos transformados en la etapa de acidogénesis son convertidos en acetato, CO_2 y H_2 (Van Lier *et al.*, 2008). Esta etapa suele referirse a la acetogénesis por deshidrogenación, donde las bacterias encargadas en esta vía son conocidas como bacterias productoras obligadas de hidrógeno (Demirel and Scherer, 2008), en donde, los principales intermediarios son los ácidos grasos (propionato y butirato) y alcoholes como etanol (Anderson *et al.*, 2003).

En ocasiones, la diferencia de presión parcial del hidrógeno puede generar situaciones de inhibición de los procesos acetogénicos (Demirel and Scherer, 2008). Para que estas diferencias no ocurran, se deben mantener las condiciones estables del reactor, logrando así, una transformación gracias a la unión del grupo acetogénico productor con bacterias consumidoras de H₂, siendo estas, las bacterias metanogénicas, que al encontrarse en conjunto se establece una colaboración sintrófica (Angelidaki *et al.*, 2011).

d) Metanogénesis

La metanogénesis es la etapa final de la DA. Esta consiste en la formación de CH₄ a partir de dos rutas principales: la acetoclástica y la hidrogenotrófica (Metcalf *et al.*, 2003). Los dos tipos de metanógenos, acetoclásticos e hidrogenotróficos son esenciales para el último paso de la conversión entre materia orgánica y metano. Sin embargo, los roles de estas arqueas durante esta fase del proceso son limitados, esto debido a que trabajan bajo condiciones estables de temperatura a 37°C y pH 7 (Demirel and Scherer, 2008). Alrededor del 72% del CH₄ producido en esta etapa, se genera a partir de la transformación del acetato (Metcalf *et al.*, 2003). La menor eficiencia de esta última etapa se debe a una menor capacidad metabólica de las bacterias anaerobias, lo que resulta en tiempos de retención más largos con respecto a los aerobios (Van Haandel *et al.*, 2006).

1.7.2 Parámetros operacionales de la digestión anaeróbica

Para la operación eficiente de un sistema anaeróbico existen parámetros que deben ser controlados. Entre ellos está la temperatura, el pH, la alcalinidad, los AGV, el tiempo de retención de sólidos, amoníaco (NH_3) o amonio (NH_4^+) y los compuestos que están presente en los lodos entrantes al sistema de DA.

Temperatura

La temperatura juega un papel importante en las etapas de la DA, en donde influyen directamente sobre la actividad de diferentes especies encargadas de degradar la materia orgánica en ausencia de oxígeno. Diferentes investigadores (Svensson, 1984; Matsushige *et al.*, 1990; Wu *et al.*, 1993; Rebac *et al.*, 1995; Kettunen and Rintala, 1997; Lettinga *et al.*, 1999) han observado que la temperatura puede generar un aumento en las concentraciones de amonio libre, afectando la utilización de los sustratos por parte de los microorganismos. La mayoría de los estudios sobre la actividad metabólica de las bacterias metanogénicas anaeróbicas en rangos de temperatura entre 25 a 37°C (mesófilo) mostraron un efecto negativo con la temperatura decreciente, y las aplicaciones a escala natural del tratamiento de aguas residuales anaeróbicas se limitaron a aguas residuales con temperaturas superiores a 18°C (Lettinga *et al.*, 2001). Debido a esto, se debe proporcionar calefacción artificial para mantener la temperatura entre los 25-35°C, lo que resultará en un gran aumento de los costos de operación (Foresti, 2002; Aiyuk *et al.*, 2006).

pH, alcalinidad, ácidos grasos volátiles

El pH es un factor condicionante en diferentes reacciones bioquímicas, las cuales se deben desarrollar a pH entre 6,5 y 7,2 para una óptima actividad en la DA (Boe, 2006; Turovskiy and Mathai, 2006). En concreto las especies metanogénicas presentan una actividad óptima en un pH de 7, mientras que la actividad óptima para las bacterias acidogénicas se encuentra a un pH de 6 (Jim *et al.*, 1998). También el pH determina la toxicidad de determinados compuestos como el NH_3 o los AGV debido a que influye directamente en la distribución de los mismos en su forma ionizada o no ionizada. Cambios en el pH podría afectar principalmente al consorcio bacteriano presente en el sistema, generando como consecuencia un aumento en las concentraciones de AGVs, sin embargo, se han reportado que trabajar a pH comprendidos entre 6,5-8,5 las bacterias productoras de metano podrían desarrollar su actividad (Jim *et al.*, 1998; Weiland, 2010).

Por otra parte, la alcalinidad tiene un papel importante para la DA, determinando la capacidad tampón de un sistema ante los cambios rápidos en el pH (Jantsch and Mattiasson, 2004). En el rango de pH de 6 a 8, el principal equilibrio químico que controla la alcalinidad es el dióxido de carbonobicarbonato (Hwang *et al.*, 2004). El incremento del pH se puede asociar a la ocurrencia de condiciones inadecuadas en la neutralización de la acidez (capacidad buffer) provocada por la transformación de la materia orgánica en AGV, en donde las condiciones favorables se encontraron en valores entre 240-264 mg CaCO_3/L a pH 7 para concentraciones de 694 mg/L de AGV (Hwang *et al.*, 2004)

Los AGV son compuestos de carácter ácido que pueden llegar a alterar las condiciones de ácido-base de un sistema anaeróbico. La acidificación de un sistema puede estar dado por el aumento en las concentraciones de AGV al presentar condiciones de sobrecarga del sistema o a la interrupción de las bacterias productoras de CH₄. Otro de los efectos que produce la acumulación de AGV corresponde a la ruptura en la capacidad tampón del sistema (Yuan, H. *et al.*, 2016). Por tanto, una acumulación de AGV cercanos a 1500 mg/L, genera una sobrecarga y desequilibrio en el DA, pudiendo producir una inhibición en la etapa metanogénica (Alonso *et al.*, 2006).

Amonio

El amonio ha sido estudiado ampliamente en el proceso de DA, ya que se presenta como un agente inhibidor de los procesos anaeróbicos (Angelidaki *et al.*, 1993). La distribución del amonio varía de acuerdo a las condiciones de pH y temperatura presentes en el reactor (Liu and Sung, 2002). Un valor de pH sobre 8 puede causar un 50% de inhibición de los microorganismos metanogénicos (Chen *et al.*, 2008). Tal efecto causaría una disminución en la producción de metano y una eliminación de lodo no estabilizado, debido a los bajos rendimientos de CH₄ (Hansen *et al.*, 1998; Sung *et al.*, 2003; Chen *et al.*, 2008). Sin embargo, concentraciones de NH₃ menores a 200 mg/L son beneficiosas para la DA, ya que este constituye un nutriente esencial para los microorganismos (Liu and Sung, 2002). Estudios han reportado que concentraciones de N-NH₄⁺ menores a 0,5 g/L generan un efecto inhibitorio en el rendimiento de producción de CH₄, pero concentraciones por sobre los 3 g/L generarían efectos significativos en la actividad productora de CH₄, por lo que se hace esencial comprobar el efecto que provocaría el NH₄⁺ en las actividades metanogénicas (Sung and Liu, 2003; Procházka *et al.*, 2012).

1.8 Amonio: efectos en la digestión anaeróbica

Durante la DA se generarán distintos compuestos, dentro de los cuales se pueden encontrar compuestos orgánicos como alcoholes, cetonas, ácidos grasos de cadena larga y compuestos nitrogenados, tales como, amoniaco y amonio (Chen *et al.*, 2008). Estos compuestos al encontrarse dentro de la actividad biológica del reactor anaeróbico, pueden generar un efecto inhibitor, afectando principalmente la actividad metanogénica acetotróficas (Procházka *et al.*, 2012).

La inhibición del amonio en el reactor se presenta como un problema recurrente, debido a los altos contenidos de proteínas y otros compuestos nitrogenados que presentan concentraciones entre 8-25 mg/L aproximadamente (Tchobanoglous *et al.*, 2003). La DA también se puede ver afectada por la presencia de altas concentraciones de NH_4^+ de 0,9-1,5 g/L presentes en los lodos provenientes de PTAS, que en conjunto a condiciones de pH bajos entre 5-6, obligaría a mantener condiciones operaciones estables para amortiguar el estado presente en el influente (Yenigün and Demirel, 2013).

Frecuentemente se reconoce que la fracción de NH_3 libre tiene un rol importante en la inhibición del reactor, debido a que este tiene la capacidad de ingresar por la membrana celular afectando principalmente a la homeostasis de las arqueas metanogénicas que son las más sensibles a su presencia (Chen *et al.*, 2008).

Como se menciona anteriormente, el NH_3 y NH_4^+ se encuentran en equilibrio a un pH entre 6,8-8,9 y a una temperatura mesófila de 37°C (Emerson *et al.*, 1975; Sung

et al., 2003). El aumento por sobre las condiciones óptimas de pH en la operación del DA, puede llevar a distintos episodios de inhibición en el reactor, provocando una baja producción de metano, debido a la inactividad metanogénica. En la Tabla 4 se pueden observar datos bibliográficos de las condiciones operacionales óptimas según distintos autores.

Tabla 3. Condiciones operacionales óptimas para digestión anaeróbica.

Parámetros		Observaciones	Autores
pH	T (°C)		
6-7.6	35-37	Concentraciones <0,2 g/L de amonio.	Liu and Sung, 2002
6.8-7.5	37	Concentraciones menores a 1.5 g/L.	Sung et al., 2003
>8.9	37	Sobre 0,4 gN-NH ₃ /L puede generar inhibición.	Chen et al., 2008

1.9 Pre-tratamiento de lodos sanitarios

La aplicación de pre-tratamientos en la DA permitiría facilitar la etapa hidrolítica del sistema, generando como consecuencia, la intensificación de los procesos permitiendo trabajar con TRS más bajos, esto además conlleva a una disminución en los costos energéticos, ya que se pueden observar entre 21-38% en las eficiencias de producción de energía (Mercalf *et al.*, 2003; Appels *et al.*, 2008).

Existen pre-tratamientos de lodos sanitarios basados en distintas tecnologías, entre ellas sistemas térmicos, químicos, mecánicos, métodos híbridos y mecánico/físico, entre estos últimos, se encuentra el sistema de ultrasonido. Los métodos mecánicos/físico han demostrado una importante mejora en la generación de biogás llegando a un 45% de aumento, mejorando así, la etapa de hidrolítica de la DA (Kumar *et al.*, 2014). El ultrasonido tiene el fin de desintegrar la estructura celular del compuesto orgánico complejo, facilitando la transformación en la etapa hidrolítica (Khanal *et al.*, 2007). El uso de pre-tratamientos ha demostrado un aumento en la eficiencia eliminación de materia orgánica, en el aumento de la generación de biogás y estabilización de lodos. Pero, aun así, este tipo de tecnologías se pueden presentar como una alternativa poco viable económicamente para las empresas, debido a que requieren un alto consumo de energía (Cano *et al.*, 2015).

Dado al alto número de pre-tratamiento, una de las implicaciones más significativas para su implementación, son los costos energéticos que se encuentran asociado por m³ de lodo, en donde la EPA ha informado consumos de 0,78 kWh/m³lodo, mientras que Canadá ha encontrado valores medios de 0,35 kWh/m³lodo, en el caso de Suecia y España han reportado valores de 0,47-0,51 kWh/m³lodo.

El ultrasonido como tratamiento previo muestra el comportamiento más interesante, debido a que trabajos a escala de laboratorio han demostrado difundir consumos de energía en un rango de 27-118 kWh/m³Lodo, en donde se pueden encontrar concentraciones entre 5-60 g/L. Sin embargo, el pre-tratamiento a tamaño a escala se han mostrado inviables económicamente debido al alto requisito energético (Ariunbaatar *et al.*, 2014). Por otra parte, el ultrasonido aplicado de manera industrial (gran escala), permite tratar

concentración de lodos de hasta un 10% ST, con un consumo energético menor a 10kWh/m³lodo, lo que explicaría el amplio alcance de este pre-tratamiento en las PTAS (Cano et al., 2015). Según Ariunbaatar et al. (2014) el tratamiento previo de ultrasonido podría ser viable energéticamente si se considera un consumo típico de 6 kWh/m³lodo a gran escala.

1.9.1 Ultrasonido como pre-tratamiento de lodos sanitarios

La sonicación de los lodos sanitarios se puede presentar como una de las tecnologías de pre-tratamiento que presentan un buen estado técnico y estabilidad operativa (Xie *et al.*, 2009). La cavitación producida por el equipo genera microburbujas, las cuales ocurren en tiempos cortos o milisegundos, las cuales implosionan y como consecuencia producen la fragmentación del conglomerado bacteriano del lodo, es decir, el rápido colapso y la expansión de las microburbujas provoca gradientes de alta temperatura y alta presión en la fase líquida, que rompe la membrana celular y libera materia intercelular en la solución a granel (Gogate, 2002). Tal tratamiento favorece a la desintegración de polímeros complejos facilitando la biodegradabilidad dando lugar a moléculas más simples (Khanal *et al.*, 2007; Kwiatowska *et al.*, 2011).

En estudios previos sobre pre-tratamiento de lodos, se demostró que el uso de ultrasonido de baja frecuencia de alrededor de 20-40 kHz arrojó los mejores resultados para la desintegración mecánica y transformación física (Tyagi *et al.*, 2014). Por lo tanto, aplicar el tratamiento ultrasónico a la ingeniería de tratamiento de lodos podría aumentar la producción de biogás en un 45% (Kim *et al.*, 2012). En la Tabla 5 se presentan 5 estudios realizados con la utilización de un pre-tratamiento de ultrasonido bajo distintos TRS y condiciones mesofílicas y termofílicas.

El uso de pre-tratamientos en el tratamiento de lodos genera una alternativa más eficiente tanto para el provecho en la generación de bioenergía, desempeño operacional y una gestión más afable con el medio ambiente, debido a que se ven disminuidas la generación de residuos sólidos o semisólidos, permitiendo que el mismo pueda ser utilizado para en otras actividades.

El pre-tratamiento de ultrasonido ofrece una alternativa sustentable tanto ambientalmente como energéticamente para los procesos de estabilización de lodos sanitarios provenientes de PTAS, en cuanto a la generación de biogás (energía) y un biosólido (digestato) que puede ser utilizado en la aplicación agrícola como biofertilizante (Cano *et al.*, 2015). Además, las concentraciones elevadas de NH_4^+ o NH_3 aparte de generar una inhibición de los reactores, este puede encontrarse en el digestato, separado tanto en su fracción líquida como sólida, el cual, puede contener una concentración elevada de NH_4^+ siendo perjudicial para el sistema y el medio ambiente (Yuan and Zhu, 2016). Estas concentraciones elevadas en la fase líquida tanto para NH_4^+ o NH_3 se devuelven al sistema de tratamiento, en el caso, de que no hubiera un sistema terciario para la contención, pueden ser mezcladas en la etapa de cloración formando principalmente cloraminas orgánicas (Zhang *et al.*, 2016).

Tabla 4. Eficiencia de diferentes sistemas de digestión anaeróbica con lodo pre-tratado con ultrasonido.

Pre-tratamiento	Solubilización de DQO	Condiciones de DA	Eficiencias	Autores
41 kHz; 5.000-60.000 kJ/kg ST	5,5-40,0%	Semi-continuo TRS: 8 d T: 37°C	MDR 56,7% SV	Tiehm et al., 2001
750 W; 20 kHz 660-6.951 kJ/kg ST	10,5-33,1% Control:5,8%	Batch TRS: 16 d T: 35°C.	40% más biogás	Bougrier et al. 2005
24 kHz, 0,51 W/mL, 4.8 W/cm, 2-15 min	50-2.500 mg/L	Semi-continuo TRS: 15 d T: 35°C	MDR 55,8% SV y 49% más biogás	Apul and Sanin, 2010
20 kHz 12.000 kJ/kg ST	36-42%	Batch TRS: 20 d T: 55°C	41% de biogás	Perez-Elvira et al., 2010
20 kHz 11.7719 kJ/kg ST	42%	Batch TRS: 43 d T: 33°C.	51% en metano	Saha et al., 2011

DQO: demanda química de oxígeno; DA: digestión anaeróbica; ST: sólidos totales; TRS: tiempo de retención de sólidos; SV: Sólidos volátiles; MDR: mejora de remoción.

2 OBJETIVOS DE DESARROLLO SOSTENIBLE

Para el año 2015, la Asamblea General de la ONU adoptó la agenda 2030, donde se encuentra estipulado un plan de acción para alcanzar el desarrollo sostenible, fortalecer la paz universal, garantizar el acceso a la justicia, el planeta y la prosperidad (ODS, 2017). Para ello, los estados miembros de la Naciones Unidas aprobaron la resolución, en donde, reconocieron que el mayor desafío del mundo se encontraba en la erradicación de la pobreza, en donde fueron enfáticos, que sin lograrla no podría haber un desarrollo sostenible (ODS, 2017).

Bajo estas circunstancias se establecieron 17 objetivos, dentro de los cuales se encuentran 169 metas de carácter integrado que abarcan círculos económicos, sociales y ambientales. La nueva estrategia propone programas de desarrollo mundial durante los próximos 15 años, en donde, existe un compromiso de movilización de medios para adoptarlas de mejor manera en los estados participantes. Además, implican un compromiso común y universal, esto debido a que cada país enfrenta retos específicos, se deberán abordar de manera específicas, en donde se plantearán sus propias metas, pero siempre apegándose a los Objetivos de Desarrollo Sostenible (ODS) dispuestos. En la siguiente tabla se encuentran los 17 ODS propuestos:

Una de las propuestas en la digestión anaeróbica de lodos provenientes de plantas de tratamiento de aguas servidas, es el aporte al cumplimiento de los objetivos número 6, 7, 9, 11 y 12. Enfocando uno de sus mayores aportes a la generación de una fuente de energía no contaminante en el medio ambiente; pero a esto se suma la innovación de tecnologías para aumentar las eficiencias, como lo es la utilización de un pre-tratamiento para mejorar los procesos a nivel industrial, favoreciendo el aumento en la producción de biogás y como consecuencia el incremento en la generación de energía.

Tabla 5. Objetivos de Desarrollo Sostenible.

Objetivo	Meta
1	Fin a la pobreza.
2	Hambre cero.
3	Salud y bienestar.
4	Educación de calidad.
5	Igualdad de género.
6	Agua limpia y saneamiento.
7	Energía asequible y no contaminante.
8	Trabajo decente y crecimiento económico.
9	Industria, innovación e infraestructura.
10	Reducir la desigualdad en y entre los países.
11	Ciudades y comunidades sostenibles.
12	Producción y consumo responsable.
13	Adoptar medidas urgentes para combatir el cambio climático y sus efectos.
14	Conservar y utilizar en forma sostenible los océanos, los mares y los recursos marinos.
15	Vida de ecosistemas terrestres.
16	Promover sociedades justas, pacíficas e inclusivas.
17	Alianzas para lograr los objetivos.

Fuente: Unión de Naciones Unidas, 2015.

3 HIPÓTESIS Y OBJETIVOS

3.1 Hipótesis

La aplicación de un pre-tratamiento de ultrasonido aumentará al menos un 30% la producción de metano durante la digestión anaeróbica de lodos sanitarios operado a TRS de 7,5 y 3 días, sin verse afectada por la concentración de amonio dentro del reactor.

4 OBJETIVOS

4.1 Objetivo General

Evaluar el efecto de la aplicación de un pre-tratamiento de ultrasonido a un lodo sanitario sobre la concentración de amonio y la producción de metano en un reactor anaeróbico operado a bajos tiempos de retención de sólidos.

4.2 Objetivos Específicos

- Analizar el efecto de un pre-tratamiento por ultrasonido sobre la concentración de amonio durante la digestión anaeróbica de lodos sanitarios operado a bajos tiempos de retención de sólidos.
- Analizar el efecto de la aplicación de un pre-tratamiento de ultrasonido en la estabilidad de un reactor anaeróbico a escala de laboratorio operado a bajos tiempos de retención de sólidos.
- Determinar el efecto de la aplicación de un pre-tratamiento de ultrasonido sobre la producción de metano en un reactor anaeróbico a escala de laboratorio operado a bajos tiempos de retención de sólidos.

5 METODOLOGÍA

5.1 Lodo sanitario

Para la realización del ensayo el lodo mixto ha utilizar provino de la PTAS del Gran Concepción, perteneciente a ESSBIO S.A., ubicada en la comuna de Hualpén, Región del Bío-Bío, Chile.

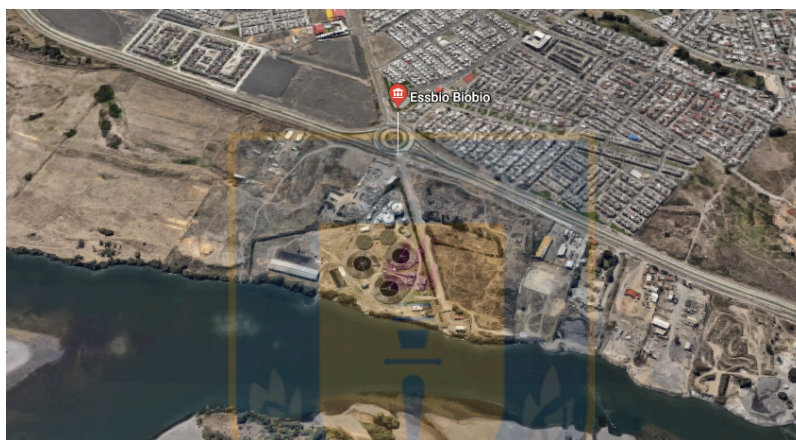


Figura 5. Planta de Tratamiento de Aguas Servidas ESSBIO Hualpén.

Fuente: Google Maps

La extracción se realizó a la salida de la cámara de mezcla, donde confluyen tanto el lodo primario como secundario. El lodo extraído fue transportado en bidones de plásticos hasta el laboratorio, en donde se analizarán los parámetros físico-químicos y posterior alimentación de los reactores. Luego fueron almacenados en la cámara de frio a una temperatura de 4°C, hasta la aplicación del pre-tratamiento y posterior alimentación a los reactores. La extracción de nuevas muestras se realizo en un periodo de 15 a 20 días durante todo el proceso experimental.



Figura 6. Extracción de lodo mixto desde la cámara de mezcla de la PTAS Hualpén.

6 PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL A DESARROLLAR

6.1 Pre-tratamiento con ultrasonido

Para el procedimiento de pre-tratamiento de ultrasonido, se utilizó un homogeneizador de laboratorio ultrasónico Hielscher (UP200ST) (Figura 4). El pre-tratamiento fue realizado bajo condiciones batch, en vasos de precipitado de 1 L, con 600 mL de lodo mixto y una agitación mecánica para favorecer la homogeneidad de pre-tratamiento. La energía aplicada será de 2000 kJ/Kg ST.

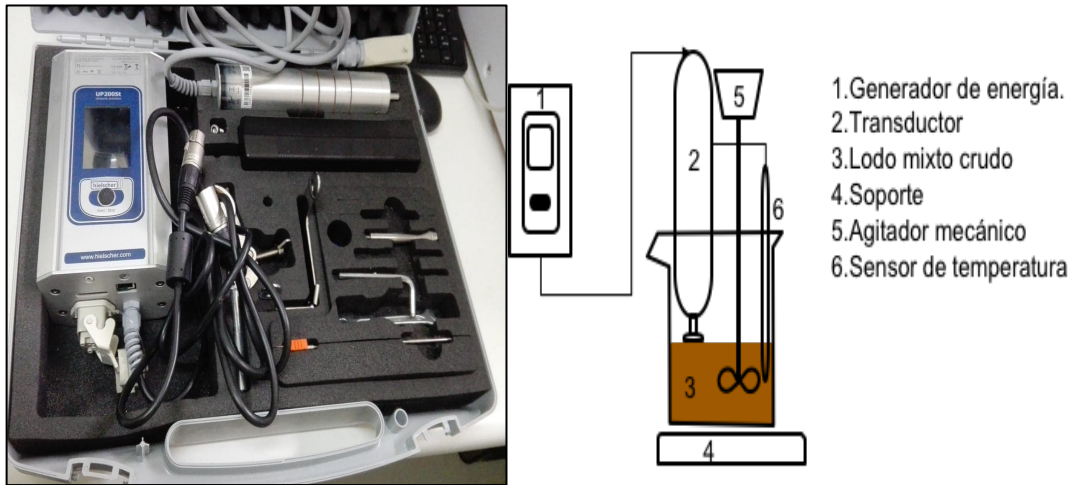


Figura 7. Homogeneizador ultrasónico Hielscher (UP200ST).

Para evaluar el efecto de solubilización de materia orgánica a causa del pre-tratamiento de ultrasonido, se realizó mediante la determinación de la demanda química de oxígeno total (DQOt) y soluble (DQOs). El porcentaje de solubilización representó el aumento de la DQOs por efecto del pre-tratamiento sobre la DQOt medida en la muestra (Wei y col., 2003), siguiendo la siguiente ecuación:

$$f(\%) = \frac{DQO_{spt} - (DQOs)_{t=0}}{(DQOt)_{t=0} - (DQOs)_{t=0}}$$

f (%): Factor de incremento de DQOs por efecto del pre-tratamiento; DQO_{spt} : Demanda química de oxígeno soluble de la muestra después del pre-tratamiento; $(DQOs)_{t=0}$: Demanda química de oxígeno soluble de la muestra antes del pre-tratamiento; $(DQOt)_{t=0}$: Demanda química de oxígeno total de la muestra antes del pre-tratamiento.

6.2 Inóculo bacteriano

El inóculo bacteriano fue extraído de la recirculación interna del reactor anaerobio de la PTAS de Hualpén. El volumen destinado para cada reactor fue de 6 L, dando inicio a la operación de ambos reactores presentes en el laboratorio del Grupo de Ingeniería y Biotecnología Ambiental (GIBA).



Figura 8. Extracción de Inóculo bacteriano desde la recirculación del DA de la PTAS Hualpén.

6.3 Reactores anaeróbicos a escala de laboratorio

Para realizar la comparación entre la línea pre-tratada y la línea sin pre-tratamiento, fueron instalados dos reactores anaeróbicos escala de laboratorio. Estos reactores tienen una capacidad de 9 L, pero trabajaron con un volumen efectivo de 6 L. Los reactores contaron con un sistema de sellado en la parte inferior y superior, generando un espacio completamente hermético, evitando la filtración y contacto con la atmósfera. Los dos reactores contaron con un sistema de control de temperatura constituida con una recubierta de acrílico

externa que envuelve ambos reactores, con una recirculación de agua a baño Julabo por medio de una bomba, la cual mantuvo la temperatura constante del agua a 38°C, esta se mantuvo por todo el periodo de análisis y estudio.

Los reactores contaron con dos salidas en la tapa superior, la primera fue utilizada para la inyección del lodo como alimento y extracción de lodos para conservar el nivel y los análisis efectuados para cada uno. La segunda salida fue utilizada para la extracción de biogás generado por los reactores, en donde, están conectados por un sistema de desplazamiento volumétrico en la parte superior generado desplazamiento el agua hasta generar una burbuja de aire, la presión genera un desplazamiento en la columna de vidrio, produciendo un puente de conexión en los dos electrodos que se encuentran al interior de la columna, esto provocó un cierre en el circuito eléctrico generando una señal, quedando registrada automáticamente en un contador digital (Veiga et al., 1990).

El inóculo extraído desde la PTAS presentó una actividad metanogénica, por lo tanto, se procedió a dar un tiempo de estabilización, el cual, constó de 20 días (d) logrando una aclimatación de los microorganismos anaeróbicos presentes. En este periodo se observó el comportamiento de la actividad de ambos reactores, tanto en la transformación de la materia orgánica y la producción de biogás. Posterior a la inoculación de ambos reactores, se inició la puesta en marcha.

Ambos reactores fueron alimentados de manera diaria, con la diferencia que el reactor control (RC) se alimenta con el lodo mixto sin pre-tratamiento extraído directamente de la PTAS, mientras que el reactor pre-tratamiento (PRT) es alimentado con lodo mixto pero tratado bajo un pre-tratamiento de ultrasonido.



Figura 9. Reactores Anaeróbicos a escala de laboratorio presentes en el laboratorio de GIBA.

Durante el periodo de operación de ambos reactores, se observará la estabilidad en términos de condiciones operacionales, eliminación de materia orgánica y producción de biogás.

6.4 Operación de los reactores

El estudio en ambos reactores se realizará utilizando dos TRS correspondiente a 7,5 y 3 días respectivamente.

6.4.1 Monitoreo de los parámetros operacionales y desempeño de los reactores

Luego de la puesta en marcha y operaciones de los reactores se determinarán las diferentes características físico-químicas para el lodo crudo (LC), lodo pre-tratado con ultrasonido (LUS) y al digestato de ambos reactores.

Estos parámetros incluyen mediciones de pH, conductividad, AGVs y N-NH_4^+ , los cuales serán determinados cada vez que haya una muestra nueva proveniente de la PTAS y luego posterior al tratamiento. En tanto, para el digestado, se determinará el pH en forma diaria, mientras que la conductividad, potencial de óxido reducción (POR), AGVs, alcalinidad y N-NH_4^+ , fueron determinados una vez por semana.

La concentración de AGVs totales proveniente de la salida de ambos reactores fueron reportados en función de DQO considerando el número de moles de oxígeno necesario para transformar cada uno de los ácidos grasos en CO_2 y H_2O , a través de la relación estequiométrica de la reacción de oxidación.

El desempeño operacional de ambos sistemas de DA se analizó mediante la eliminación de materia orgánica en términos de sólidos y se analizó mediante la determinación de DQOt, DQOs, ST y SV para ambos reactores. Estas determinaciones se realizaron dos veces por semana.

El porcentaje de CH₄ en el biogás se determinó una vez por semana, con el fin de, calcular el volumen diario de CH₄ producido por los reactores, esto se realizará utilizando la siguiente fórmula:

$$V(CH_4) \left(\frac{mL}{d} \right) = \frac{V_B \left(\frac{mL}{d} \right) * \%CH_4}{100}$$

V (CH₄)= Volumen diario de CH₄ producido, V_B= Volumen diario de biogás producido y %CH₄B= porcentaje de CH₄ en biogás.

Todos los días se registraron los datos de los captadores de biogás presentes en cada reactor, con el fin de llevar un conteo de la producción *in-situ* de biogás generado por cada reactor, estos contadores se encuentran calibrados mediante la prueba de desplazamiento volumétrico, siendo los valores presentes por cada "Peak" de 17 ml para el RC y 30 ml para RPT.

6.4.2 Balance de masa

El balance de masa se realizó con respecto al flujo másico de DQOt a la entrada del sistema global (LC) y en la salida de ambos reactores en forma de efluente o digestato. El volumen del CH₄ teórico fue referido como equivalentes

de DQO, teniendo como supuesto una temperatura normalizada de 20°C, la cual, corresponde a la temperatura promedio del agua en el sistema de desplazamiento volumétrico para la cuantificación del biogás. Se utilizará un factor de conversión para transformar el volumen de CH₄ a un equivalente de DQO, éste será realizado por medio de la siguiente fórmula (Soto et al., 1993):

$$FC = \frac{350 * (273 + T)}{273}$$

FC: Factor de conversión y T: temperatura promedio del agua en sistema de cuantificación de biogás.

6.4.3 Estado de la materia orgánica dentro de los reactores

Con el propósito de conocer el efecto del pre-tratamiento de ultrasonido sobre las diferentes reacciones de la DA, se calcularon los porcentajes de hidrólisis (H), acidogénesis (A) y metanogénesis (M), mediante las siguientes ecuaciones (El-Mashad y col., 2004):

$$H(\%) = \left(\frac{CH_4 \text{ como DQO} + DQOs E}{DQOt I} \right) \cdot 100$$

$$A(\%) = \left(\frac{CH_4 \text{ como DQO} + AGV E \text{ como DQO}}{DQOt I} \right) \cdot 100$$

$$M(\%) = \left(\frac{CH_4 \text{ como DQO}}{DQOt I} \right)$$

DQOs E: Demanda química de oxígeno soluble del efluente, DQOt I: Demanda química de oxígeno total del influente y AGV E: Concentración de ácidos grasos totales en efluente expresados como equivalentes de DQO.

6.5 Determinación de Actividad Metanogénica

La determinación de la actividad Metanogénica se basa en la cuantificación de biogás generado mediante la utilización sustratos en concentraciones conocidas, en donde se efectuó el ensayo bajo condiciones Bach utilizando botellas ámbar de 100 mL para ambos reactores. El volumen utilizado para cada uno fue de 70 mL, el cual fue alimentado con inóculo extraído de ambos reactores alcanzando una concentración de 1,5 gSV/L. A cada uno se le añadió 7 mL de una solución de nutrientes [NH_4Cl (2,8 g/L); KH_2PO_4 (2,5 g/L); $\text{MgSO}_4 \times 7\text{H}_2\text{O}$ (0,1 g/L); CaCl_2 (0.076 g/L); NaHCO_3 (4 g/L)], 0,35 g de NaHCO_3 y 0,6 mL de solución AGV preparada, la cual, consistió en 9,5 mL de ácido acético, 2,5 mL de ácido propiónico y 2,5 mL de ácido butírico en 100 mL, obteniendo una relación $\text{C1:C2:C3} = 2:0,5:0,5$ (Soto *et al.*, 1993). Finalmente se completó el volumen restante con agua destilada. Para lograr la condición anaeróbica interna inicial se procedió a la inyección de N_2 a cada botella del ensayo por un periodo de 45 segundos. Para lograr las condiciones de temperatura y agitación, se utilizó una Thermo Shaker, logrando una incubación a 37° y una agitación a 110 rpm.

La producción de biogás fue monitoreada con un indicador de presión, el cual, mediante la utilización de la ecuación de gases ideales se obtuvo la concentración efectiva, en cuanto a la concentración de CH_4 fue obtenida mediante la inyección de muestra en el cromatógrafo de gas. El ensayo fue realizado por triplicado más un blanco para cada ensayo (sin AGV). Las mediciones fueron realizadas en periodos de 24 h (posterior al inicio del ensayo), luego cada 48 h y 72 h hasta el punto en el que la presión se mantuvo constante.

6.6 Métodos analíticos

La determinación de pH, conductividad y POR, fue determinada mediante el uso de un (Figura 6) multiparamétrico portátil OAKTON (PC650).



Figura 10. Multiparamétrico portátil OAKTON (PC650).

La determinación de capacidad tampón del medio, fue determinada mediante la medición de la alcalinidad intermedia (AI) producto de la diferencia entre la alcalinidad total (AT) y parcial (AP). El método que se utilizó corresponde a la valoración de 20 mL de muestra de lodo con H_2SO_4 de concentración 0,5 N, con el fin de, alcanzar un pH de 5,75 equivalente a AP, seguido a esto se continuará de valoración hasta alcanzar un pH de 4,3 correspondiente a AT. La metodología que se utilizó para la determinación de la alcalinidad fue mediante la propuesta por Standard Methods (APHA, 2005). La medida del pH correspondiente a la titulación, se realizó con un electrodo compuesto de vidrio y otro de referencia de calomelano saturado con cloruro de potasio, conectado a un peachímetro Hanna (HI255), equipado con sensor de temperatura.

La determinación de AGVs, se realizó con un cromatógrafo de gases Shimadzu (GC,2014), con detector dual FID/TCD y provisto de un muestreador automático AOC 20i. Esta separación se realizó con una columna de 60/80 carboxen 1000 con medidas de 4,6 m x 1/8 in x 2,10 mm de diámetro interno. La temperatura de trabajo del inyector y TCD fue de 200°C, mientras que el gas portador fue nitrógeno con una pureza de 99.9%, trabajando a una temperatura en el horno de 170°C y se inyectó 0,2 mL de muestra.

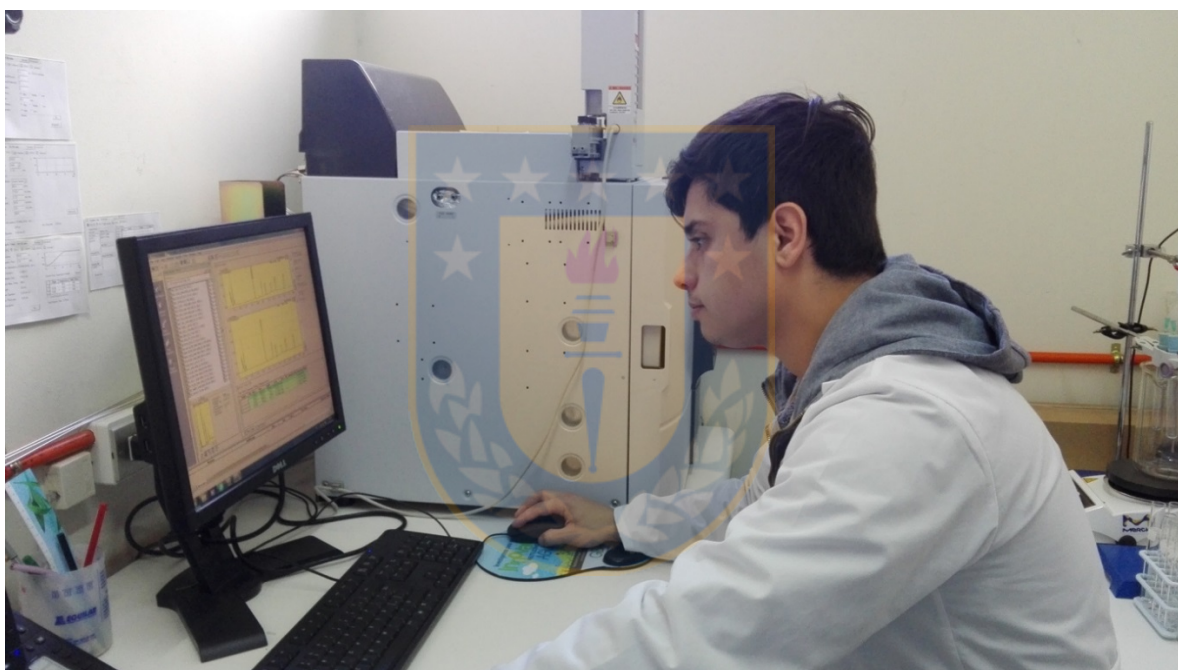


Figura 11 : Análisis de datos en Cromatógrafo de Gas.

Para la determinación de N-NH_4^+ , se utilizó el método de colorimetría, el cual, consistió en tomar 2,5 mL de muestra en duplicado, se añadió a cada muestra 0,1mL de solución de fenol, 0,1 mL de nitroprusiato de sodio, y 0,25 mL de solución oxidante. El color se desarrolló a temperatura ambiente en luz tenue durante 1 hora, luego se midió en un espectrofotómetro UV-VIS Shimadzu (UV-1800) a una absorbancia a 640 nm.

Para determinar el DQOt y DQOs, se siguió el método propuesto por Standard Methods (APHA, 2005) correspondiente al método colorimétrico de reflujo cerrado 5220-D. Ambas fueron determinadas con una absorbancia a 600 nm usando un espectrofotómetro UV-VIS Shimadzu (UV-1800). En tanto, para la obtención de la fase soluble de las muestras para la determinación de DQOs, se realizó una centrifugación de las muestras de lodo a 3900 rpm durante 5 min, seguido de una filtración seriada del sobrenadante por filtros de tamaño de poro 1,5 y 0,7 respectivamente.

Los ST y SV se determinaron mediante el procedimiento propuestos en Standard Methods (APHA, 2005). La masa fue determinada en una balanza analítica Precisa (XB 120A). Los ST se determinaron mediante el secado de la muestra usando una estufa Memmert a 104°C. Luego, los SV se determinaron utilizando la misma muestra de ST, en donde, la muestra se expuso en una mufla JSR (JSMF-30T) a una temperatura de 550°C durante 1 hora aproximadamente, luego la muestra es llevada a un desecador, en donde se esperó a que llegara a una temperatura de 20°C, finalmente se pesó mediante la balanza analítica.

El porcentaje de CH₄ producido en los reactores, fue determinado en un cromatógrafo de gas Shimadzu, con detector de conductividad térmica (TCD).

6.6.1 Análisis estadístico de resultados

Con el objetivo de verificar si hay diferencias significativas, los resultados obtenidos fueron analizados utilizando el programa estadístico INFOSTAT versión 2017. Se realizó un análisis estadístico inferencial para contrastar los resultados obtenidos, para ello se utilizó la prueba de t pareada para las variables que cumplan con el criterio de normalidad según la prueba de Shapiro-Wilks. Para las variables que no cumplan el criterio de normalidad, se utilizó una prueba no paramétrica de variables apareadas Wilcoxon. Para ello se desarrolló el análisis con un nivel de significancia de $p=0.05$.



7 RESULTADOS Y DISCUSIÓN

7.1 Caracterización de muestras de lodos

La caracterización físico-química del LC y LUS se ve reflejada en la Tabla 6, en donde los valores de pH variaron en promedios en $5,66 \pm 0,12$ y $5,76 \pm 0,10$. Ambos lodos presentaron una variación estándar cercana, pero el LUS no presentó una diferencia estadísticamente significativa ($p > 0,05$), siendo mayor en un 1,76% en comparación al LC. Estos valores son similares a los reportados en la caracterización de lodos primarios y secundarios, el cual, variaron entre 5-8 y 6-8. (Metcalf *et al.*, 2013).

La presencia de AGV antes y después del pre-tratamiento se mantuvo en rangos constantes, presentándose concentraciones entre 0,53-0,93 y 0,93-1,36 gDQO/L para LC y LUS, estos valores en promedios fueron de $0,73 \pm 0,15$ y $1,16 \pm 0,16$, siendo comparables con los obtenidos por Neumann *et al.*, (2018), ya que se presentaron concentraciones correspondiente a 0,97-1,0 gDQO/L en LC y LUS, otro estudio realizado por Liu Y. *et al.* (2014) se presentaron concentraciones entre 0,75-0,9 gDQO/L a pH 7 con un tiempo de fermentación de 15 d, valores que son cercanos a los obtenidos en la caracterización de LUS. En cambio, Xue *et al.* (2015) encontraron que las concentraciones de acetato aumentaron de 2 a 4 veces más posterior a la aplicación del pre-tratamiento.

Tabla 6. Caracterización físico-química del lodo sin y con pre-tratamiento antes de la digestión anaeróbica.

Parámetro ^N	Unidad	Rango		Promedio	
		LC	LUS	LC	LUS
pH ¹¹	-	5,59 - 5,74	5,46 - 5,90	5,66 ± 0,1	5,76 ± 0,1
Conductividad ¹¹	mS/cm	1,71 - 4,90	3,03 - 5,87	3,29 ± 1,1	3,65 ± 0,9
POR ¹¹	mV	-203,6 - -85,7	-283,8 - -87,3	-171,86 ± 61	-165,05 ± 70,8
DQOt ¹¹	g/L	31 - 97,6	26,4 - 113-8	52,5 ± 18,6	58,9 ± 24,3
DQOs ¹¹	g/L	5,8 - 18,1	5,6 - 23,4	9,7 ± 6,9	11,5 ± 9,3
S. Totales ¹¹	g/L	17,4 - 40,9	16,8 - 37,7	29,6 ± 9,3	30,8 ± 8,2
S. Volátiles ¹¹	g/L	13,5 - 31,5	13,1 - 28,6	24,6 ± 6,8	23,7 ± 6,5
N-NH ₄ ⁺ ¹⁰	g/L	0,2 - 1,5	0,2 - 1,4	0,6 ± 0,5	1,0 ± 0,5
A. acético ⁷	g/L	0,17 - 0,28	0,22 - 0,39	0,21 ± 0,05	0,29 ± 0,06
A. propiónico ⁷	g/L	0,19 - 0,40	0,36 - 0,59	0,36 ± 0,08	0,51 ± 0,09
A. butírico ⁷	g/L	0,06 - 0,25	0,13 - 0,31	0,13 ± 0,08	0,23 ± 0,08
A.N-valérico ⁷	g/L	0,05 - 0,12	0,07 - 0,16	0,08 ± 0,03	0,12 ± 0,03
AGVtotal*	gDQO/L	0,53 - 0,93	0,93 - 1,36	0,83 ± 0,15	1,16 ± 0,16

N: Número de determinaciones; LC: Lodo Crudo; LUS: Lodo Ultrasonicado.

AGVtotal: se obtuvo mediante el cálculo estequiométrico de la DQO teórica del ácido acético, propiónico, butírico y N-valérico.

En la Figura 11, se presentan los resultados de las concentraciones de DQO, sólidos y N-NH_4^+ para el LC y LUS para la partida y etapas de operación para ambos reactores.

En la Figura 11 a) se encuentra la materia orgánica expresada como DQOt y DQOs, en donde las concentraciones DQOt encontradas en el LC y LUS presentaron valores promedio a $52,5 \pm 18,6$ y $58,9 \pm 24,3$, el cual el LUS presentó un incremento significativo ($p < 0,05$) equivalente al 10,8% sobre el LC, estos valores coinciden con los caracterizados en LC y LUS por Neumann *et al.* (2018) quienes reportaron concentraciones equivalentes a 56 y 57 g/L.

En cuanto, a las concentraciones de DQOs, se presentaron valores en aumento al momento de pasar por el pre-tratamiento, estos variaron de 23% a 27%, observándose una variación significativa ($p > 0,05$). El objetivo principal del pre-tratamiento de ultrasonido fue incrementar la disponibilidad de materia orgánica soluble, por lo cual, promovió al incremento de un 20-21% sobre las concentraciones DQOs presentes en el LC (Kendall, K. *et al.*, 2014). El factor de solubilización de DQO para LUS alcanzó un promedio de $6.1 \pm 2,6\%$, siendo un valor muy cercano al encontrado por Neumann *et al.* (2018), donde reportaron un factor de solubilización de 7% al utilizar una EE de 2000 kJ/kgST. Otros estudios reportaron factores de solubilización entre 3-9% al utilizar un pre-tratamiento con EE variable entre 1000-5000 kJ/kgST (Braguglia *et al.*, 2011; Cesaro *et al.*, 2012; Zhang *et al.*, 2013).

En la Figura 11 b) se muestran las concentraciones de ST, los cuales fluctuaron en promedios de $29,6 \pm 9,3$ y $30,8 \pm 8,2$, siendo valores inferiores a los reportados por Neumann *et al.* (2018) quienes encontraron concentraciones de 40,5-41,1 g/L utilizando un pre-tratamiento con una EE de 2500 kJ/kgST.

En cuanto a las concentraciones de SV, estos fluctuaron en valores promedios entre 24,6-23,7 g/L para LC y LUS, en donde no se observó una diferencia significativa ($p > 0,05$).

En la Figura 11 c) se muestran las concentraciones de N-NH_4^+ que se presentaron en LC y LUS durante todo el proceso experimental, los que estuvieron comprendidos entre 0,6 y 1,0 g/L. Sin embargo, las concentraciones variaron según el estado del influente que se extraía en la PTAS, ya que se presentaba en rangos entre 0,2-1,5 y 0,2-1,4 g/L para LC y LUS. Además, se presentaron desviaciones estándar altas, llegando a una diferencia entre 50% para LC y LUS, lo que se explicaría por la variación en las condiciones del influente extraído en la PTAS. La aplicación del pre-tratamiento de ultrasonido generó un incremento significativo ($p < 0,05$) de un 40% en las concentraciones de N-NH_4^+ , en comparación al LC. Estudios reportaron incrementos de 0,71 a 0,76 g/L en el amonio al aplicar el pre-tratamiento (Neumann et al., 2018). Mientras que Islam (2015) reportaron concentraciones de N-NH_4^+ equivalentes a 0,62 g/L, estas se encontraba un 25% sobre las concentraciones del LC.



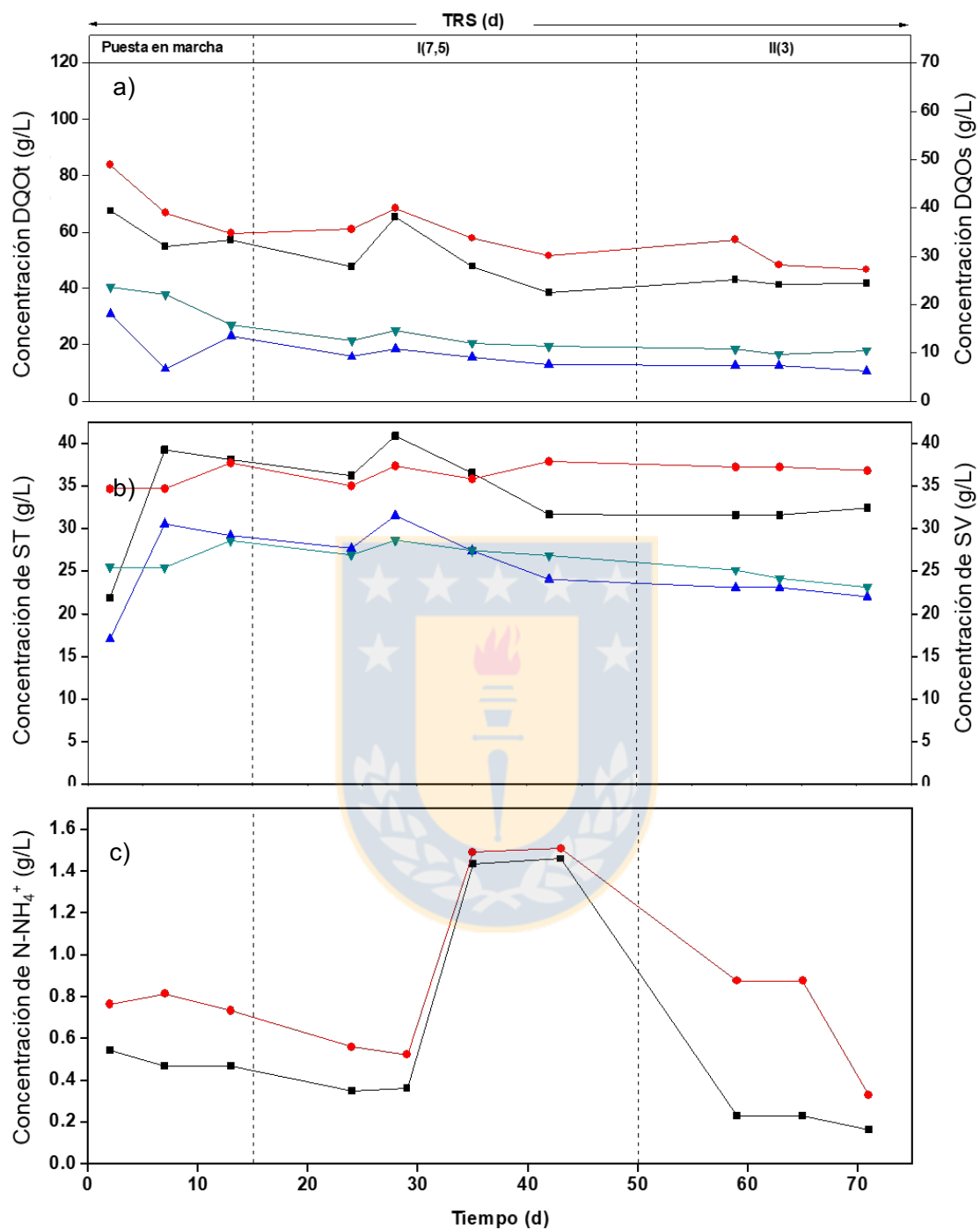


Figura 12. Caracterización físico-química del lodo crudo y con pre-tratamiento de ultrasonido. a) Demanda química de oxígeno total (■) LC, (●) LUS y Demanda química de oxígeno soluble (▲) LC, (▼) LUS; b) Sólidos totales (■) LC, (●) LUS y Sólidos volátiles (▲) LC, (▼) LUS; c) Amonio N-NH₄⁺ (■) LC, (●) LUS.

En la Tabla 7, se muestran las VCO en las que se operó ambos reactores, desde la etapa de puesta en marcha y las 2 etapas de operación de 7,5 y 3 d.

En la etapa de operación con TRS de 7,5 d, la VCO varió entre 2,9-4,2 y 2,9-3,8 gSV/L·d. Para la siguiente etapa se operó con un TRS de 3 días, en donde, la VCO varió entre 6,0-7,3 y 4,4-7,3 gSV/L·d para RC y RPT.

En la etapa de 7,5 d las condiciones de VCO se mantuvieron estables hasta el día 34, debido a que se presentaron condiciones de inhibición desde el día 35-50 por parte de ambos reactores, sin embargo, en la etapa siguiente se presentó una variación marcada en las VCO para ambos reactores, en donde, en el día 60 disminuyeron de manera abrupta, esto fue producto de la bajas concentraciones de ST y SV presentes en las muestras tomadas para esta etapa de operación. Para el TRS de 7,5 d los valores de VCO son similares a los obtenidos Neumann *et al.* (2018) donde reportaron VCO de 3,6 y 3,5 gSV/L·d para RC y RPT. Sin embargo, Islam (2015) reporta para un TRS de 3,5 un aumento de 6,7 gSV/L·d, presentando una marcada sobrecarga en ambos reactores, los cuales coinciden con los valores encontrados en este estudio.

Tabla 7. Velocidad de carga orgánica en la operación de dos etapas de retención de sólidos.

Parámetro ^N	Unidad	TRS		TRS	
		7,5		3	
		RC	RPT	RC	RPT
VCO ¹³	gSV/L·d	3,62 ± 0,46	3,50 ± 0,37	6,40 ± 0,62	5,56 ± 1,2

N: Número de determinaciones; TRS: Tiempo de retención de sólidos

7.2 Operación de reactores anaeróbicos

7.2.1 Parámetros operacionales

En la Figura 12 se presentan los datos de pH de ambos reactores operados con los TRS de partida, 7,5 y 3 d.

El pH presentado durante la puesta en marcha se mantuvo en rangos entre $6,7 \pm 0,1$ y $7,2 \pm 0,1$, valores cercanos a los reportados por Boe (2006) y Turovskiy and Mathai (2006) con promedios de 6,7 y 7,2. El cambio de carga provocó una disminución del pH llegando a valores de 6,6 y 6,8 para RC y RPT, siendo esto considerado en el proceso de aclimatación de los reactores, dado que el aumento de carga al doble, no afectó a la operación de los reactores. Durante la siguiente etapa de operación con TRS de 7,5 d, el pH se mantuvo en un promedio de $7,27 \pm 0,1$ y $7,09 \pm 0,1$, siendo los rangos entre 7,1-7,6 y 6,9-7,2 para RC y RPT respectivamente. Mientras que en el periodo de inhibición parcial mencionado anteriormente, la variación de pH se ve marcada con un descenso en el día 35. Durante la última etapa de TRS de 3 d, el pH presentó una disminución significativa ($p < 0,05$) de hasta un 12% durante los días 50-73 para ambos reactores, llegando a intervalos de pH entre 6,7-7,4 y 6,4-7,2 para RC y RPT. En esta etapa se observó una disminución debido al aumento de carga para ambos reactores, llegando a promedios de $7,1 \pm 0,21$ y $6,86 \pm 0,26$ para RC y RPT respectivamente.

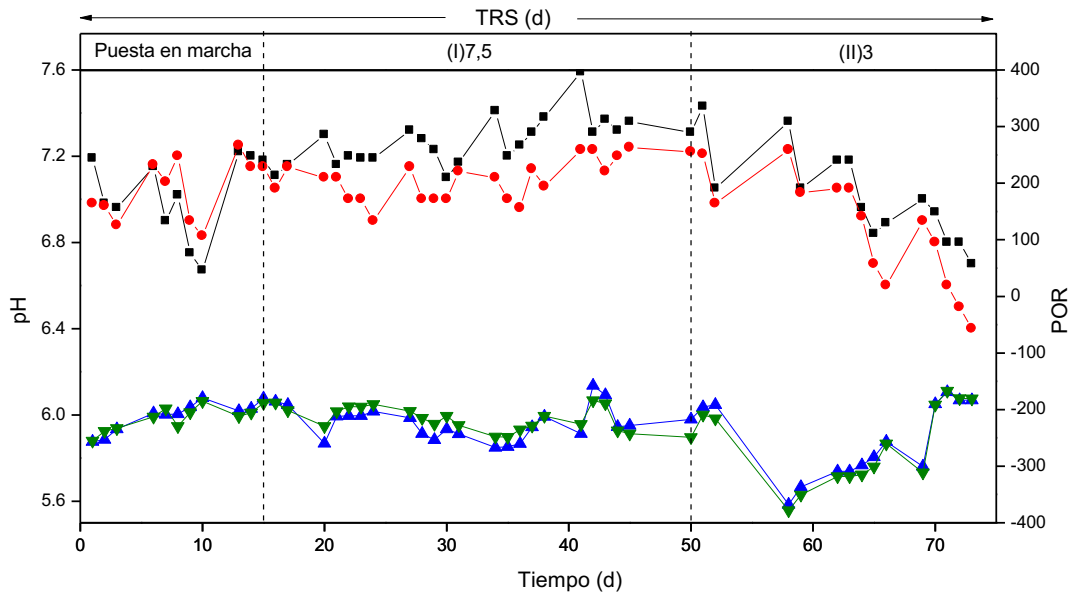


Figura 13. Monitoreo de condiciones en reactores anaeróbicos. A) pH (■) RC, (●) RPT y B) POR (▲) RC, (▼) RPT.

En la Figura 12, se muestran las condiciones anaeróbicas en las que se operan ambos sistemas, estos fueron medidos mediante la determinación de potencial de óxido-reducción (POR). Durante todas las etapas del proceso experimental se observaron POR negativos, mostrando que el sistema se encontraba en condiciones anaeróbicas. Ambos reactores operaron con POR variables entre -267 a -169 y -248 a -184 mV para RC y RPT, estos valores son equivalentes a los reportados por Amani *et al.*, (2010) donde indican que valores óptimos se encontraban bajo los -200 mV, también concuerdan con los datos propuestos por Appels *et al.* (2008), además, son equivalentes a los obtenidos por Neumann *et al.* (2018) en donde operaron con POR entre -225 y -300 mV encontrándose en condiciones óptimas para que ocurra el proceso de digestión anaeróbica.

Las concentraciones amoniacales están presentes en la digestión anaeróbica, estas se encuentran en la forma de NH_3 y NH_4^+ , siendo la primera una de las más tóxicas, afectando principalmente a la homeostasis de las bacterias metanogénicas (Chen *et al.*, 2008).

En la Figura 14 a) y b) se muestra la concentración de N-NH_4^+ y N-NH_3 presentes en la salida de ambos reactores medidos en fase sólida y líquida. Durante el la etapa de TRS de 7,5 d se alcanzaron concentraciones promedio de $1,6 \pm 0,4$ y $1,7 \pm 0,4$ g/L, mientras que el N-NH_3 presentó promedios de 39,6-36,0 y 31,9-28,9 mg/L para la fase sólida y líquida de RC y RPT. Para la última etapa de TRS de 3 d se registraron concentraciones menores, en donde, el promedio para ambos reactores fue de $1,1 \pm 0,2$ g/L. Las concentraciones estudiadas que puedan generar una inhibición parcial son de sobre 1,5 g/L (Procházka *et al.*, 2012). Durante los días 35-40 se registraron concentraciones de $2,4 \pm 0,1$ y $2,30 \pm 0,1$ g/L para RC y RPT, observándose un incremento significativo ($p < 0,05$) equivalente a 1,7 veces más, siendo un valor alto considerado por Angelidaki and Ahring (1993), donde determinaron que la DA debe presentar concentraciones inferiores a 1,5 g/L, ya que si se encuentran en un rango entre 1,5 y 3 g/L, generarían una inhibición parcial de los reactores. Concentraciones similares fueron encontradas por Barriga, F. (2017) en un TRS de 15 d, el cual, presentó valores cercanos a 3,1 g/L en ambos reactores, esto provocó una inhibición parcial de la actividad metanogénica. Para los mismos días mencionados anteriormente, las concentraciones de N-NH_3 alcanzaron valores de 63- 58 mg/L, donde el incremento significativo ($p < 0,05$) fue equivalente a un 2,1 veces para los días 35-40. Estudios han reportado que concentraciones mayores a 0,05 g/L serían una causante de inhibición parcial dentro de un reactor anaeróbico (Rodríguez *et al.*, 2011; Rajagopal *et al.*, 2013). Este efecto de acumulación de N-NH_3 libre estaría asociado a un aumento en las concentraciones de N-NH_4^+ presentes en la alimentación, viéndose incrementada 1,8 y 2,1 veces más en el LC y LUS.

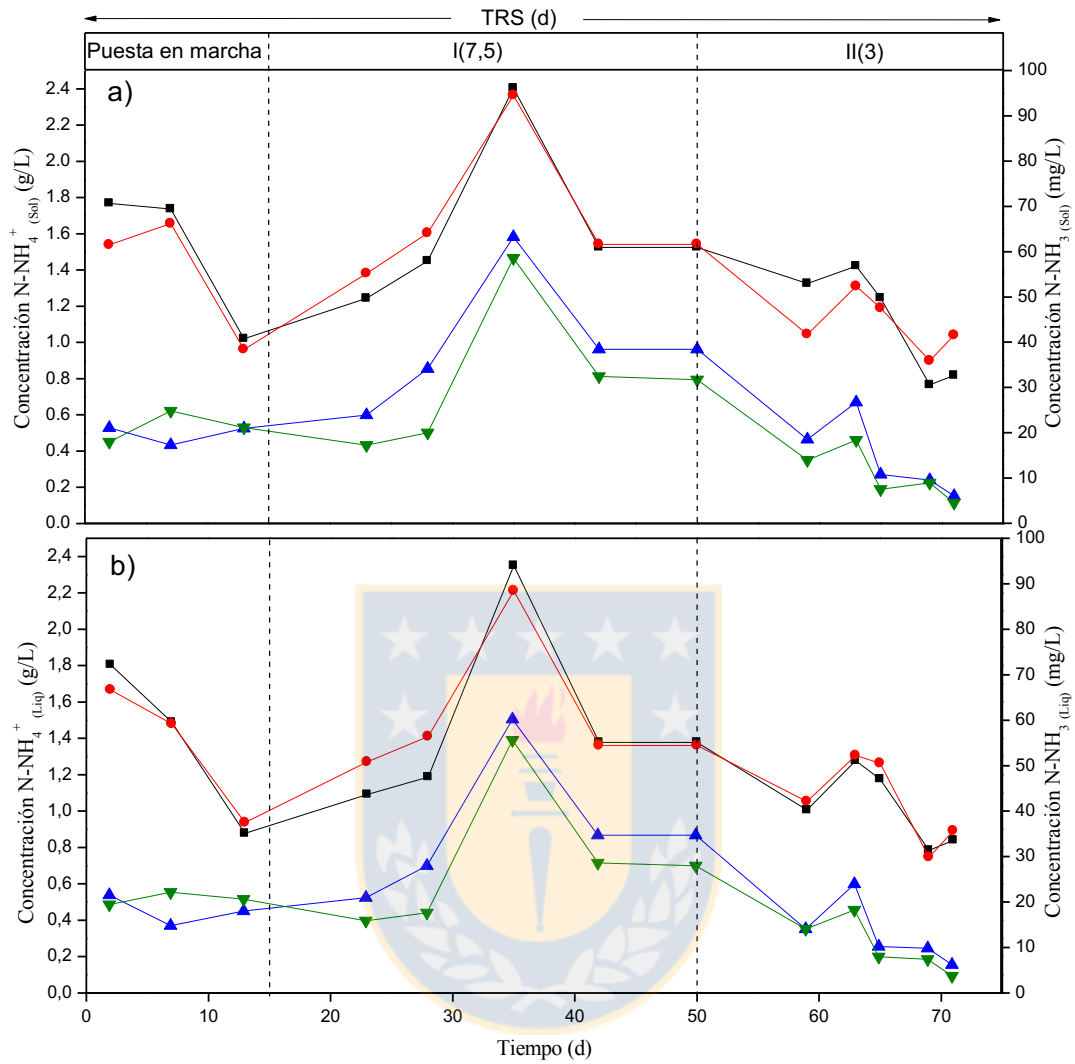


Figura 14. Concentración de nitrógeno del amonio y amoniaco. a) fase Sólida (■) RC, (●) RPT y b) Líquida (▲) RC, (▼) RPT.

En la Figura 14 se presentan los resultados de alcalinidad del efluente de ambos reactores, se midieron como una aproximación de la capacidad tampón del medio de reacción al interior, para ello se utilizó una relación entre alcalinidad intermedia y total (AI/AT) con el fin de determinar si ocurre un desequilibrio al interior de ambos reactores (Méndez *et al.*, 2010).

La relación AI/AT para la puesta en marcha de ambos reactores presentaron valores entre $0,56 \pm 0,01$ y $0,53 \pm 0,01$ para RC y RPT. Durante la etapa de TRS de 7,5 d los valores se vieron en un aumento, en donde, se obtuvieron valores promedios de $0,52 \pm 0,1$ y $0,40 \pm 0,1$ para RC y RPT. Sin embargo, durante este periodo se encontraron los mayores valores de relación AI/AT, llegando hasta 0,61 y 0,50, respectivamente. Estos valores obtenidos fueron superiores a los reportados por Neumann *et al.* (2018), el cual presentaron valores de 0,28 y 0,25, para un TRS de 7,5 d. Mientras que en la etapa de TRS de 3 d se alcanzaron valores promedios de $0,44 \pm 0,1$ y $0,42 \pm 0,1$ en RC y RPT. La alcalinidad presente para los dos TRS se encontró sobrepasada al límite en los días 35-50 debido a que al ser superior a 0,45 se ve comprometida la condición tampón de reactor, provocando una acidificación en el medio (Appels *et al.*, 2008). Esto tuvo lugar en los días antes mencionado, en donde se ve que la capacidad tampón se ve comprometida, generando una inhibición parcial del medio asociado a la acumulación de AGVs dentro de los reactores.

En cuanto a la AT presente en RC y RPT, se encontraron promedios de $3638,89 \pm 344,90$ y $3772,22 \pm 329,20$ mg CaO₃-eq/L durante el TRS 7,5 días y $2773,57 \pm 614,75$ y $2753,57 \pm 738,69$ durante el TRS 3 días. La alcalinidad total mostró una diferencia 4% más alta en RPT, este valor es esperable debido a que la presencia de amoniaco contribuye a la alcalinidad dentro de los reactores debido a la formación de bicarbonato de amonio cuando reacciona con el CO₂ (Khanal, 2008).

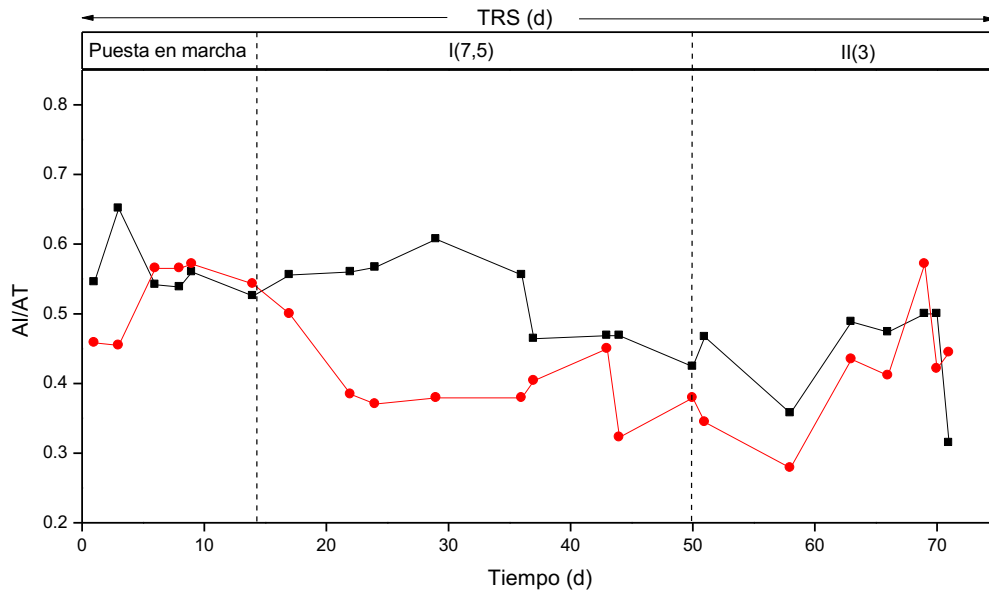


Figura 15. Relación entre alcalinidad intermedia y total (■) RC, (●) RPT.

En la Figura 16 se muestran los resultados de las concentraciones de AGVs determinadas en la salida de ambos reactores durante el periodo experimental.

Las parámetros analizados fueron principalmente el ácido acético (Ac), propiónico (Apr), butírico (Abu) y N-valérico (Aval), en donde se presentaron concentraciones de 0,16-0,58 y 0,12-0,58 g/L de Ac, 0,09-0,39 y 0,09-0,31 g/L de Apr, 0,03-0,30 y 0,02-0,29 g/L de Abu y 0,02-0,10 y 0,01-0,08 g/L de Aval, entre las etapas con TRS de 7,5 y 3 d para RC y RPT, respectivamente. Durante el TRS de 7,5 días las concentraciones promedio fueron de 0,37-0,31 Ac, 0,21-0,17 Apr, 0,16-0,13 Abu y 0,03-0,03 Aval para RC y RPT. Finalmente la en la etapa de TRS de 3 días, las concentraciones promedio fueron de 0,23-0,26 Ac, 0,18-0,22 Apr, 0,10-0,09 Abu y 0,05-0,04 Aval para RC y RPT.

En los días 35-50 se observó una condición de inhibición parcial, debido al aumento en la concentración de ácido acético con rangos de 0,54-0,57 y 0,51-0,55 g/L para RC y RPT. El periodo de inhibición parcial encontrado sería concordante con lo reportado por Shi *et al.* (2016), quienes reportaron que concentraciones sobre los 0,5 g/L de ácido acético, podrán generar una condición de inhibición parcial en el sistema. Por otra parte, en la segunda etapa de TRS las concentraciones de ácido acético y propiónico fueron un 12% y 18% mayor en RPT en comparación con RC.

Observando las dos etapas analizadas, coinciden con los valores descritos por Shi *et al.* (2016), el cual, al generar un aumento en las concentraciones de sustrato provocó una acumulación de ácido acético de 0,40 g/L, tal efecto generó un desbalance en la disponibilidad de AGV en la etapa acetogénica.



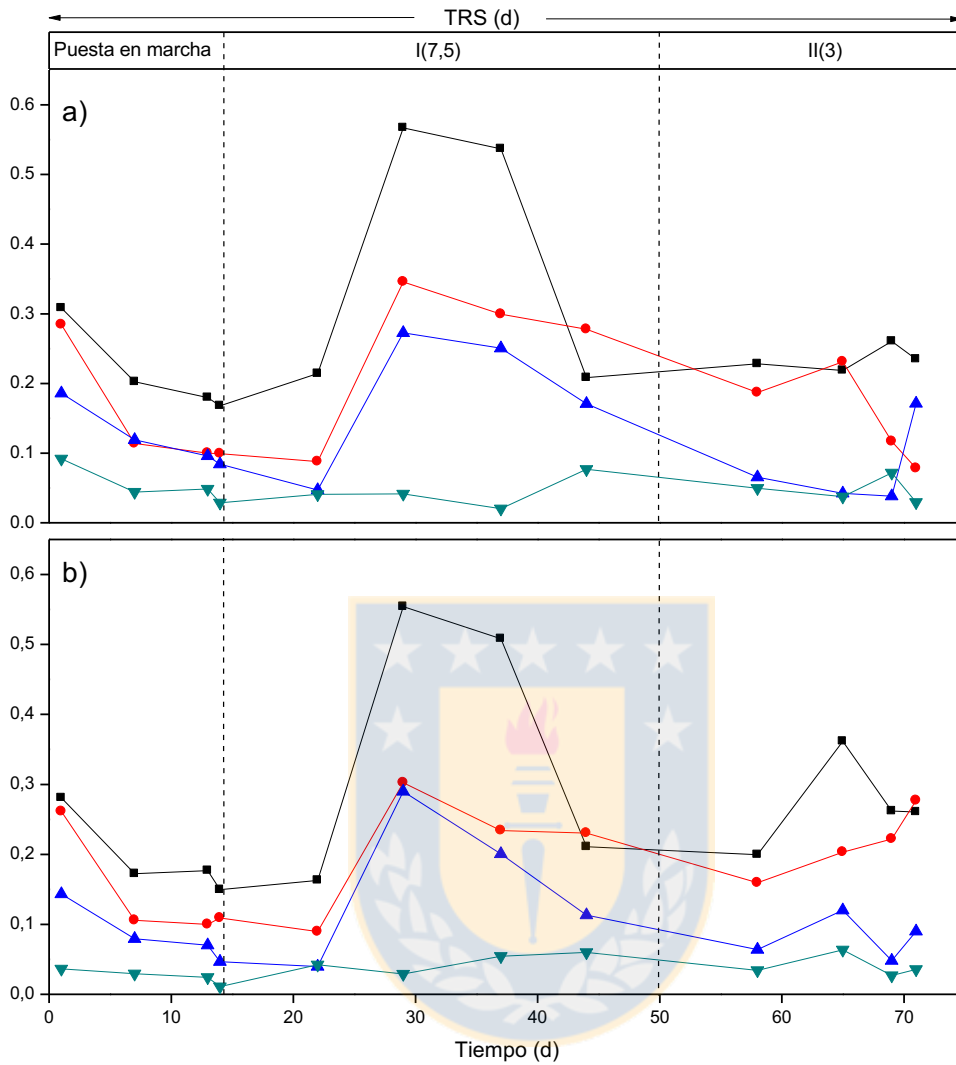


Figura 16. Concentración de ácidos grasos volátiles en el efluente de ambos reactores anaeróbicos. a) RC y b) RPT. (■) Acido acético, (●) Acido propiónico, (▲) Acido butírico y (▼) Acido N-valérico.

7.3 Eficiencias de transformación de materia orgánica

7.3.1 Eficiencias de eliminación de DQOt y SV

En la Figura 16 se muestra el rendimiento de ambos reactores según su capacidad transformadora de materia orgánica presentes en el influente como LC y LUS.

En la Figura 16 a) se observa que en la etapa de puesta en marcha, las eficiencia de eliminación para DQOt varió en intervalos de 21,9-35,1 y 32,8-51,8% en RC y RPT. Durante las etapas siguientes con TRS de 7,5 se alcanzaron eficiencias de 27,2 y 32,5% para RC y RPT, existiendo una diferencia significativa ($p < 0,05$) en esta etapa, llegando a un 5,3% más sobre las eficiencias presentadas en RC, por lo cual, el pre-tratamiento generó un incremento en la remoción de la materia orgánica. Los incrementos obtenidos en este estudio concuerdan con los reportados por Barriga (2017) donde encontró eficiencias de remoción de 38% para el TRS de 7,5 d utilizando lodos pretratados bajo condiciones batch, otro estudio realizado por Wang, D. et al. (2019) reportó eficiencias de remoción de materia orgánica en rangos de 30 a 50% a medida que intensificaban la exposición del pretratamiento de ultrasonido en tiempos de 20, 40, 60, 80 y 100 min, mostrando que la utilización del pre-tratamiento durante un periodo más prolongado sería más propicio para la conversión de la DQOt en la DA. Otro estudio determinado por Neumann et al. (2018) determinó que en la utilización del pre-tratamiento secuencial de ultrasonido y térmico genera eficiencias de remoción en rangos de 33,4 y 38,2% para RC y RPT, significando un aumento en el desempeño del RPT.

Para la segunda etapa con un TRS de 3 d, se obtuvieron eficiencias con valores promedios de 3,8 y 2,9% para RC y RPT, esto significó una disminución significativa ($p < 0,05$) de casi un 88,6% para el RC y un 92,4% para RPT, viéndose más afectado que el RC. Este efecto pudo ser consecuencia de los bajos TRS utilizados en ambos reactores, además, de la variabilidad en las concentraciones de materia orgánica

presentes en el influente, provocando una reducción en el tiempo de reacción de los microorganismos responsables en la transformación de la materia orgánica.

En la Figura 16 b) se muestran los resultados de eficiencias de eliminación de materia orgánica medida SV. Durante la puesta en marcha de ambos reactores se registraron intervalos de eliminación para SV se registraron valores de 24,2-60,7 y 51,1-56,8 de SV para RC y RPT.

Durante la etapa con TRS de 7,5 se observaron promedios de eliminación de SV de $27,7 \pm 0,6$ y $30,9 \pm 1,4\%$, correspondiendo a una eficiencia de 10,3% en RPT sobre RC, pero no presentaron diferencias significativas ($p > 0,05$). Estas eficiencias coinciden con lo observado por Islam (2015) quien reportó una eficiencia mayor de 17% más en el reactor alimentado con lodo pre-tratado con ultrasonido en un TRS de 5 d, otras de las eficiencias encontradas por Braguglia *et al.* (2012) correspondió al incremento de un 19% en un reactor con pre-tratamiento a un TRS de 10 días, demostrando que la utilización del pre-tratamiento aumenta las eficiencias de eliminación de SV. Sin embargo, Barriga (2017) reportó eficiencias de remoción de 24% en la utilización del pre-tratamiento secuencial para el mismo periodo. Mientras que en la última etapa de TRS de 3 d, se observaron rangos de eliminación de SV menores, donde encontramos valores entre 7,3-20,2 y 5,7-24,4% en RC y RPT. Ambos reactores presentaron valores promedios de $16,4 \pm 0,6$ y $17,0 \pm 0,3\%$ para RC y RPT.

Para los días 35 y 50 la eficiencia de ambos reactores disminuyeron significativamente ($p < 0,05$) en un 26,4 y 60% en comparación a los valores promedios registrados para ese periodo. Durante este periodo el proceso se vio intensificado debido al bajo TRS utilizado, además, de las bajas concentraciones presentadas por el influente utilizado en esta etapa generaron una condición de lavado de ambos reactores, provocando una retiró de los microorganismos en el sistema y una baja en la biomasa activa. Appels *et al.* (2008) destacaron que el uso de TRS inferiores a 10 d en una condición mesófila, generaría un lavado de los microorganismos afectando a la conversión de la materia orgánica presente. A

pesar del uso del pre-tratamiento con TRS bajo, Nickel and Neis (2007) afirman que se puede potenciar la conversión de la materia orgánica en los reactores alimentados con lodos pre-tratados con ultrasonido, dado esto, el RPT presentó una eficiencia de 4 a 5% más que el observado en el RC.

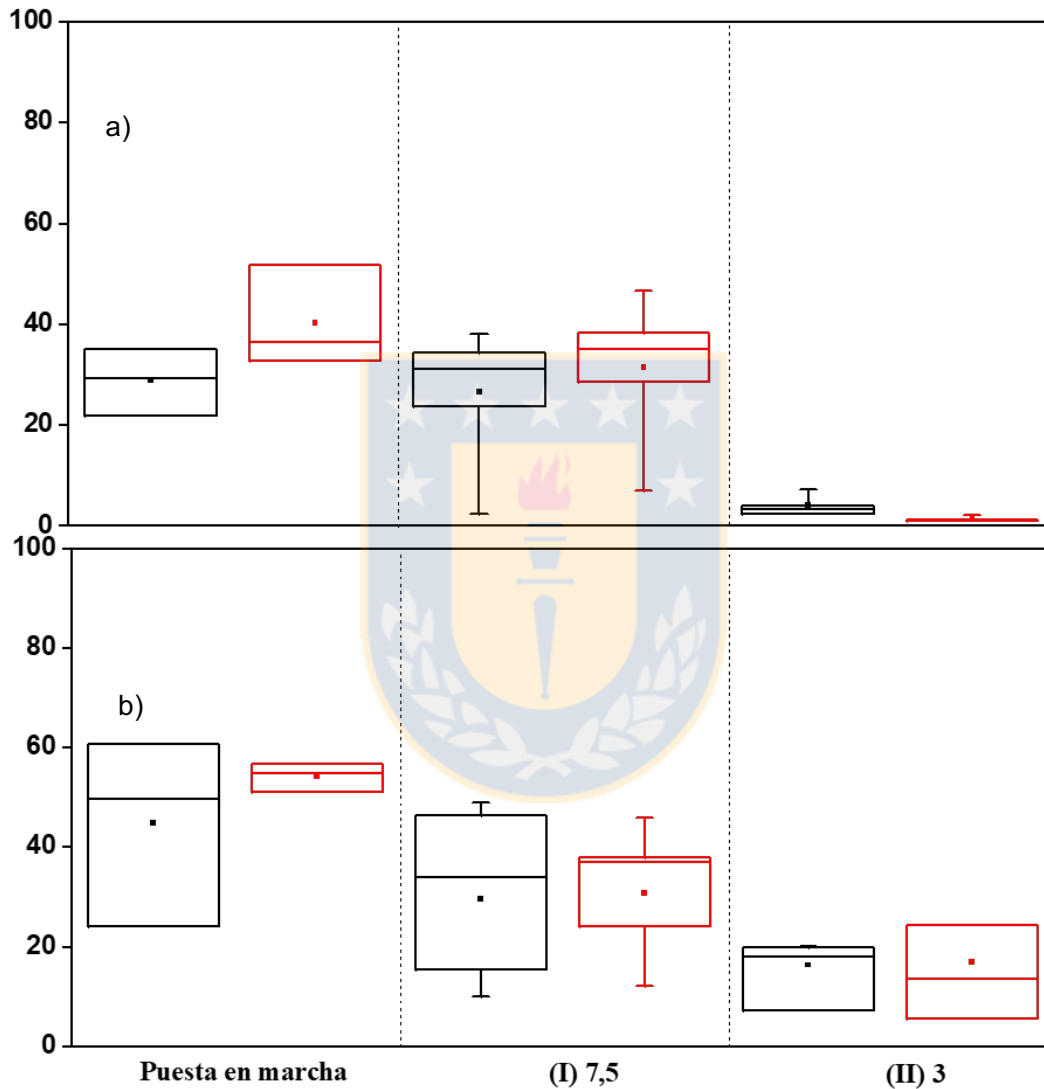


Figura 17. Eficiencias de eliminación de materia orgánica en ambos reactores anaeróbicos. Eficiencia de eliminación de a) Demanda química de oxígeno total y b) Sólidos volátiles. (□) RC, (□) RPT.

7.3.2 Producción de metano

En la Figura 17 se muestra el volumen de metano (CH₄) producido por ambos reactores durante todo el periodo experimental. Durante la etapa de puesta en marcha se registraron valores de CH₄ producido en rangos comprendidos entre 61-1559 y 127-1698 mL/d en RC y RPT. En cuanto a las concentraciones de metano en el biogás, se presentaron con concentraciones promedio de 63% estables para ambos reactores.

Durante la etapa de TRS de 7,5 días se obtuvieron producciones diarias comprendidas en rangos entre 799,6-4012,8 y 1029,6-5377,8 mL/d, en donde, los valores promedios fueron de $1908,7 \pm 783,3$ y $2870,6 \pm 1190,9$ mL/d para RC y RPT. El pre-tratamiento incrementó en un 33% la producción de metano en el RPT, observándose una diferencia significativa ($p < 0,05$), en donde, los valores son similares a los reportados por Braguglia *et al.* (2012) quienes reportan producciones de metano superiores en un 26% en un reactor alimentado con lodo sonicado aplicado de 2500 kJ/kgST y utilizando un TRS de 10 días. En el estudio realizado se encontró un aumento en la eficiencia de un 33%, el cual, estaría por sobre las eficiencias encontradas por el autor anterior.

Durante el los días 35-45 descrito en los parámetros analizados anteriormente, la producción de ambos reactores disminuye alcanzando valores de 2201 y 2563 mL/d, siendo una reducción significativa ($p < 0,05$) de 42 y 52% para RC y RPT.

Mientras que la última etapa con TRS de 3 días, se obtuvieron valores promedios de $790,6 \pm 368$ y $679,7 \pm 483,2$ mL/d, en donde, la producción estuvo comprendida en rangos entre 349,7-1694 y 331,7-2074,6 mL/d para RC y RPT. Para este periodo se presentó una producción distinta a la etapa antes mencionada, debido a que ambos reactores presentaron una disminución significativa ($p < 0,05$) en la producción de CH₄ de un 59 y 76% para RC y RPT.

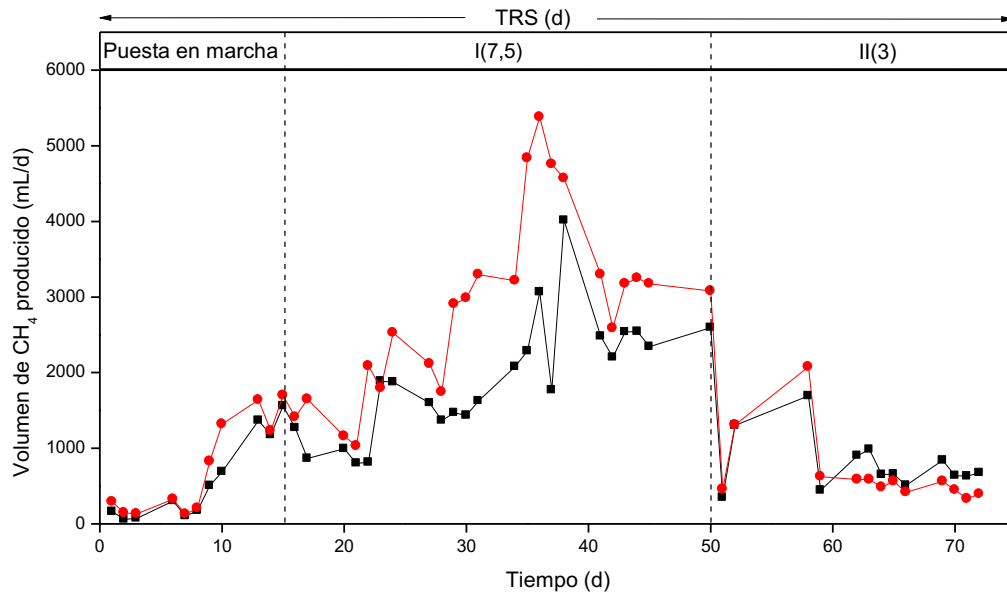


Figura 18. Producción diaria de metano en ambos reactores anaerobicos. (■) RC, (●) RPT.

En cuanto al desempeño para ambos reactores, se registró como un parámetro de rendimiento específico metano/biogás en la Figura 18, siendo calculado el volumen de CH₄ producido en relación a SV del influente (mL/gSVinfluyente).

Para RC y RPT, correspondió a un incremento significativo ($p < 0,05$) de un 33% en comparación al RC, significando que el pre-tratamiento generó un efecto positivo en el desempeño del RPT, estos son comparables con los obtenidos por Braguglia *et al.* (2012) quienes reportaron un aumento específico de 25% en el reactor semi-continuo alimentado con lodo pre-tratado con ultrasonido. siendo un valor superior al encontrado en este estudio, otras eficiencias fueron encontradas por Neumann *et al.* (2018) donde reportaron un desempeño de 29%, llegando a 252 mL/gSVinfluyente en el RPT para un TRS de 7,5 d. La aplicación de pre-tratamiento generó un aumento en las eficiencias y desempeño del RPT en comparación con RC, a la vez genera un aumento en la cinética de degradación en los lodos, favoreciendo a las tasas de producción de metano. Finalmente en la última TRS de 3 d, se encontraron

valores inferiores de $38,4 \pm 8,2$ y $47,5 \pm 9,8$ mL/gSV para RC y RPT. Se observó que la disminución del TRS tuvo una influencia significativa ($p < 0,05$) en la tasas de producción de metano, las cuales se vieron afectadas a un descenso de un 77%. La disminución en la producción de metano se atribuye a un efecto de lavado en los reactores, viéndose afectadas las bacterias metanogénicas, siendo concordante a lo reportado por Appels *et al.* (2008), quienes determinaron que trabajar con TRS menores a 10, podría generar efecto de lavado en los reactores, provocando una disminución en las arqueas acetotróficas.

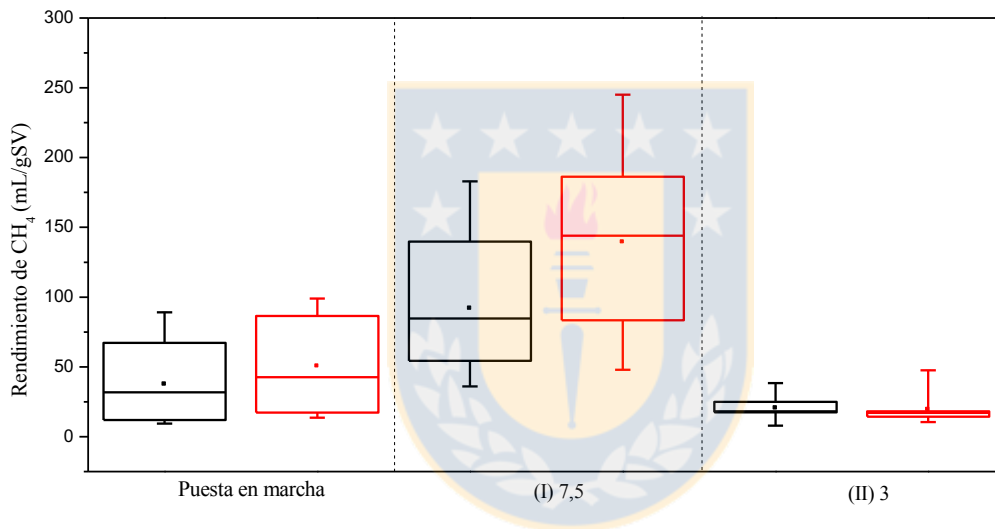


Figura 19. Rendimiento de metano en ambos reactores anaeróbicos. (□) RC, (□) RPT.

7.3.3 Caracterización físico-química del efluente

En la Tabla 8 se muestra el resumen de la caracterización físico-química del efluente correspondiente a ambos reactores durante las distintas etapas del trabajo experimental.

La materia orgánica medida en como DQOt presentó valores promedio de $35,2 \pm 5,8$ y $41,5 \pm 8,6$ g/L para RC, mientras que en RPT se presentaron valores promedios de $39,5 \pm 6,4$ y $34,9 \pm 9,4$ g/L para el TRS de 7,5 días. Se pudo encontrar una gran diferencia entre las dos etapas analizadas, debido a que en el TRS de 7,5 días el RPT siempre mostró una mayor concentración de DQOt, llegando a ser significativamente ($p < 0,05$) un 11% más que en el RC, esto concuerda con lo reportado por Barriga, F. (2017) el cual presentó un aumento de un 10% en comparación con el RC. En cuanto al TRS de 3 días se encontró que el RPT presentó una menor concentración de DQOt en comparación al RC, correspondiente a un descenso de 18%.

En cuanto a la DQOs los valores promedios presentados para RC y RPT fueron de $8,0 \pm 2,2$ - $11,6 \pm 4,0$ y $10,8 \pm 4,5$ - $12,3 \pm 4,8$ g/L para TRS de 7,5 y 3 días. La DQOs en RPT siempre mostró una mayor concentración equivalente a 25,9 y 5,7% más con respecto a RC. Este aumento pudo ser a raíz del efecto que provocó el pre-tratamiento, concordando con los incrementos reportados de DQOs de 10-17% sobre las concentraciones en el RC (Xue *et al.*, 2015; Barriga F., 2017; Neumann *et al.*, 2018).

Para el TRS de 7,5 y 3 d se presentaron concentraciones de SV promedios de $18,2 \pm 2,9$ - $15,4 \pm 2,4$ y $17,5 \pm 1,4$ - $13,2 \pm 1,2$ g/L en el efluente de RC y RPT. En comparación a las concentraciones de entrada de cada reactor, se encontró que la eliminación de SV para el TRS de 7,5 d se presentó una eliminación de 26-33% para RC y RPT. El DS N°4 considera como lodo estabilizado los que presentan una reducción de al menos 38%, con el fin de evitar atracción de vectores, los cuales,

en ambos reactores se encontraban bajo la condición de estabilización, por lo tanto, no cumpliría la norma (MINSEGPRES, 2009). Estos valores siguen la tendencia reportada por Barriga, F. (2017) y Neumann *et al.* (2018) en donde establecieron que al pasar de un TRS 30 a 15 d, eliminación de SV se encontró en un promedio de 48-39% para RPT, el cual fue descendiendo al pasar de una etapa de operación a otra. Continuando con un TRS de 3 d, el efluente tampoco presentó las características de estabilización, puesto que la eliminación de SV correspondió a un 14-9% para RC y RPT.



Tabla 8. Caracterización físico-química del efluente de ambos reactores anaerobios durante el proceso experimental.

Parámetro	TRH	Rango		Promedio		Rango		Promedio	
		7,5		7,5		3		3	
		RC	RPT	RC	RPT	RC	RPT	RC	RPT
pH ⁴⁸	-	7,1 - 7,6	6,9 - 7,2	7,3 ± 0,1	7,1 ± 0,1	6,7 - 7,4	6,4 - 7,2	7,0 ± 0,2	6,9 ± 0,3
Conductividad ⁴⁸	mS/cm	1,71 - 4,90	3,03 - 5,87	3,29 ± 1,1	3,65 ± 0,9	4,8 - 6,3	4,9 - 6,6	5,4 ± 0,6	5,4 ± 0,6
DQO ¹⁵	g/L	26,5 - 44,7	30,0 - 50,3	35,2 ± 5,8	39,5 ± 6,4	32,3 - 52,89	24,5 - 43,6	41,52 ± 8,6	34,0 ± 9,4
DQOs ¹⁵	g/L	3,8 - 10,1	3,9 - 19,4	8,0 ± 2,2	10,8 ± 4,5	8,6 - 17,2	7,9 - 17,1	11,6 ± 4,0	12,3 ± 4,8
S. Totales ¹⁶	g/L	20,0 - 36,7	23,2 - 27,8	26,8 ± 4,5	25,8 ± 1,6	17,5 - 25,6	12,3 - 19,9	20,3 ± 3,6	17,2 ± 3,5
S. Volátiles ¹⁶	g/L	14,1 - 23,2	15,4 - 19,2	18,2 ± 2,9	17,5 ± 1,4	13,5 - 19,0	12,2 - 14,5	15,4 ± 2,4	13,2 ± 1,2
N-NH ₄ ⁺ Sólida ¹³	g/L	1,2 - 2,4	1,4 - 2,4	1,6 ± 0,4	1,7 ± 0,4	0,8 - 1,7	0,9 - 2,2	1,3 ± 0,3	1,3 ± 0,5
N-NH ₄ ⁺ Líquida ¹³	g/L	1,1 - 2,3	1,3 - 2,2	1,5 ± 0,5	1,5 ± 0,4	0,8 - 1,9	0,7 - 2,1	1,2 ± 0,4	1,3 ± 0,5
A. acético ¹²	g/L	0,16 - 0,58	0,12 - 0,58	0,37 ± 0,2	0,31 ± 0,19	0,14 - 0,33	0,19 - 0,38	0,23 ± 0,06	0,26 ± 0,06
A. propiónico ¹²	g/L	0,09 - 0,39	0,09-0,31	0,21 ± 0,13	0,17 ± 0,09	0,06 - 0,31	0,13 - 0,37	0,18 ± 0,09	0,22 ± 0,06
A. butírico ¹²	g/L	0,04 - 0,30	0,02 - 0,29	0,16 ± 0,11	0,13 ± 0,11	0,03 - 0,22	0,04 - 0,12	0,10 ± 0,07	0,09 ± 0,03
A.N-valérico ¹²	g/L	0,02 - 0,05	0,01 - 0,06	0,03 ± 0,01	0,03 ± 0,02	0,03 - 0,08	0,02 - 0,08	0,05 ± 0,02	0,04 ± 0,02
AGV ¹²	gDQO/L	0,52 - 1,30	0,55 - 1,41	0,76 ± 0,1	0,86 ± 0,1	0,63 - 0,86	0,81 - 1,12	0,72 ± 0,1	1,04 ± 0,1

N: Número de determinaciones, A: Acido; S: Sólidos; RC: Reactor control; RPT: Reactor con pre-tratamiento.

7.4 Actividad metanogénica

Con el objetivo de verificar una posible inhibición al interior de los reactores anaeróbicos, se realizó un ensayo de actividad microbiológica metanogénica, el cual, mide el máximo rendimiento en producción de metano, mediante la capacidad de transformación de solución de AGVs en CH₄, estos resultados se muestran en la Figura 21.

La biomasa de ambos reactores presentaron actividades metanogénicas con valores de $0,05 \pm 0,04$ y $0,04 \pm 0,02$ gDQO/gSV·d para la etapa de TRS de 7,5 d. En relación a esta etapa, la actividad metanogénica específica presentó un 18% más que el RPT, donde también se vio un leve aumento en la producción acumulada de CH₄ llegando a una diferencia del 5% más en el RPT en comparación al RC.

En cuanto a la etapa de TRS de 3 d, mostraron valores de $0,05 \pm 0,01$ y $0,03 \pm 0,01$ gDQO/gSV·d, para RC y RPT, Las bajas producciones acumuladas de CH₄ en este ensayo fueron coincidentes con los altos flujos en los cuales se trabajaron los reactores, generando una disminución significativa ($p < 0,05$) de un 60% en comparación al TRS 7,5 días, tal condición generaría un efecto de lavado por parte de las bacterias formadoras de CH₄. Van Lier *et al.* (2002) reporta que las bacterias metanogénicas presentes en el sistema de DA, reaccionan de manera distinta bajo distintas condiciones de estrés producto de los cambios en el TRS, dentro de las cuales encontramos las bacterias acetotróficas siendo las encargadas de producir entre el 60-70% de metano trabajando a un TRS mínimo de 1,4-8,3 d y por otro lado las bacterias hidrogenotróficas que producen aproximadamente el 30% de metano trabajando a TRS de 1 d como mínimo.

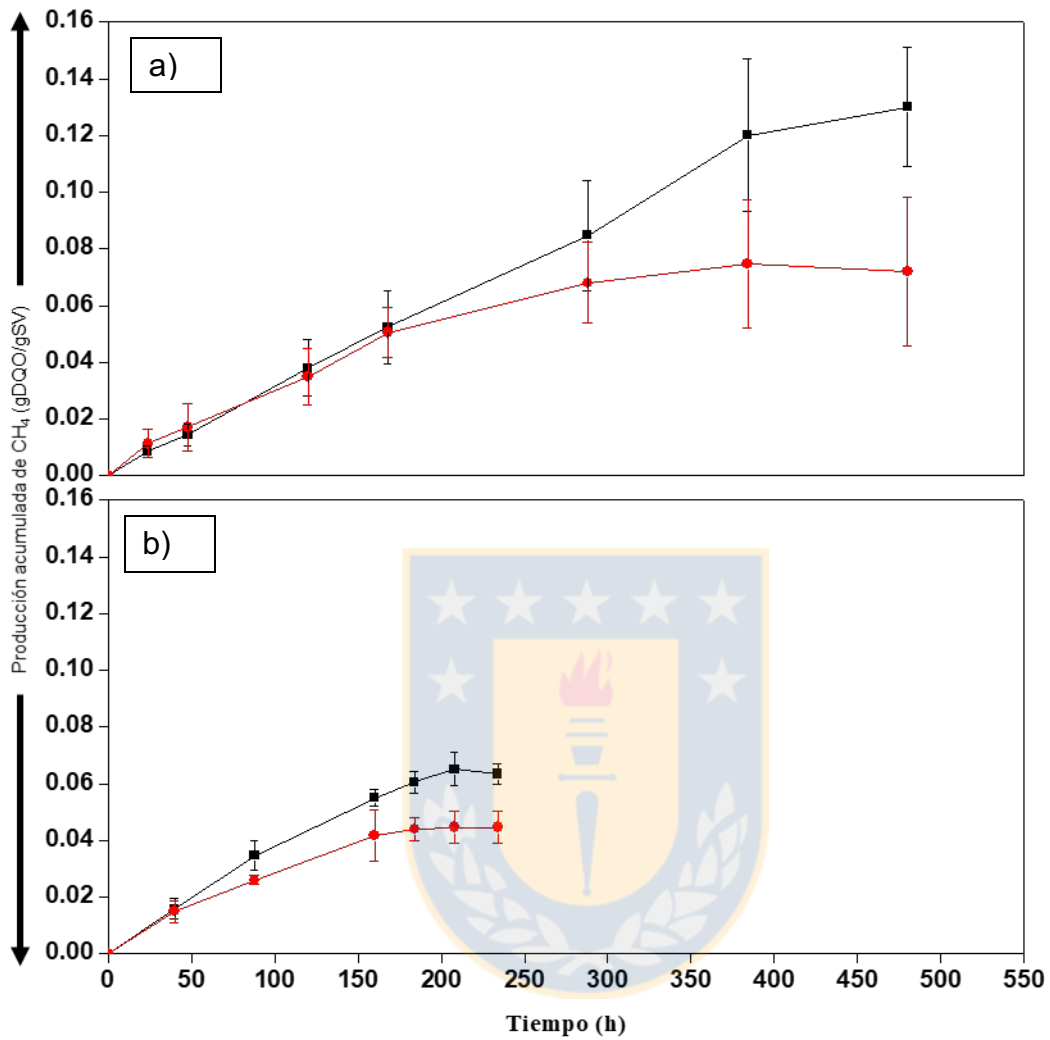


Figura 1920. Volumen de metano acumulado durante el ensayo experimental de actividad metanogénica específica. a) TRS 7,5 d y b) TRS 3 d. (■) RC y (●) RPT.

7.5 Balance de materia orgánica

La Figura 20 presenta el balance de materia realizado con el objetivo de ver el desempeño en la transformación de la materia orgánica el comportamiento de los reactores a bajos TRS.

El balance se realizó utilizando 100 kgDQO en la entrada para los TRS de 7,5 y 3 días, con el fin de ajustar las eficiencias en la salida de cada reactor en los TRS antes mencionados.

Se encontró que el porcentaje de materia orgánica transformada a CH₄ fue de un 33 y 17% siendo similares a las obtenidas por el análisis experimental, esto dado a que el balance puede arrojar valores superiores, Van Lier *et al.* (2008) determinó que las eficiencias obtenidas en un análisis experimental pueden ser superiores a las obtenidas bajo condiciones reales de operación.

Analizando el TRS de 7,5 días, se puede determinar que el pre-tratamiento implicó un aumento en el porcentaje de materia orgánica hidrolizada, acidogenizada y metanogenizada de un 33,0-20,0-0,1 % en RPT en comparación a RC, sin embargo, para el TRS de 3 d, se encontró un 17-4-9,6% en RPT con respecto a RC. Esto implicaría que al utilizar un influente pre-hidrolizado por un pre-tratamiento generaría un aumento en la tasa de conversión de la materia orgánica con respecto al RC. Neumann *et al.* (2018) reportó que durante la digestión avanzada de pre-tratamiento secuencial ultrasonido/térmico, el 40-45% de la DQO de entrada se convirtió en metano, los cuales fueron valores superiores a los encontrados en este estudio, pero esperables debido a que solo se utilizó un pre-tratamiento de ultrasonido.

En cuanto a la acidogénesis, se encuentra una menor tasa de conversión en el TRS de 7,5 días, esto sería concordante con el periodo de inhibición parcial ocurrida durante esta etapa, EL-Marshand *et al.*, concluyeron que la acumulación de NH₄⁺ afectaría a la tasa de conversión por parte de las bacterias acidogénicas. La

disminución correspondió en promedio un 90% en comparación al siguiente TRS, esto se asociaría a una acumulación de concentración de N-NH_4^+ en el sistema, las que llegaron un rango de 1,5-2,4 g/L. En cuanto a la tasa de conversión hidrolítica para la segunda etapa con TRS de 3 d, se registraron eficiencias de un 7-6% siendo demasiado bajas en comparación a las reportadas por Neumann *et al.* (2018) llegando a 10% de DQO hidrolizada aplicando el pre-tratamiento secuencial.



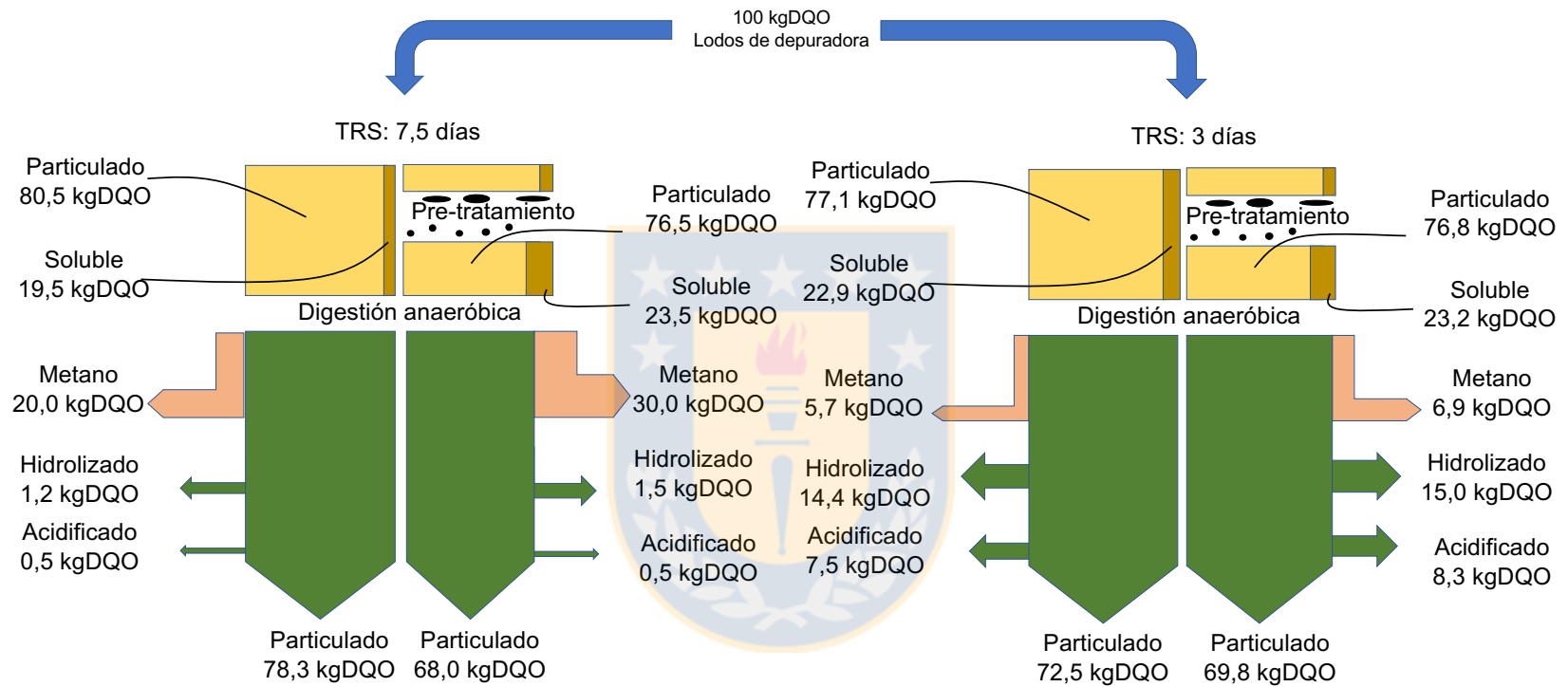


Figura 21. Balance de DQO en ambos reactores anaeróbicos durante las dos fases operativas diferentes.

8 CONCLUSIONES

- Se determinó que la aplicación de un pre-tratamiento de ultrasonido no afectó a las concentraciones de amonio en los reactores a escala de laboratorio, debido a que las concentraciones en ambos reactores fueron similares en un 1,12-1,10 g/L.
- En este estudio se demostró que en un reactor alimentado con lodo mixto pre-tratado con ultrasonido y la disminución de TRS de 7,5 a 3 días desestabilizó el sistema, provocando una disminución en pH y Al/AT en un 9,8 y 27,0, mientras que los AGVtotales presento un aumento del 17,1% respectivamente. Además, las eficiencia de remoción de materia orgánica medidas en DQOt y SV disminuyeron en un 91,2 y 44,3% respectivamente.
- En un reactor anaeróbico operado a un TRS de 7,5 días el pre-tratamiento de ultrasonido aumentó un 33% la producción de CH₄ con respecto al RC. Sin embargo, la disminución del TRS a 3 días provocó una desestabilización en el reactor anaeróbico, disminuyendo en un 60% y 76% la producción de CH₄ con respecto al TRS de 7,5 días.
- De acuerdo con los resultados obtenidos se rechaza la hipótesis planteada en este trabajo, debido a que en el TRS 7,5 días el RPT aumentó la producción de metano en un 33%, pero en el TRS de 3 días disminuyeron en un 76%.

9 REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Aiyuk, S., Forrez, I., Lieven, D.K., Van Haandel, A. and Verstraete, W. 2006. Anaerobic and complementary treatment of domestic sewage in regions with hot climates-a review. *Bioresource Technology*. 97, 2225–2241.
- Aguilera, S.M. and Rodríguez, M. 2005. Desarrollo de Prácticas Sustentables de Reciclaje de Biosólidos en Plantaciones Forestales. Facultad de Ciencias Químicas y Farmacéuticas. Facultad de Ciencias Forestales. Universidad de Chile. Santiago, Chile. 150-171.
- Alonso V., Gómez, L., García, H. and Rodríguez, M. 2006. Producción de biogás a partir de residuos vegetales. *Ingeniería Química* 114-126.
- Amani, T., Nosrati, M. and Sreekrishnan, T.R. 2010. Anaerobic digestion from the viewpoint of microbiological, chemical, and operational aspects - a review. *Environmental Research*. 18:255-278.
- Anderson, K., Sallisp, P. and Uyanik, S. 2003. Anaerobic treatment processes. *Handbook of water and wastewater microbiology*, 391 pp.
- Angelidaki I., Ellegaard L. and Ahring B.K. 1993. A mathematical model for dynamic simulation of anaerobic digestion of complex substrates, focusing on ammonia inhibition. *Bioenergy* 42, 159-166.
- Angelidaki, I., Karakashev, D., Batstone, D. J., Plugge, C. M. and Stams, A. J. 2011. Biomethanation and its potential. *Methods Enzymology*. 494:327-351.
- APHA-AWWA-WEF 2005. Standard methods for examination of water and wastewater, 21st ed., Washington.
- Appels L, Baeyens J, Degève J, Dewil R. 2008. Principles and potential of the

anaerobic digestion of waste activated sludge. *Prog Energy Combust Sci* 34:755–781.

Appels, L., Degrève, J., Van der Bruggen, B., Van Impe, J. y Dewil, R. 2010. Influence of low temperature thermal pre-treatment on sludge solubilisation, heavy metal release and anaerobic digestion. *Bioresource Technology*. 101:5743-5748.

Ariunbaatar J, Panico A, Esposito G, Pirozzi F, Lens PNL. 2014. Pretreatment methods to enhance anaerobic digestion of organic solid waste. *Applied energy* 2014; 123:143–56.

Boe, K. 2006 Online monitoring and control of the biogas process. Tesis para optar al grado de Doctor, University of Denmark, Denmark. 47 pp.

Barriga, F. 2017. Influencia de un pre-tratamiento secuencial sobre la producción de metano y actividad microbiológica durante la digestión anaeróbica de lodos sanitarios. Tesis para optar al grado de Bioingeniero. Universidad de Concepción, Chile. 120 pp.

Braun, B., Huber, P. and Meyrath, J. 1981. Ammonia toxicity in liquid piggery manure digestion. *Biotechnology Letters*. 3, 159–164.

Budzianowski, W.M. 2016. A review of potential innovations for production, conditioning and utilization of biogas with multiple-criteria assessment. *Renew. Sustain. Energy Rev.*, 54:1148–71.

Braguglia, C.M., Gianico, A. y Mininni, G. 2009. Effect of ultrasound on particle surface charge and filterability during sludge anaerobic digestion. *Water Science Technology*. 60:2025-2033.

Braguglia, C.M., Gianico, A. y Mininni, G. 2011. Laboratory-scale ultrasound pre-treated digestion of sludge: Heat and energy balance. *Bioresource Technology*. 102:7567- 7573.

- Braguglia, C.M., Gianico, A. y Mininni, G. 2012. Comparison between ozone and ultrasound disintegration on sludge anaerobic digestion. *J. Environ. Manage.* 95:139–143.
- Cano R, Pérez-Elvira SI, Fdz-Polanco F 2015. Energy feasibility study of sludge pretreatments: A review. *Appl Energy* 149:176–185
- Cesaro, A., Naddeo, V., Amodio, V. y Belgiorno, V. 2012. Enhanced biogas production from anaerobic codigestion of solid waste by sonolysis. *Ultrason. Sonochem.* 19:596-600.
- Chen, Y., Cheng, J.J. and Creamer, K.S. 2008. Inhibition of anaerobic digestion process: a review. *Bioresource Technology.* 99:4044-4064.
- Jin Y, Chen T, Chen X, Yu Z. 2015. Life-cycle assessment of energy consumption and environmental impact of an integrated food waste-based biogas plant. *Appl Energy.* 151:227–36.
- Crea la Superintendencia de Servicios Sanitarios, Ley N° 18.902 de Ministerio de Economía. Biblioteca del Congreso Nacional de Chile. <https://www.leychile.cl/Navegar?idNorma=30274>, Agosto 2018.
- De Souza Pereira, M. and Kuch, B. 2005. Heavy metals, PCDD/F and PCB in sewage sludge samples from two wastewater treatment facilities in Rio de Janeiro State, Brazil. *Chemosphere*, 60:844–853.
- Dhar, B.P., Nakhla, G. y Ray, M.B. 2012. Techno-economic evaluation of ultrasound and thermal pretreatments for enhanced anaerobic digestion of municipal waste activated sludge. *Waste Manage.* 32:542–549.
- Demirel, B. and Scherer, P. 2008. The roles of acetotrophic and hydrogenotrophic methanogens during anaerobic conversion of biomass to methane: a review. *Reviews in Environmental Science and Bio/Technology.* 7: 173–190.

- El-Mashad, H.M., Zeeman, G., Van Loon., W., Bot, G. and Lettinga, G. 2004. Effect of temperature and temperature fluctuation on thermophilic anaerobic digestion of cattle manure. *Bioresource Technololy*. 95:191-201.
- Emerson, K., Russo, R., Lund, R. and Thurston, R. 1975. Aqueous Ammonia Equilibrium Calculations: Effect of pH and Temperature. *Journal of the Biological Board of Canada* 32:2379–2383
- Estudio Tarifario Aguas Empresa de Servicio Sanitario, aguas Santiago poniente. Superintendencia de Servicios Sanitarios (SISS), 2007. http://www.siss.gob.cl/586/articles-4305_gastos_platas_revc.pdf
- Foresti, E. 2002. Anaerobic treatment of domestic sewage: established technologies and perspectives. *Water Science and Technology*. 45, 181–186.
- Gonçalves, L. 2013. Evaluación de la biodegradabilidad anaerobia de residuos orgánicos pre-tratados térmicamente. Tesis para obtener el grado de Doctor, Universidad de Valladolid, España. 264 pp.
- Hansen, K.H., Angelidaki, I. and Ahring, B.K. 1998. Anaerobic digestion of swine manure: inhibition of ammonia. *Water Research*. 32:5-12.
- Hwang, M.H., Jang, N.J., Hyum, S.H. y Kim, I.S. 2004. Anaerobic bio- hydrogen production from ethanol fermentation: the role of pH. *J. Biotechnol*. 111:297- 309.
- Islam, F. 2015. Evaluation of low power sonication on anaerobic digestion of municipal waste sludge and energy recovery. Tesis para optar al grado de Master of Applied Science, University of British Columbia, Canada. 130 pp.
- Informe de Coberturas Sanitarias en Chile 2016. Superintendencia de

- Servicios Sanitarios (SISS). http://www.siss.gob.cl/586/articles-16607_recurso_1.pdf
- Informe de Gestión del Sector Sanitario 2016. Superintendencia de Servicios Sanitarios (SISS). http://www.siss.gob.cl/586/articles-16848_recurso_1.pdf
- Informe mundial de Naciones Unidas sobre la valorización de recursos hídricos 2017, “Aguas residuales, el recurso desaprovechado” <http://unesdoc.unesco.org/images/0024/002476/247647S.pdf>
- Instituto para la Diversificación y Ahorro de la Energía (IDAE). 2007. Biomasa: Digestores anaerobios. IDAE, Madrid, 43 pp.
- Jantsch, T.G. and Mattasson, B. 2004. An automated spectrophotometric system for monitoring buffer capacity in anaerobic digestion processes. *Water Research* 38(17), 3645-3650
- Jin, P., Bhattacharya, S.K., Williams, C.J. and Zhang, H. 1998. Effects of sulfide addition on copper inhibition in methanogenic systems. *Water Research*. 32: 977–988.
- Johannesson, G. 1999. Sewage sludge characterization and evaluation of P availability under greenhouse conditions. Tesis para obtener el grado de Máster en Ciencia. University of Guelph, Canadá, 136 pp.
- Kim, D. and Lee, J. 2012. Ultrasonic Sludge Disintegration for Enhanced Methane Production in Anaerobic Digestion: Effects of Sludge Hydrolysis Efficiency and Hydraulic Retention Time, *Bioprocess Biosystems Engineering*. 35, 289-296
- Kwiatowska, B., Bennet, J., Akunna, J., Walker, G.M. y Bremner, D.H. 2011. Stimulation of bioprocess by ultrasound. *Biotechnol. Adv.* 29:768-780.
- Kettunen, R.H. and Rintala, J.A. 1997. The effect of low temperature (5–

- 29°C) and adaptation on the methanogenic activity of biomass. *Appl. Microbiology Biotechnology*. 48, 570–576.
- Khanal S. K., Grewell D., Sung S. and Van Leeuwen J. 2007. Ultrasound Applications in Wastewater Sludge Pretreatment: A Review, *Critical Reviews in Environmental Science and Technology*. 37, 277-313.
- Khanal SK (2008) *Anaerobic Biotechnology for Bioenergy Production: Principles and applications*. Wiley Blackwell, Iowa, EEUU
- Klavon, K., Lansing, S., Mulbry, W., Moss, A. and Felton, G. 2013. Economic analysis of small-scale agricultural digesters in the United States. *Biomass Bioenergy*. 54:36-45.
- Leiva, C., Ahumada, I., Sepúlveda, B. and Richter, P. 2010. Polychlorinated biphenyl behavior in soils amended with biosolids. *Chemosphere* 79:273-277.
- Lesty, Y. 1999. Tratamiento, Producción y Gestión de Lodos en Plantas de Tratamiento de Aguas Andinas, 1:1-11.
- Lettinga, G., Rebac, S. and Zeeman, G. 2001. Challenge of psychrophilic anaerobic wastewater treatment. *Trends Biotechnology*. 19, 363–370.
- Lettinga, G., Rebac, S., Parchina, S., Nozhevnikova, A., Van Lier, J. and Stams, A., 1999. High-rate anaerobic treatment of wastewater at low temperature. *Applied Environmental Microbiology*. 65, 1696–1702.
- Liu, T. and Sung, S. 2002. Ammonia inhibition on thermophilic aceticlastic methanogens. *Water Science and Technology*. 45:113-120.
- Liu, Y., Li, X., Kang, X., Yuan, Y., & Du, M. 2014. Short chain fatty acids accumulation and microbial community succession during ultrasonic-pretreated sludge anaerobic fermentation process: Effect of alkaline adjustment. *International Biodeterioration and Biodegradation*, 94, 128–

133.

Maria, I.C., Chiba, M.K., Costa, A. and Berton, R.S. 2010. Sewage sludge application to agricultural land as soil physical conditioner. *Rev. Bras. Ciência do Solo* 34:967-974.

Matsushige, K., Inamori, Y., Mizuochi, M., Hosomi, M. and Sudo, R. 1990. The effects of temperature on anaerobic filter treatment for low-strength organic wastewater. *Environmental Technology*. 11, 899–910.

Mahamud, M., Gutiérrez, A. and Sastre, H. 1996. Biosólidos generados en la depuración de aguas. *Métodos de tratamiento. Ingeniería del Agua*. 3:45-54.

Metcalf, L., Eddy, H.P., Tchobanoglous, G., Burton, F.L. and Stensel, H.D. 2003. *Wastewater engineering: treatment and reuse*. McGraw-Hill, New York, 1830 pp.

Méndez-Acosta, H.O., Palacios-Ruiz, B., Alcaraz-González, V., González-Álvarez, V. y García-Sandoval, J.P. 2010. A robust control scheme to improve the stability of anaerobic digestion processes. *J. Process Control*. 20:375-383.

Ministerio Secretaría General de la Presidencia (MINSEGPRES), Gobierno de Chile. 2001. Norma: Decreto 90. Norma de emisión para la regulación de contaminantes asociados a las descargas de residuos líquidos a aguas marinas y continentales superficiales. <http://leychile.cl/Navegar?idNorma=182637>, Agosto 2018.

Ministerio Secretaría General de la Presidencia (MINSEGPRES), Gobierno de Chile. 2009. Norma: Decreto 4. Reglamento para el manejo de lodos generados en plantas de tratamiento de aguas servidas. <http://www.leychile.cl/Navegar/?idNorma=1007456&idVersion=2010-04->

26&idParte, Agosto 2018.

- Moncayo, G. and Arrue, R. 2007. Construcción de biodigestores para el aprovechamiento del estiércol de animales para producción de biogás y energía eléctrica. Colegio de Ingenieros Agrónomos de Chile. <http://www.agronomos.cl/2007/feb/htm/construccion.htm>
- Neumann, P., Pesante, S., Venegas, M., & Vidal, G. 2016. Developments in pre-treatment methods to improve anaerobic digestion of sewage sludge. *Reviews in Environmental Science and Bio/Technology*, 15(2), 173–211.
- Neumann, P., Barriga, F., Álvarez, C., González, Z., & Vidal, G. 2018. Process performance assessment of advanced anaerobic digestion of sewage sludge including sequential ultrasound–thermal (55 °C) pre-treatment. *Bioresource Technology*, 262, 42–51.
- Nickel, K. y Neis, U. (2007) Ultrasound disintegration of biosolids for improved biodegradation. *Ultrason. Sonochem.* 14:450–455.
- Nielsen, P. H., Thomsen, T.R. y Nielsen, J.L. 2004. Bacterial composition of activated sludge - importance for floc and sludge properties. *Water Science Technology*. 49:51- 58.
- Organización de las Naciones Unidas para la Educación, la Ciencia y la Cultura. “Día Mundial del Agua” 2013. Año Internacional de la cooperación de la esfera del agua. <http://www.unesco.org/new/es/unesco/events/prizes-and-celebrations/celebrations/international-days/world-water-day-2013/>, Agosto 2018.
- Paraíba, L.C., Queiroz, S.C.N., De Souza, D.R.C. and Saito, M.L. 2011. Risk simulation of soil contamination by polycyclic aromatic hydrocarbons from sewage sludge used as fertilizers. *J. Brazilian Chemical Society*. 22:1156-1163.

- Pavlostathis, S.G. and Giraldo-Gomez, E. 1991. Kinetics of Anaerobic Treatment. WST, 24(8), 35 LP-59. Retrieved from <http://wst.iwaponline.com/content/24/8/35.abstract>.
- Procházka, J., Dolejs, P., MácA, J. y Dohányos, M. 2012. Stability and inhibition of anaerobic processes caused by insufficiency or excess of ammonia nitrogen. Applied Microbiology and Biotechnology. 93:439-447.
- Qasim, Syed R. 1998. Wastewater Treatment Plants: Planning. Design and operation. CRC Press, 1126 pp.
- Qasim Syed R. 1995. Wastewater Treatment Plants. Planning, Design and Operation. CRS Press. Nueva York, Estates Units. 1099 pp
- Rajagopal, R., Massé, D.I. y Singh, G. 2013. A critical review on inhibition of anaerobic digestion process by excess ammonia. Bioresource Technology. 143:632-641.
- Rebac, S., Ruskova, J., Gerbens, S., Van Lier, J.B., Stams, A. and Lettinga, G. 1995. High-rate anaerobic treatment of wastewater under psychrophilic conditions. Journal of Fermentation and Bioengineering. 80, 499–506.
- Retamal, M., Ahumada, I., Maricán, A., Fuentes, E., Borie, G. and Richter, P. 2010. Continuous pressurized solvent extraction of polycyclic aromatic hydrocarbons from biosolids. Assessment of their lability in soils amended with biosolids. Analytical Letters.43:2465-2476.
- Rojas, R. 2002. Curso Internacional: Gestión Integral de Tratamientos de Aguas Residuales. Conferencia: Sistemas de Tratamientos de Aguas Residuales, 19 pp.
- Rodriguez, D.C., Belmonte, M., Penuela, G., Campos, J.L. y Vidal, G. 2011. Behaviour of molecular weight distribution for the liquid fraction of pig slurry treated by anaerobic digestion. Environmental Technology. 32:419-

425.

- Sheng, G.P., Yu, H.Q. y Li, X.Y. 2010. Extracellular polymeric substances (EPS) of microbial aggregates in biological wastewater treatment systems: A review. *Biotechnology. Adv.* 28:882-894.
- Silva Oliveira, Bocio, A., Beltramini, T., Magosso, A., Domingo, J. and Segura-Muñoz, S. 2007. Heavy metals in untreated/treated urban effluent and sludge from a biological wastewater treatment plant. *Environmental Science and Pollution Research.* 14:483-489.
- Silva, J., Torres, P. and Madera, C. 2008. Reuso de aguas residuales domésticas en agricultura . Una revisión Domestic wastewater reuse in agriculture. A review. *Agronomía Colombiana*, 26, 347–359.
- Soto, M., Méndez, R. and Lema, J.M. 1993. Methanogenic and non-methanogenic activity test. Theoretical basis and experimental set up. *Water Research.* 27:1361-1376.
- Sung, S. and Liu, T. 2003. Ammonia inhibition on thermophilic anaerobic digestion. *Chemosphere.* 53:43-52.
- S. K. Khanal, D. Grewell, S. Sung, et al, *Ultrasound Applications in Wastewater Sludge Pretreatment: A Review*, *Crit. Rev. Environmental Science and Technology.* 37(2007) 277-313.
- Svensson, B.H. 1984. Different temperature optima for methane formation when enrichments from acid peat are supplemented with acetate or hydrogen. *Applied Environmental Microbiology.* 48, 389–394.
- Tchobanoglous G, Burton F and Stensel, D. 2003. *Metcalf & Eddy, Inc. - Wastewater Engineering: Treatment and Reuse*, Fourth. ed. McGraw-Hill, New York, USA.
- Turovskiy, I.S. and Mathai, P.K. 2006. *Wastewater sludge processing*. Wiley,

New York, 250 pp.

- Tyagi, K., Lo S. and Appels L., 2014. Ultrasonic Treatment of Waste Sludge: A Review: On Mechanisms and Applications, *Critical Reviews in Environmental Science and Technology*. 44 1220-1288.
- Tyagi, K., Lo, S. L., Appels, L. and Dewil, R. 2014. Ultrasonic treatment of waste sludge: A review on mechanisms and applications. *Critical Reviews in EST.*, 44(11), 1220–1288.
- Organización de las Naciones Unidas 2015. *Objetivos de Desarrollo Sostenibles, Agenda 2030*.
- Van Haandel, A., Kato, M.T., Cavalcanti, P.F.F. and Florencio, L. 2006. Anaerobic reactor design concepts for the treatment of domestic wastewater. *Environmental Science Biotechnology*. 5, 21–38.
- Van Lier, Mahmoud, N. and Zeeman, G. 2008. Anaerobic wastewater treatment, en *Biological Wastewater Treatment* (Henze, M., Van Loosdrecht, M.C.M., Ekama, G.A. y Brdjanovic, D., Eds) pp. 401-442, IWA Publishing, London.
- Van Lier, Jules, Mahmoud, Nidal and Zeeman, Grietje, 2002. Online Course on *Biological Wastewater Treatment: Principles, Modeling and Design*. 402-442 pp.
- Veiga, M.C., Soto, M., Méndez, R. y Lema, J.M. 1990. A new device for measurement and control of gas production by bench scale anaerobic digesters. *Water Res.* 24:1551-1554.
- Vera, I., Sáez, K. and Vidal, G. 2013. Performance of 14 full-scale sewage treatment plants: Comparison between four aerobic technologies regarding effluent quality, sludge production and energy consumption. *Environmental Technology* 34:1–9

- Villar, L. and Garcia, O. 2006. Effect of Anaerobic Digestion and Initial pH on Metal Bioleaching from Sewage Sludge. *J. ESH. Part A.* 41:211- 222.
- Wang, D., Huang, Y., Xu, Q., Liu, X., Yang, Q., & Li, X. 2019. Free ammonia aids ultrasound pretreatment to enhance short-chain fatty acids production from waste activated sludge. *Bioresource Technology.*
- Weiland, P. 2010. Biogas production: current state and perspectives. *Appl. Microbiology Biotechnology.* 85:849-860.
- Wu, W., Thiele, J.H., Jain, M.K. and Keikus, J.G. 1993. Metabolic properties and kinetics of methanogenic granules. *Applied Environmental Microbiology.* 39, 804–811
- Xie, B., Liu, H. y Yan, Y. 2009. Improvement of the activity of anaerobic sludge by low-intensity ultrasound. *J. Environmental Manage.* 90:260-264.
- Xu, H., He, P., Yu, G. y Shao, L. 2011. Effect of ultrasonic pretreatment on anaerobic digestion and its sludge dewaterability. *J. Environment Sciencie.* 23:1472-1478.
- Xu, Z., Zhao, M., Miao, H., Huang, Z., Gao, S. y Ruan, W. 2014. In situ volatile fatty acids influence biogas generation from kitchen wastes by anaerobic digestion. *Bioresource Technology.* 163:186-192.
- Xue Y., Liu H., Chen S., Dichtl, N., Dai, X. y Li, N. (2015) Effects of thermal hydrolysis on organic matter solubilization and anaerobic digestion of high solid sludge. *Chemical Engineering. J.* 264:174-180.
- Yenigün, O. and Demirel, B. 2013. Ammonia inhibition in anaerobic digestion: A review. *Process Biochemistry* 48: 901 – 911.
- Yuan, H. and Zhu, N. 2016. Progress in inhibition mechanisms and process control of intermediates and by-products in sewage sludge anaerobic digestion. *Renew Sustain Energy Rev* 2016; 58:429e38.

- Zhang, Z.-L., Zhang, L., Zhou, Y.-L., Chen, J., Liang, Y. y Wei, L. 2013. Pilot-scale operation of enhanced anaerobic digestion of nutrient-deficient municipal sludge by ultrasonic pretreatment and co-digestion of kitchen garbage. *J. Environment Chemistry. Eng.* 1:73-78.
- Zhang, T. Y., Lin, Y. L., Xu, B., Cheng, T., Xia, S. J., Chu, W. H., & Gao, N. Y. 2016. Formation of organic chloramines during chlor(am)ination and UV/chlor(am)ination of algae organic matter in drinking water. *Water Research*, 103, 189–196.

