

**UNIVERSIDAD AUTÓNOMA METROPOLITANA
IZTAPALAPA**



Casa abierta al tiempo

CIENCIAS BIOLÓGICAS Y DE LA SALUD

DEPARTAMENTO DE BIOTECNOLOGÍA

**DIGESTIÓN ANAEROBIA EN UNA Y DOS ETAPAS DE
LODOS RESIDUALES SECUNDARIOS PRETRATADOS
QUÍMICAMENTE**

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL GRADO ACADÉMICO DE

MAESTRO EN BIOTECNOLOGÍA

P R E S E N T A

I.B.I. SERGIO ESTEBAN VIGUERAS CARMONA

COMITÉ TUTORIAL:

Dr. Óscar A. Monroy Hermosillo
Dra. Margarita Salazar González
Dr. Adalberto Noyola Robles

Iztapalapa D.F., enero del 2002.

El Posgrado en Biotecnología de la Universidad Autónoma Metropolitana está incluido en el Padrón de Posgrados de Excelencia del CONACyT, además cuenta con apoyo del mismo Consejo, con el convenio **471-0/Maestría en Biotecnología**.

A mi Madre

A Patricia

Agradezco a mi madre por darme la vida y enseñarme a luchar por lo que se quiere, y por todo su amor y apoyo.

Agradezco a mi amada Patricia por el tiempo destinado a la corrección del estilo de esta tesis y sobre todo por amarme y brindarme día a día su apoyo y confianza. Gracias por vivir en esta historia.

Agradezco a mi familia, mis hermanos: Pepe, Eduardo, Carlos, Laura y Elia por ser siempre un ejemplo, a mis sobrinos por hacerme reír durante los momentos que al parecer sólo quedaba llorar, a Mary, Paulino, Bety, Javier, Daniel, Maricela y Silvia por ser siempre amigos.

Agradezco al Dr. Oscar Monroy su apoyo para la realización de esta tesis y por la oportunidad que me dio de conocer Chile, un país que me enseñó amar más a México.

Mi agradecimiento a mis compañeros del laboratorio de aguas residuales del W-106 (antes R011), a Patricia Castilla, Julieta Álvarez, Maricela Esquivel y Angélica Jiménez por sus enseñanzas y amistad.

Agradezco a la Dra. Margarita Salazar, Dra. Gabriela Moeller, Dr. Adalberto Noyola y al Dr. Mariano Gutiérrez por todas las observaciones realizadas a mi trabajo.

Doy las gracias al Dr. Rolando Chamy por brindarme la oportunidad de trabajar en su laboratorio y por todo el apoyo que me dio durante mi estancia en Valparaíso.

También agradezco muy especialmente a todo el Team anaerobio de la UCV por estar siempre cerca de mí y ayudarme tanto en lo académico como en lo personal durante mi estancia en la Escuela de Ingeniería Bioquímica.

Agradezco a Judith Cervantes y Alejandro Torres por apoyarme siempre durante la realización de esta tesis y contribuir una vez más en mi desarrollo profesional.

A Eduardo Cruz por su valiosa ayuda durante el trabajo experimental de esta tesis.

Agradezco también a Cesar González y Rafael Torres por que siempre estuvieron dispuestos a escucharme durante las etapas difíciles y sobre todo por su amistad.

Finalmente quiero agradecer como siempre y por siempre a Dios por darme la oportunidad de conocer a quienes hicieron posible la realización de este trabajo.

*La enseñanza de las ciencias pierde sentido
si su ámbito empieza y termina en el salón
de clases.*

DIGESTIÓN ANAEROBIA EN UNA Y DOS ETAPAS DE LODOS RESIDUALES SECUNDARIOS PRETRATADOS QUÍMICAMENTE

Resumen	i
Índice de figuras	ii
Índice de tablas	iv
1 Introducción	1
1.1. Generación de lodos residuales en México	2
1.2. Justificación	2
1.3. Objetivo general	3
1.3.1 Objetivos particulares	3
2 La digestión anaerobia de lodos residuales	4
2.1. Generación de lodos residuales	5
2.2. Características de los lodos residuales	6
2.2.1 Los lodos residuales	6
2.2.2 Concentración de sólidos en los lodos residuales	6
2.3. Tecnologías para la estabilización de lodos residuales	10
2.3.1 Espesamiento	10
2.3.2 Estabilización química	11
2.3.3 Digestión anaerobia	12
2.3.4 Secado	14
2.3.5 Reducción térmica	16
2.4. El proceso de la digestión anaerobia	17
2.4.1 Hidrólisis	18
2.4.2 Acidogénesis	20
2.4.3 Acetogénesis	22
2.4.4 Metanogénesis	23
2.5 Reactores anaerobios para el tratamiento de lodos residuales	24
2.5.1 Digestión anaerobia mesofílica	25
2.5.2 Digestión anaerobia termofílica	25
2.5.3 Digestión anaerobia en dos etapas	26

2.6 Pretratamiento de lodos residuales	28
2.7 Conclusiones	31
3 Material y métodos	32
3.1 Recolección de los lodos residuales	33
3.2 Concentración de los lodos residuales	33
3.3 Preparación de muestras de lodo	35
3.4 Análisis	35
3.5 Composición de biogás y cuantificación de metano	35
3.6 Actividad metanogénica de lodos anaerobios	37
4. Pretratamiento de lodos residuales secundarios	39
4.1 Introducción	40
4.2 Material y métodos	41
4.2.1 Pretratamiento químico	41
4.2.2 Experimentos en lote	41
4.3 Resultados	42
4.3.1 Características de los lodos residuales	42
4.3.2 Efecto de los pretratamientos sobre la DQO soluble	42
4.3.3 Efecto de los pretratamientos sobre la destrucción de SSV	44
4.3.4 Efecto de los pretratamientos sobre la producción de metano	44
4.4 Discusión	45
5 Digestión anaerobia de lodos residuales secundarios en una y dos etapas	48
5.1 Introducción	49
5.2 Material y métodos	49
5.2.1 Inóculo	49
5.2.2 Lodos residuales a tratar	50
5.2.3 Puesta en marcha de tres reactores de mezcla completa operados en lote	50
5.2.4 Condiciones de operación de los sistemas de una etapa	50
5.2.5 Condiciones de operación del sistema de dos etapas	52
5.3 Diseño experimental	53

5.3.1	Efecto del tratamiento químico	53
5.3.2	Efecto del sistema de dos etapas	53
5.4	Resultados	53
5.4.1	Operación en lote de tres reactores anaerobios de mezcla completa para el tratamiento de LR	53
5.4.2	Efecto del pretratamiento en la digestión anaerobia de lodos residuales	55
5.4.3	Operación semicontinua del sistema de dos etapas	60
5.4.3.1	RMC acidogénico	60
5.4.3.2	Sedimentador (SED)	64
5.4.3.3	El reactor UASB	66
5.5	Balance	67
5.5.1	Balance para el sistema de dos etapas	67
5.5.2	Balance global para los sistemas utilizados	68
5.6	Discusión	69
6	Conclusiones y recomendaciones	71
6.1	Conclusiones	72
6.2	Recomendaciones	73
7	Referencias	74
	Anexo	79
A.1	Determinación de la DQO total y soluble	80
A.2	Determinación de sólidos suspendidos totales	82
A.3	Determinación de sólidos suspendidos fijos	83
A.4	Determinación de sólidos suspendidos volátiles	84
A.5	Determinación de alcalinidad parcial y total	84
A.6	Cuantificación de la concentración de ácidos grasos volátiles	85
A.7	Preparación de la curva de calibración para la cuantificación de metano	85

Digestión anaerobia en una y dos etapas de lodos residuales secundarios pretratados químicamente

Tesis de la maestría en biotecnología de la Universidad Autónoma Metropolitana Iztapalapa
Sergio Esteban Vigueras Carmona

Resumen

En esta tesis se realiza el estudio de la digestión anaerobia de lodos residuales secundarios, está dividida en dos etapas: en la primera, se realiza la caracterización de lodos residuales (LR) provenientes de plantas de lodos activados que tratan efluentes domésticos y combinados (domésticos, industriales y comerciales), además muestra los resultados obtenidos del pretratamiento químico realizado a los LR, utilizando hidróxido de sodio (NaOH) y óxido de calcio (CaO). La segunda, muestra el efecto del pretratamiento en la velocidad de hidrólisis de los LR y en la velocidad de degradación de la materia orgánica, además se estudia el efecto de realizar la digestión anaerobia (DA) en una y dos etapas, ambos sistemas alimentados con LR pretratados. El sistema de una etapa constó de un reactor de mezcla completa (RMC) y el de dos etapas de un reactor de mezcla completa, un sedimentador y un reactor UASB. Ambos sistemas se comparan en función de la velocidad de hidrólisis y de la velocidad de degradación.

El pretratamiento de LR con hidróxido de sodio (0.5 g NaOH/g SSV) resultó ser el mejor, pues solubilizó hasta un 18% de los sólidos suspendidos volátiles (SSV), sin embargo cuando estos lodos fueron alimentados a un reactor en lote, para ser digeridos por DA, no se observó aumento en la producción de metano.

El estudio de la DA de LR en una etapa nos mostró que cuando se alimentaron LR combinados pretratados (CCP) al sistema, la velocidad de hidrólisis disminuye 0.1 gSSV/L d con respecto al sistema alimentado con LR domésticos sin pretratamiento (DSP). Por su parte el sistema de dos etapas, alimentado con LR domésticos pretratados (DCP), logró una velocidad de hidrólisis de hasta 0.1 gSSV/L d más altas que el sistema alimentado con LR DSP. Con respecto a la velocidad de remoción para los sistemas de una etapa alimentados con LR CCP y el alimentado con LR DSP fue de 0.5 gDQO/L d y 0.1 gDQO/L d respectivamente, y para el sistema de dos etapas fue de 0.44 gDQO/L d. En general el sistema de dos etapas alimentado con lodos residuales pretratados fue el que presentó mayor eficiencia de remoción de sólidos con un 43% comparado con 27% y 14% para los sistemas de una etapa con y sin pretratamiento.

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura	pág.
2.1 Generación de lodos residuales	5
2.2 Diagrama de flujo para manejo de los sólidos.	9
2.3 Esquema de la digestión anaerobia mostrando los grupos de bacterias que intervienen, los productos intermedios y finales.	17
2.4 Influencia de la relación $\text{NAD}^+/\text{NADH} + \text{H}^+$ en la formación de ácido acético y de los otros AGV.	22
3.1 Dispositivo para la sedimentación de lodos residuales	33
3.2 SST remanentes en función de la velocidad de sedimentación de lodos residuales secundarios	34
3.3 Sistema para pruebas de actividad metanogénica	38
4.1 Solubilización de la materia orgánica en los LR por efecto del pretratamiento	43
4.2 Solubilización de los sólidos en los LR por efecto del pretratamiento	44
4.3 Efecto de los pretratamientos sobre la producción de metano	45
5.1 Reactor de mezcla completa etapa única.	51
5.2 Sistema de dos etapas (RMC-SED-UASB).	52
5.3 Concentración de SSV en los RMC operados en lote	53
5.4 pH en los RMC operados en lote	53
5.5 Concentración de SSV en los sistemas de una etapa con y sin pretratamiento	55
5.6 Velocidades de hidrólisis para los sistemas de una etapa con y sin pretratamiento	56
5.7 Concentración de la DQO para los sistemas de una etapa con y sin pretratamiento	57
5.8 Velocidad de degradación de DQO para los sistemas de una etapa con y sin pretratamiento	58
5.9 pH en los sistemas de una etapa con y sin pretratamiento	59
5.10 Concentración de SSV en el RMC del sistema de dos etapas	60
5.11 Velocidad de hidrólisis en el RMC del sistema de dos etapas	61
5.12. Concentración de la DQO en el RMC del sistema de dos etapas	62

5.13 Velocidad de degradación de DQO en el RMC del sistema de dos etapas	62
5.14 pH en el RMC del sistema de dos etapas	63
5.15 Concentración de la DQOs y concentración de AGV en el RMC del sistema de dos etapas	64
5.16 Concentración de sólidos en sedimentador	65
5.17 Relación gSSV/gSST en los LR crudos y digeridos	65
5.18 Porcentaje de remoción del reactor UASB del sistema de dos etapas	66
5.19 Balance de la DQO en el sistema de dos etapas	67
5.20 Eficiencias de remoción de SSV para los sistemas de etapa única y dos etapas	68
A.1 Curva patrón para determinar la DQO	82
A.2 Curva de calibración para determinar la fracción de metano en el biogás	86

ÍNDICE DE TABLAS.

Tabla	pág.
2.1 Características de los lodos residuales crudos y concentrados	7
2.2 Composición de los sólidos totales de los lodos residuales secundarios	8
2.3 Superficie de lechos de lodos para varios tipos de tratamiento	14
2.4 Estequiometría de la digestión anaerobia	19
2.5 Sustratos utilizados para producir metano	23
2.6 Utilización de H_2 y acetato Por bacterias reductoras de Fe^{+3} , reductoras de sulfato, metanogénicas y acetogénicas	24
2.7 Remoción de SV para sistemas de etapa única y TPBA	27
2.8 Remoción de SV y producción de metano para distintos sistemas de digestión anaerobia.	28
2.9 Aumento de la solubilización de LR por su pretratamiento	30
4.1 Características de los lodos residuales en tres distintas plantas	42
4.2 Características de los LR después del pretratamiento con álcali	47
5.1 Características de lodos residuales alimentados a los reactores de mezcla completa	50
5.2 Condiciones de operación de los reactores anaerobios de mezcla completa, una etapa	51
5.3 Condiciones de operación del sistema de dos etapas	53
5.4 Variables de operación para los sistemas de una etapa	60
5.5 Variables de operación para el sistema de dos etapa alimentado con LR DCP	66
A.1 Serie para preparar la curva estándar para la determinación de la demanda química de oxígeno.	81
A.2 Serie para preparar la curva de calibración para determinar la composición del biogás producido en la digestión anaerobia.	85

1

INTRODUCCIÓN

1. Introducción

1.1 Generación de lodos residuales en México.

Al tratar las aguas residuales para su purificación, se generan subproductos: los lodos residuales, que son el residuo generado por los tratamientos primario y secundario.

En México sólo un 20 % de las aguas residuales municipales (ARM) y un 12% de las aguas residuales industriales (ARI), son tratadas (Monroy *et al.*, 2000), es decir, que de los 232 m³/s de ARM sólo se tratan 47.6 m³/s y de los 168 m³/s de ARI generadas sólo 20.2 m³/s son tratados. Si consideramos que por cada 2.86 X 10³ m³ de agua tratada se genera una tonelada de lodo (peso seco) (Torres y Zárate, 1997), entonces se producen alrededor de 1438 t/d de lodos residuales provenientes de las actividades municipales y 610 t/d de lodos residuales provenientes de las actividades industriales.

Para la disposición final de los lodos residuales es necesario estabilizarlos, es decir, reducir la cantidad de materia orgánica. Los procesos biológicos presentan una alternativa viable para la estabilización, pues a diferencia de los procesos fisicoquímicos, los lodos residuales ya estabilizados pueden ser reutilizados. El principal problema que enfrentan los procesos biológicos es la disponibilidad de la materia orgánica y los largos tiempos de retención de sólidos que se requieren para la estabilización.

1.2 Justificación.

La disposición de los LR es un problema que debe ser resuelto a mediano plazo, considerando que la legislación en materia ambiental tiene aún problemas para su aplicación en México y que la norma sobre lodos residuales aún esta en su fase de proyecto. La aplicación de las leyes ambientales y en particular la referente a aguas y lodos residuales se realizará en el mediano plazo por lo que es importante contar con una tecnología que cumpla con los parámetros requeridos por la norma.

Una alternativa para la estabilización de los lodos residuales es la digestión anaerobia, que ha demostrado tener ventajas interesantes sobre otras tecnologías (baja generación de residuos, los lodos residuales estabilizados de esta manera pueden ser utilizados como mejoradores de suelo por lo que no requieren espacios de confinamiento, posibilidad de

utilizar la energía que el proceso genera). Dos aspectos limitan el uso de la digestión anaerobia para estabilizar los lodos residuales: 1) la baja disponibilidad de materiales solubles y 2) los largos tiempos de retención de sólidos. Los sólidos suspendidos en los lodos residuales secundarios son principalmente microorganismos que pueden ser considerados como sustrato de difícil degradación, por esta razón en este trabajo se estudió como mejorar la disponibilidad de la materia orgánica realizando un pretratamiento con álcali a los LR. Los largos tiempos de estabilización pueden ser reducidos si los sólidos son solubilizados y posteriormente convertidos a compuesto de fácil asimilación por las bacterias metanogénicas. Así que en este trabajo se propone la utilización de un sistema de dos etapas; en la primera se favorece la hidrólisis y fermentación y en la segunda la metanogénesis.

Sólo si los lodos son procesados para darles apropiadas características bacteriológicas, químicas y físicas, se podrá expandir su uso para recuperar suelos erosionados y así evitar su confinamiento en rellenos sanitarios, que son cada vez más escasos. Como ejemplo, en Suiza los lodos estabilizados se disponen en suelos agrícolas y forestales, en sitios de relleno o se incineran. La cantidad utilizada en la agricultura fue del 50% en 1980 y bajó hasta el 20% a inicios de 1990, debido a la cada vez más estricta legislación para este uso. Entre el 40% y 50% del lodo es depositado en rellenos y entre el 10% y 30% es incinerado (Bomio, 1990).

En este trabajo se estudia cómo mejorar la disponibilidad de la materia orgánica mediante pretratamiento químico de los LR y la digestión anaerobia de LR en dos etapas como alternativa para disminuir el tiempo que se requiere para el proceso.

1.3 Objetivo general

Comparar la eficiencia de remoción de sólidos en LR pretratados químicamente utilizando digestión anaerobia en una y dos etapas

1.3.1 Objetivos particulares

1. Estudiar el efecto del pretratamiento con CaO o NaOH sobre la solubilización de sólidos suspendidos y la producción de metano.
2. Comparar la velocidad de hidrólisis y de remoción de materia orgánica, en sistemas anaerobios de una y dos etapas.

2

LA DIGESTIÓN ANAEROBIA DE LODOS RESIDUALES

Se revisan los diversos tratamientos de lodos residuales, al mismo tiempo que se define el concepto de lodo residual y se describe en qué parte del proceso de tratamiento de aguas residuales se genera este biosólido. Se comentan las fases de la digestión anaerobia desde el punto de vista bioquímico. También se analizan los diferentes tipos de pretratamiento realizados a los lodos residuales y las distintas configuraciones y condiciones bajo las que se realiza la digestión anaerobia de lodos residuales.

2. La digestión anaerobia de lodos residuales

2.1. Generación de lodos residuales.

Un tren de tratamiento de aguas residuales puede incluir 5 etapas (figura 2.1).

La primera etapa es el tratamiento preliminar, se eliminan los materiales de gran tamaño hasta de 1 cm de diámetro y de densidad específica de alrededor de 1.5, utilizando rejillas, desarenadores, y desgravadoras. La segunda etapa es el tratamiento primario, en donde se eliminan por sedimentación partículas con velocidades de sedimentación de hasta 0.1 m/h (tamaño de partículas entre 1 cm y 1 mm), deben eliminarse cerca del 90 a 95 % de sólidos sedimentables y entre el 20 y 40% de la materia orgánica; en esta operación se generan los llamados lodos primarios. La tercera etapa es el tratamiento secundario, que generalmente es biológico, se elimina por oxidación la materia orgánica soluble, utilizando bioreactores anaerobios y aerobios. Aquí se generan lodos secundarios; anaerobios estabilizados o lodos aerobios no estabilizados.

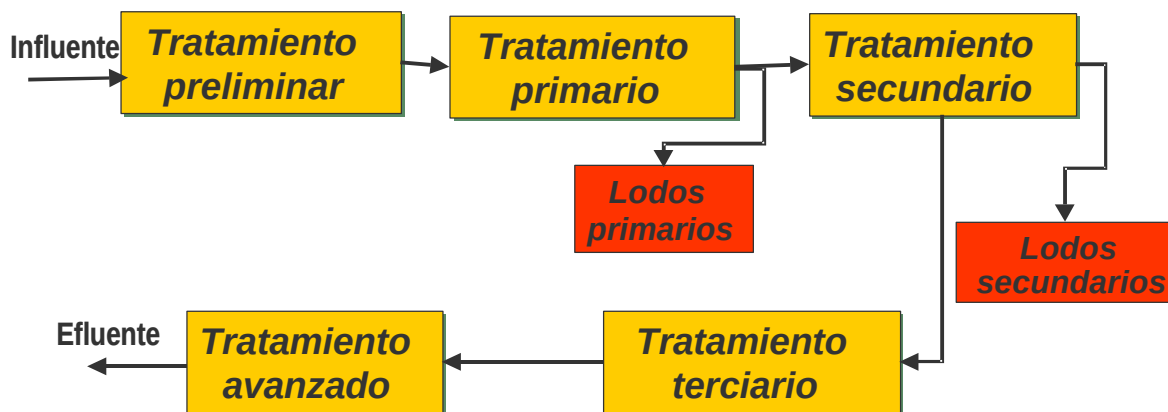


Figura 2.1. Generación de lodos residuales en el tren de tratamiento de aguas residuales.

La cuarta etapa es el tratamiento terciario, que tiene como finalidad eliminar sólidos suspendidos finos, así como nutrientes que pudieran favorecer el crecimiento de microorganismos quimiolitótrofos, algas y algunas plantas. Finalmente, en función del destino del

agua tratada se puede incluir una quinta etapa, que son tratamientos avanzados, utilizando técnicas fisicoquímicas para su proceso.

En México las plantas de tratamiento de aguas residuales no están obligadas a tratar los lodos residuales y el uso común es devolverlos al alcantarillado. Sin embargo esta práctica debe eliminarse en el corto plazo.

2.2 Características de los lodos residuales.

2.2.1 Los lodos residuales

Los lodos residuales (LR) son una mezcla de aguas negras y sólidos sedimentables. Por su origen reciben el nombre de primarios o secundarios.

El contenido de sólidos suspendidos totales (SST) en los LR está en función de distintas variables como por ejemplo: los periodos de almacenamiento, los SST del líquido crudo, la carga orgánica soluble y la edad del lodo, así como del empleo de sales para favorecer su precipitación y de la cantidad de fósforo en los efluentes (Carrozzi y Steinle, 1994). Además de estas variables se debe considerar si los lodos son de origen industrial, doméstico o combinados (industrial, comercial y doméstico). La composición estará también en función del país que lo genera, por su grado de desarrollo industrial e idiosincrasia.

Así como las aguas residuales, también los lodos deben someterse, en general, a algún tratamiento capaz de modificar sus características para que pueda disponerse de ellos sin poner en peligro la salud o causar molestias.

2.2.2 Concentración de sólidos en los lodos residuales.

Para lograr que los procesos de estabilización de LR sean más eficientes y económicamente rentables, los LR se deben concentrar para manejar menores volúmenes y poder trabajar tiempos de retención más largos. Si se trabaja en continuo se requiere menor potencia de bombeo y se disminuyen los requerimientos de calor y energía (Metcalf y Eddy, 1996).

Si los LR contienen un 0.78 % de SST y se concentran por gravedad se puede llegar hasta composiciones del 1.7 % (Yub *et al.*, 1997). Utilizando otras tecnologías para la concentración de LR se pueden llegar a valores promedio de 6 y 7 %, siendo el primero el

limite recomendado para evitar problemas en el mezclado y en la operación de los equipos de bombeo para LR con 0.75 gSSV/gSST (Metcalf y Eddy, 1996).

La mayor parte de los LR secundarios es biomasa que es cuantificada como SSV. El valor promedio de la concentración de sólidos tiene grandes variaciones debido a que se utilizan diferentes tecnologías para eliminar agua. La tecnología utilizada está en función de los requerimientos de los procesos utilizados en su estabilización. El espesamiento de los lodos puede implicar gastos adicionales importantes en el tratamiento, por lo que valdría la pena realizar un análisis más detallado de esta influencia sobre los gastos totales del tratamiento, pues incluso los pretratamientos realizados a los lodos pueden generar más gastos entre mayor sea la concentración de SSV.

La tabla 2.1 presenta algunos valores característicos de lodos residuales primarios y secundarios crudos (sin sedimentación) y espesados (previa sedimentación).

Tabla 2.1 Características de lodos residuales primarios y secundarios crudos y espesados (Yue *et al.*, 1995).

	Lodos primarios		Lodos secundarios	
	crudos	espesados	crudos	espesados
SST, g/L	26	30-50	3.8	37-42
SSV, g/L	20	29-32	3.0	30-33
DQO, g/L	56	50-70	6.41	45-65
DQO soluble, g/L	3.59	-----	0.13	0.5
Coliformes totales, NMP/g ST	-----	10 ⁷ -10 ⁹	10 ⁵ -10 ⁸	-----
Coliformes fecales, NMP/g ST	-----	10 ⁶ -10 ⁸	10 ⁵ -10 ⁷	-----
Alcalinidad, mg/L como CaCO ₃	-----	800-1500	1000-1700	-----
pH	6.84	5.0-6.5	5.5-6.5	6.48

Los LR están compuestos por proteínas, lípidos, carbohidratos y ácidos nucleicos.

Los carbohidratos presentes están en forma de polisacáridos. Estos polisacáridos son predominantemente azúcares simples y derivados unidos por enlaces glucosídicos. Muchos polisacáridos son insolubles en agua y pueden formar suspensiones coloidales (Gaudy y Gaudy, 1980).

Las proteínas se dividen en dos grupos generales: proteínas globulares y fibrosas. Las fibrosas son de gran importancia en la construcción del tejido animal. Su función es biológica y estructural, son insolubles en agua y muy estables a cambios de pH y temperatura. Las proteínas globulares son solubles en agua y forman suspensiones coloidales. Estas proteínas principalmente tienen funciones de regulación y son muy sensibles a los cambios de pH y temperatura (Engbersen y de Groot, 1988).

La mayoría de las grasas en los residuos complejos son ésteres de triglicéridos. Alrededor del 90% de estos triglicéridos están compuestos de glicerol y ácidos mirístico (C14:0), palmítico (16C:0) esteárico (C18:0), oleico (C18:1) y linoleico (C18:2). Los lípidos son insolubles en agua y tienen carácter hidrofóbico (Viswanathan *et al.*, 1962).

Tabla 2.2 Composición de los sólidos totales de los lodos residuales secundarios.

	Kyung <i>et al.</i> (1997)	Yue <i>et al.</i> (1995)	Tatsuo <i>et al.</i> (1993)	Tanaka <i>et al.</i> (1997) no espesados	Lucero <i>et al.</i> (1990) no espesados
DQO total (g/L)	15.7	55.0		9.2	
SST (g/L)	17.0	40.0	18.3	7.0	7.7
SSV (g/L)	10.9	31.0	15.5	6.1	5.6
Proteínas %			64.7	42.7	
Lípidos %			9.4	29.4	
Carbohidratos %			10.6	16.0	
Ácidos nucleicos %			11.8		
Otros %			3.5		
Alcalinidad (mg/L)		1000-1700			
pH		5.5-6.5			

En la tabla 2.2 se muestran datos referentes a la composición de los sólidos totales en los lodos residuales secundarios. Las variaciones en la composición de los LR secundarios es función del tipo de efluente que trata la planta de tratamiento de aguas residuales.

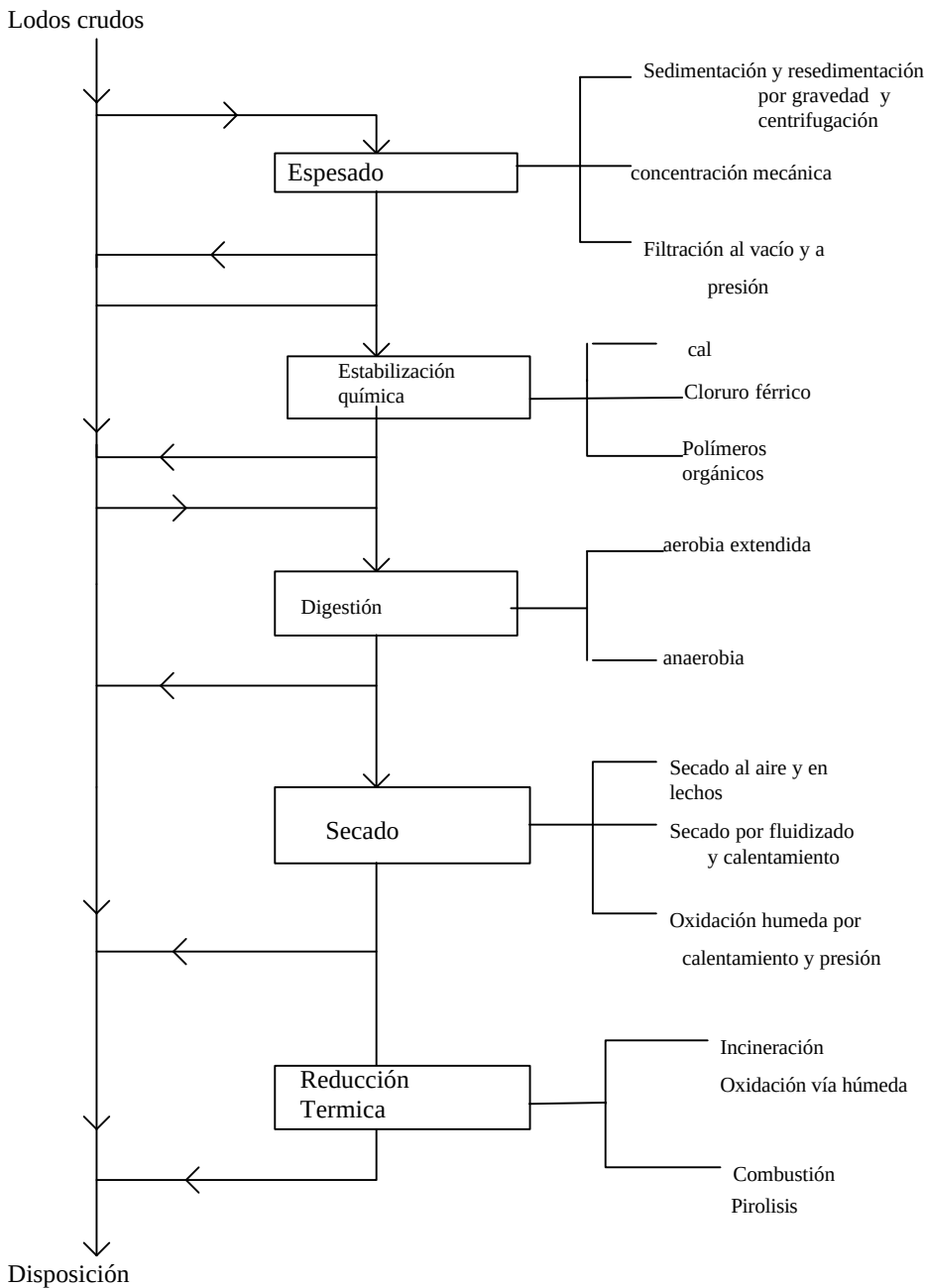


Figura 2.2 Diagrama de flujo para manejo de los sólidos, las flechas indican las trayectorias posibles de flujo (Fair *et al.*, 1998; Metcalf y Eddy, 1996).

2.3. Tecnologías para la estabilización y disposición de lodos residuales.

En la figura 2.2 se presenta el esquema de los tratamientos de lodos residuales. Indicando las posibles combinaciones del tratamiento. A continuación se describen cada uno de estos procesos, adaptando parcialmente las revisiones hechas en el Manual de Aguas Negras (1976) y Metcalf y Eddy, (1996). Las cuatro formas de disponer de manera eficiente los lodos residuales, en función de los requerimientos energéticos, son: la incineración, la digestión anaerobia con incineración, la digestión anaerobia con aplicación en suelos y el secado térmico con incineración.

2.3.1 Espesamiento.

El espesamiento es un procedimiento que se emplea para aumentar el contenido de sólidos del lodo por eliminación de parte de la fracción líquida del mismo. El espesado se suele llevar a cabo mediante procesos físicos, que incluyen el espesado por gravedad, por flotación, centrifugación, filtros de banda por gravedad y filtro al vacío

El *espesamiento por gravedad* se utiliza principalmente en plantas pequeñas con resultados satisfactorios llegando a concentraciones de lodo residual entre 4 y 6%. Se lleva a cabo en una unidad de proceso de diseño similar al de un tanque de sedimentación convencional. Esta operación es más efectiva en el tratamiento de lodos residuales primarios.

En el *espesamiento por flotación* existen tres variantes básicas del proceso: flotación por aire disuelto, flotación al vacío y flotación por dispersión de aire. La aplicación en la que resulta más efectiva es en los lodos residuales secundarios. La concentración de sólidos que se puede obtener en el proceso de espesamiento depende principalmente de la relación aire-sólido. Los estudios de rendimiento indican que la eficiencia disminuye para cargas de sólidos por arriba de los 470 kg/m² d. Las concentraciones de sólidos van de 3.5 a 5%

El *espesado por centrifugación* se lleva a cabo principalmente por centrífugas de camisa maciza y de cesta. Debido a los costos estos procesos sólo resultan atractivos para plantas con capacidad superior a 20, 000 m³/d. Las concentraciones de sólidos van de 4 a 6% para centrífugas de camisa maciza y de 8 a 10% para centrífuga de cesta.

Los equipos desarrollados para el *espesado por filtros de banda por gravedad* consisten de una banda que se desplaza sobre unos rodillos accionados por un motor de velocidad variable. El lodo se acondiciona con polímeros, y se conduce a una cámara de

distribución/alimentación, ahí el lodo se esparce uniformemente en la banda, mientras el agua escurre a través de ella. Una vez eliminado el lodo espesado, la banda pasa por un proceso de lavado. Las concentraciones de sólidos son de entre 3 y 6 %.

Por su parte el *filtro al vacío* empleado para eliminar el agua de los lodos, consta de un tambor sobre el cual descansa el medio filtrante formado por una tela de algodón, lana, nylon, dynel, fibra de vidrio o de plástico. El tambor va montado en un tanque sobre su eje horizontal y sumergido, aproximadamente una cuarta parte, en el lodo acondicionado.

Aunque los costos de operación, incluyendo el acondicionamiento de los lodos para la filtración al vacío, son usualmente mayores a los de los lechos de secado, la filtración tiene la ventaja de requerir menor superficie, de ser independiente de las estaciones del año y de poder eliminar la necesidad de digerirlos ya que los lodos crudos pueden ser deshidratados lo suficiente para permitir su incineración (Metcalf y Eddy, 1996)

Estos procesos sólo eliminan el agua de los lodos residuales pero no los estabilizan, pues la materia con alto grado de putrefacción solo es concentrada y los microorganismos patógenos permanecen en los lodos. La disposición de los lodos tratados por esta tecnología no es por tanto recomendada pues se transfiere el problema principalmente a los suelos donde se realiza la disposición. Así que se requiere de un tratamiento adicional para que su disposición sea segura.

2.3.2. Estabilización química.

El acondicionamiento de los lodos por medios químicos, los prepara para un mejor y más económico tratamiento ulterior con filtros al vacío o centrífugas. Se han empleado productos químicos muy variados, como el sulfato ferroso, el cloruro férrico, cal, alúmina y polímeros orgánicos. El factor determinante es usualmente el costo local de los diversos productos químicos.

La adición de reactivos de acondicionamiento puede aumentar el contenido de sólidos secos. Los polímeros no provocan un aumento notable de los sólidos secos, mientras que las sales de hierro y la cal pueden provocar aumentos de 20 a 30 % (Metcalf y Eddy, 1996).

La adición de los productos químicos al lodo baja el valor de su pH hasta que las partículas más chicas se coagulan formando otras más grandes y el agua contenida en los sólidos de los lodos se separa más fácilmente. No hay un valor óptimo de pH definido para

todos los lodos; el mejor valor de pH para los diversos lodos primarios, secundarios y digeridos, debe determinarse en cada caso.

Los tanques para disolver las sales ácidas, como el cloruro férrico, deben recubrirse de resina sintética resistente a los ácidos. Para acondicionar correctamente los lodos es esencial mezclarlos con el coagulante. También para un correcto acondicionamiento se requiere de dosificadores para aplicarlos en la cantidad adecuada.

Para favorecer la coagulación de los lodos se utiliza la elutriación. La palabra "elutriación" significa purificar por lavado. En el tratamiento de lodos significa extraer de los lodos, por medio de agua o efluentes de plantas de tratamiento, los compuestos amínicos o amoniacales que se encuentren en cantidades excesivas para disminuir la demanda de coagulante. Por lo tanto, se usa como un pretratamiento, antes de la coagulación con productos químicos. Se lleva a cabo mezclando los lodos con agua o con efluente de la planta durante un tiempo muy corto, a menudo inferior a 20 segundos, por medio de agitación mecánica o por aire difundido. Entonces se deja sedimentar y el sobrenadante se regresa al tratamiento de aguas residuales.

La elutriación presenta las siguientes ventajas:

1) disminución del 65 al 80 % de la cantidad de productos químicos necesarios para el acondicionamiento.

2) Un menor contenido de cenizas en la torta del filtro.

3) Se requiere poca o nada de cal como producto acondicionador.

El costo del equipo, el de su operación y el de la disposición de las aguas de lavado, deberán balancearse contra los ahorros en productos químicos.

2.3.3 Digestión anaerobia.

Los bioprocesos para el tratamiento de lodos residuales más comunes son: la estabilización anaerobia mesofílica, la estabilización aerobia, el proceso termofílico aerobio, que representan relativamente nuevas tecnologías y el tratamiento anaerobio termofílico.

La digestión anaerobia mesofílica, es la más utilizada para el tratamiento de lodos residuales. La digestión fue implementada por su capacidad de controlar y eliminar el mal olor asociado a los lodos, siendo ésta una de las principales razones por las que se generalizó su uso. Los beneficios de la digestión anaerobia son entre otros: la reducción del número de

patógenos, reducción del contenido de sólidos, generación de metano como subproducto y mejora la solubilización de nitrógeno y fósforo para su acción fertilizante.

El propósito de la digestión es lograr los dos objetivos del tratamiento de lodos: la disminución en el volumen y la descomposición de la materia orgánica de fácil putrefacción, hasta formar compuestos orgánicos e inorgánicos inertes o relativamente estables.

Cuando la digestión de los lodos se lleva a cabo en un solo tanque, todas las etapas ocurren continua y simultáneamente. Los sólidos frescos se van agregando al tanque en intervalos frecuentes, los sólidos estabilizados se van retirando para ser sometidos a tratamientos posteriores o dispuestos, mientras que el gas se elimina constantemente.

Pocas veces se sigue el proceso de estabilización hasta completarlo totalmente, por lo general se lleva únicamente hasta el grado en el que los sólidos resultantes, aun cuando sean orgánicos, hayan sufrido la descomposición suficiente para llegar a ser relativamente estables o inertes, como un material húmico.

Como la digestión es efectuada por organismos vivos, conviene proporcionarles un medio ambiente en el que sean más activos y lleven a cabo su trabajo en el menor tiempo posible. Los factores ambientales que intervienen son: la humedad, la temperatura, la disponibilidad de alimentación adecuada, y la alcalinidad. A estos factores podría añadirse la ausencia de productos químicos tóxicos para tales organismos.

La digestión de los lodos se lleva a cabo por los microorganismos anaerobios, en ausencia de oxígeno libre. La mayor parte del agua de los lodos residuales es agua "embebida" —que no se separa de los lodos—. Los organismos vivos rompen la compleja estructura molecular de estos sólidos, liberando el agua "embebida", obteniendo alimento para su desarrollo.

Los microorganismos (bacterias y otras formas), atacan en la primera etapa los sólidos solubles o disueltos, como los azúcares. De estas reacciones se forman ácidos orgánicos, a veces hasta de varios miles de ppm, y gases como anhídrido carbónico y ácido sulfhídrico. Si se considera un sistema en lote el valor del pH de los lodos, disminuye pasando de valores alrededor de 6.8 a 5.1. Esto se conoce como etapa de fermentación ácida y procede con rapidez. Enseguida viene una segunda etapa que llevan a cabo organismos favorecidos por un medio ambiente ácido, lo cual se conoce como período de digestión ácida, durante el cual los ácidos orgánicos y los compuestos nitrogenados son atacados y transformados más

lentamente. Durante esta etapa, el valor del pH aumenta a valores alrededor de 5.1 hasta 6.8. En la tercera etapa la digestión es más intensa, produciendo mayor cantidad de biogás; con lo que se concluye la estabilización de los lodos. En esta etapa el contenido de ácidos grasos volátiles disminuye hasta menos de 500 ppm. El valor del pH aumenta desde valores próximos a 6.8 hasta 7.4; se producen grandes volúmenes de gases con un 65% a 70 % de CH₄, y alrededor de 30 % de CO₂ y otros gases inertes como el N₂. El metano es un gas inodoro y se puede usar para generar energía.

2.3.4 Secado.

Lechos secadores de arena. Los lodos más concentrados de un digestor, contienen demasiada agua para que se pueda disponer satisfactoria y económicamente de ellos. El lecho secador de arena es un dispositivo que elimina una cantidad de agua suficiente para que el resto pueda manejarse como material sólido, con un contenido de humedad inferior al 70 %. Los lechos suelen estar cubiertos por un cristal (lechos cubiertos), en caso de estar en un lugar lo suficientemente alejado de la población se pueden tener descubiertos.

En la tabla 2.3 se presentan los requerimientos superficiales para los dos tipos de lechos y con diversos tipos de tratamientos de aguas negras. Las cifras corresponden a coordenadas entre los 40 y 45° de latitud norte, y deben aumentarse o disminuirse en 25 % para latitudes norte de 45° o sur de 40°, respectivamente.

Tabla 2.3 Superficie de lechos de lodos para varios tipos de tratamiento (Depto. de Sanidad del Estado de Nueva York, 1976).

Tipo de tratamiento	m ² /hab	
	Lechos descubiertos	Lechos cubiertos
Primario	0.092	0.070
Filtro goteador	0.140	0.120
Lodos activados	0.163	0.125
Precipitación química	0.186	0.140

El secado de los lodos sobre los lechos resulta de la combinación de dos fenómenos o factores: drenaje y evaporación. Cuando se aplican los lodos, el desprendimiento de los gases ocluidos y los disueltos tiende a hacer que floten los sólidos, quedando abajo una capa de licor que escurre o se drena hacia abajo a través de la arena. El desprendimiento de gases puede aumentar si se agrega un kilogramo de alumbre por cada 800 a 2500 litros de lodos. El escurrimiento más importante ocurre durante las primeras 12 a 18 horas. El subsiguiente secado se debe principalmente a la evaporación del agua. A medida que ésta tiene lugar, las capas de lodo se enjutan y se agrietan en la superficie, dejando que también haya evaporación en las capas inferiores al profundizarse las grietas.

Los lodos que se apliquen deben ser lo más espesos posible, la profundidad del lecho de lodos varía generalmente de 20 a 30 cm. Una capa más delgada se secará en menos tiempo, permitiendo la rápida remoción de lodo pudiendo usar nuevamente el lecho. Un 25% o más de lodo aumentaría en un 33 % el tiempo de secado. Si se usa alumbre, según se indicó antes, el tiempo de secado puede reducirse casi a la mitad, o sea, de un promedio de tres semanas a diez días.

El mejor momento para retirar los lodos de los lechos secadores, depende de ciertos factores como son: el tratamiento subsiguiente de molienda o picado; la necesidad de descargar lodos de los digestores y el contenido de humedad de los lodos que estén en los lechos. La torta de lodo con un contenido de humedad de 60 a 70 %, puede retirarse con palas o rastrillos. Si se dejan secar hasta el 40 % su peso se reducirá aproximadamente a la mitad. Por otro lado, unos lodos secos que tengan el 10 % de humedad serán polvorientos y se tendrá dificultad para su manipulación.

Después de retirar los lodos, el lecho debe prepararse para la siguiente carga y puede ser necesario reponer la arena que se haya perdido en limpiezas anteriores (cada año se pierden cerca de 2.5 cm del lecho de arena), aproximadamente una vez cada tres años. Si el lecho no se ocupa durante largos períodos, debe mantenerse libre de crecimiento excesivos de hierbas.

Finalmente, puede disponerse de los lodos que se hayan retirado del lecho. La intemperie hace que los lodos pierdan calor y se desintegren en pequeñas partículas muy similares a la tierra suelta y quedan en buenas condiciones para su disposición en usos agrícolas.

Secado por calentamiento. Cuando los lodos van a servir para la fabricación de fertilizantes, el contenido de humedad debe disminuir hasta cerca del 10%, cifra muy inferior a la que normalmente se logra en los lechos filtrantes o por medio de la filtración al vacío. Cuando los lodos van a ser incinerados deben secarse hasta un punto en el que pueden encenderse y quemarse. Para tal fin se utiliza el secado por calentamiento. Para ello se utilizan comúnmente cuatro unidades diferentes: 1) el horno secador rotatorio, 2) el secador instantáneo, 3) el secador de pulverizadores y 4) el horno de hogar múltiple.

Los secadores rotatorios se utilizan principalmente para lodos deshidratados procedentes de los filtros al vacío. La humedad se ajusta por recirculación de lodos secos. La temperatura promedio de secado no debe pasar de los 370 °C, los gases que salen del secador, contienen polvos que hay que eliminar antes de descargarlos a la atmósfera. Estos también pueden crear ciertas molestias por su olor, a menos que se desodoricen mediante lavado, por cloración o incineración a una temperatura de 650 a 760 °C.

El lodo seco del horno secador rotatorio, es granular y contiene masas similares al *clinker* (sustancia vítrea que sobrenada en los metales fundidos), que es necesario moler para su uso posterior; pero los que resultan de los instantáneos o de pulverizadores son sueltos y adecuados para usarse como fertilizantes o para quemarse como los combustibles en polvo.

2.3.5 Reducción térmica.

La reducción térmica de lodos residuales incluye (1) la conversión parcial o total de los sólidos orgánicos a productos finales oxidados, principalmente dióxido de carbono y agua, por incineración u oxidación por vía húmeda o (2) la oxidación y volatilización parcial de los sólidos orgánicos, por pirólisis o combustión completa para formar productos finales que tienen poder calórico. Las principales *ventajas* de la reducción térmica son (1) máxima reducción de volumen, (2) destrucción de patógenos y compuestos tóxicos, y (3) posible recuperación de energía. Las *desventajas* observadas son (1) los elevados costos de inversión y de explotación; (2) necesidad de operarios muy calificados, (3) el posible efecto ambiental negativo de los residuos producidos y (4) la evacuación de los residuos que pueden ser calificados como peligrosos, ya que puede ser complicada y costosa. Los procesos de reducción térmica se utilizan con mayor frecuencia en plantas de dimensiones medias o grandes, en las que las opciones de evacuación final sean limitadas.

2.4 El proceso de digestión anaerobia.

El progreso de la digestión puede medirse por la destrucción de la materia orgánica (SSV o DQO), o por el volumen y composición de los gases que se producen, usando como controladores de la digestión: el aumento en la concentración de H_2 , el aumento en la concentración de CO_2 , la acumulación de AGV o el consumo de la alcalinidad del bicarbonato (Iza,1989).

Básicamente, el proceso se puede dividir en cuatro pasos de acuerdo a los modelos propuestos por McInerney y Bryant (1981) y Salminen *et al.* (1999). Las complejas relaciones intermicrobianas que la llevan a cabo se esquematizan en la figura 2.3.

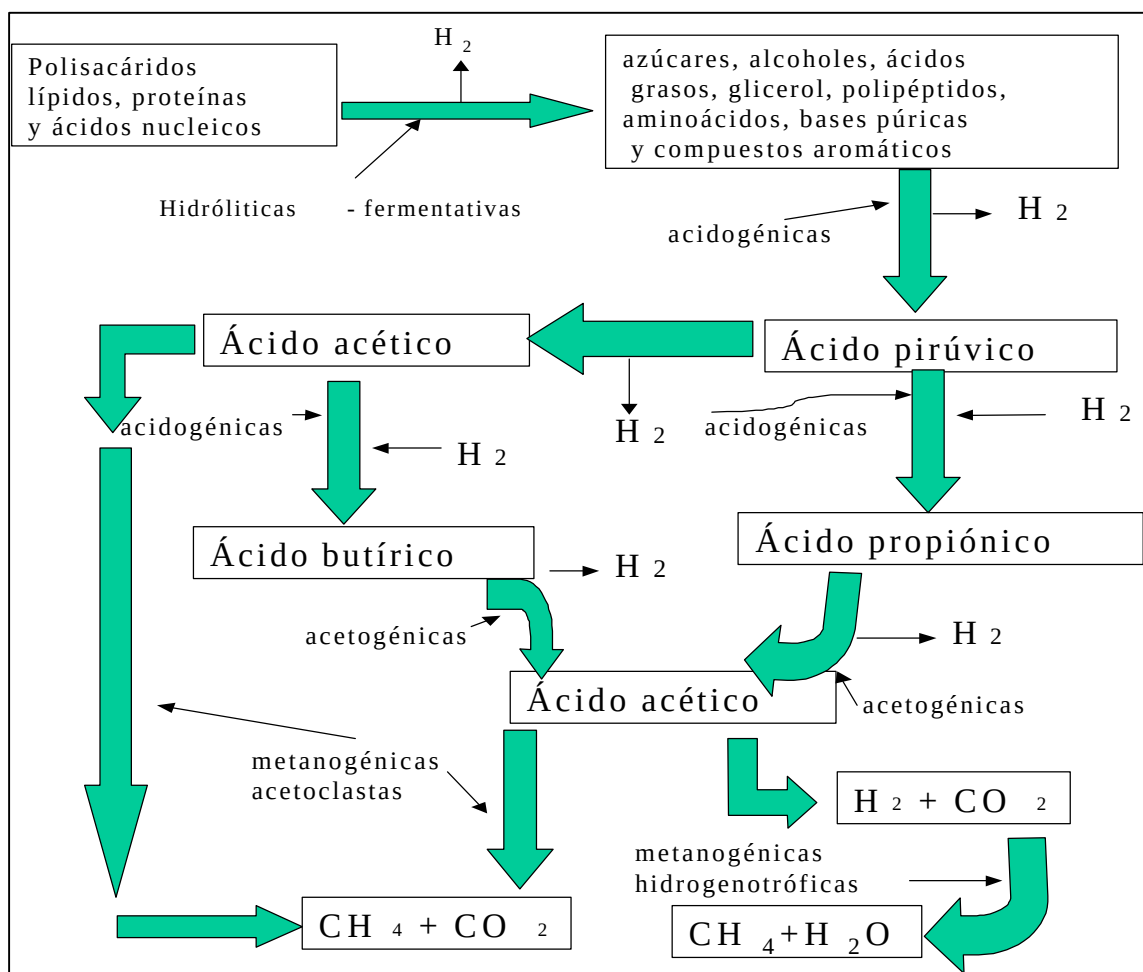


Figura 2.3. Esquema de la digestión anaerobia mostrando los grupos bacterianos que intervienen, los productos intermedios y finales (Mosey, 1983).

Las etapas consideradas en este esquema incluyen: la hidrólisis, la acidogénesis, acetogénesis y la metanogénesis, descritas en los puntos (2.4.1 a 2.4.4).

Cuando todas las etapas de la digestión suceden en un solo tanque, los ácidos formados en la acidogénesis se neutralizan por el bicarbonato y el amoníaco producidos; los mejores y más rápidos resultados se logran cuando predomina el valor del pH de la etapa metanogénica (6.8-7.4). Las etapas de formación de ácidos y digestión o descomposición de los mismos, se ponen de manifiesto al inicio de la operación en las unidades de digestión. Una vez que se establece una buena digestión alcalina, las etapas ácidas no son patentes, a no ser que la digestión normal sea trastornada por sobrecarga, productos químicos tóxicos u otros motivos.

La biodegradación anaerobia de materiales orgánicos complejos es un proceso de múltiples etapas en donde los materiales sólidos son primeramente hidrolizados, los polisacáridos a azúcares y alcohol, las proteínas a polipéptidos y aminoácidos, los lípidos a ácidos grasos de cadena larga (AGCL) y glicerol y los ácidos nucleicos a bases púricas y compuestos aromáticos.

Las bacterias fermentativas a su vez producen, a partir de éstos, ácidos grasos volátiles (AGV), hidrógeno (H_2) y bióxido de carbono (CO_2). El amonio es producido por la fermentación de los aminoácidos. Las bacterias acetogénicas –a partir de AGV distintos al acetato y de materiales neutros tales como el etanol– producen H_2 , acetato y CO_2 , los cuales son usados por las bacterias metanogénicas para producir CH_4 , CO_2 y H_2O . Las reacciones de la digestión anaerobia se presentan en la tabla 2.4.

2.4.1 Hidrólisis.

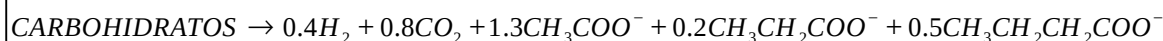
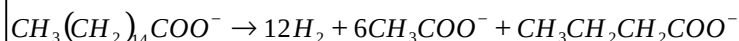
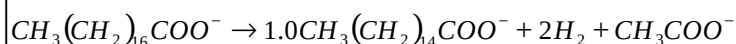
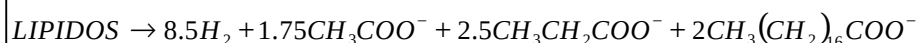
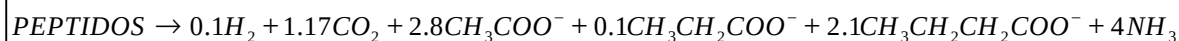
En el proceso de hidrólisis las macromoléculas tales como proteínas, lípidos, carbohidratos y ácidos nucleicos son transformados en oligómeros y monómeros (ácidos grasos, carbohidratos, aminoácidos, bases púricas y compuestos aromáticos). Cuando estos compuesto son tratados por digestión anaerobia se logran eficiencias de remoción de hasta un 90%. El valor de las constantes de hidrólisis para: proteínas, ácidos nucleicos, carbohidratos, y lípidos, fueron de 1.3, 1.8, 1.2 y 0.76 d^{-1} respectivamente y para LR de 0.16 d^{-1} (Tatsuo *et*

al., 1993). Estos polímeros complejos son hidrolizados en monómeros solubles debido a la acción de enzimas tales como: las celulasas, amilasas, proteasas y lipasas.

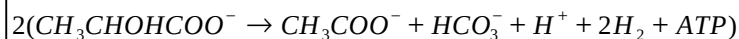
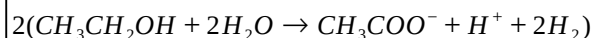
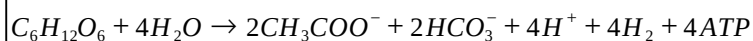
La disminución de los valores de alcalinidad y pH afectan el metabolismo bacteriano, que hidroliza los sustratos orgánicos complejos, debido a la pérdida de enzima y a la disminución de la actividad enzimática, además de que se induce, a bajas variaciones de pH, una significativa hidrólisis ácida de estas bacterias (Péringen, 1999).

Tabla 2.4. Estequiometría de la digestión anaerobia (Salminen *et al.*, 1999; Monroy 1998).

BACTERIAS · HIDROLÍTICAS · Y · FERMENTATIVAS



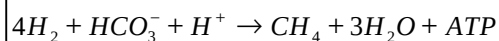
BACTERIAS · FERMENTATIVAS · Y · ACETOGENÍCAS



BACTERIAS · METANOGENÍCAS · ACETOCLASTAS



BACTERIAS · METANOGENÍCAS · HIDROGENOTRÓFICAS



La hidrólisis de los sólidos, con posibilidad de hidrolizarse, está considerada como una cinética de primer orden. Péringen (1999) la ha estudiado considerando que sigue una cinética de Michaelis y Menten, él asume que la velocidad de excreción de las enzimas hidrolíticas es proporcional a la velocidad de crecimiento de las bacterias hidrolíticas–fermentativas, e incluye una velocidad de pérdida de enzima.

La constante de velocidad de pérdida de enzima hidrolítica es afectada principalmente por la variación de los tiempos de retención hidráulica (TRH), a su vez que la constante de velocidad de hidrólisis muestra un efecto lineal a cada tiempo. Una observación interesante en este estudio es que un aumento en el carbono orgánico disuelto no se reflejó en un incremento proporcional de los AGV. Péringen concluye que un aumento del carbono orgánico disuelto durante su experimento se debió a la hidrólisis ácida de los SSV en el rango de pH de 6.5 a 6.8.

Salminen *et al.* (1999) encontraron que en la degradación de residuos sólidos domésticos, existe una inhibición del proceso metanogénico debido a la falta de degradación de propionato y, que a su vez, éste no se degrada por la presencia de ácidos grasos de cadena larga (AGCL). Fujishima *et al.* (1999) atribuyen la acumulación de propionato a la disminución en el número de bacterias consumidoras de glucosa.

La baja en la producción de metano se debe a la inhibición de las bacterias acetoclastas por altas concentraciones de propionato. Por otra parte, altos niveles de hidrógeno inhiben el consumo de estereato. Así, el rompimiento de los AGCL se reportan como el paso limitante de la degradación de sustratos complejos, a bajas concentraciones de AGCL, especialmente insaturados, se da una inhibición a la sintrofía entre bacterias acetogénicas y metanogénicas. Delgenés *et al.* (1999) refuerzan esta idea ya que demostraron que compuestos de peso molecular mayor a 100 kda están involucrados en la disminución de la biodegradabilidad y en la biotoxicidad en la digestión anaerobia.

2.4.2 Acidogénesis.

En la acidogénesis el valor del pH de los lodos disminuye pasando de valores alrededor de 7.0 a valores alrededor de 5.0 y procede con rapidez. En esta etapa las bacterias fermentan los productos solubles de la hidrólisis, principalmente en H₂ y AGV. Los AGV de cadena mayor al acetato pueden ser obtenidos por la desaminación de los aminoácidos. Los

AGCL también producen acetato o propionato (cuando los AGCL tienen número de carbono impar) por β -oxidación. Así en conjunto las bacterias hidrolíticas y acidogénicas convierten los sustratos complejos a precursores de la metanogénesis: H_2 , CO_2 y acetato, además de AGV y otros compuestos reducidos –etanol, lactato– (Zinder, 1992).

A este nivel intervienen reacciones que permiten que los productos de la hidrólisis sean fermentados por un grupo complementario de bacterias fermentativas. Por ejemplo: La formación de propionato a partir de succinato o del lactato, la reducción carboxilativa de propionato a butirato, la desmetoxilación, por *Acetobacterium woodii*, de compuestos aromáticos metoxilados (Monroy, 1998).

Uno de los factores importantes, dentro de la fermentación de los monómeros de proteínas y polisacáridos, es la concentración de H_2 . Las moléculas de dinucleótidos de nicotinamida reducidas ($NADH + H^+$), formadas por la fermentación, se vuelven a oxidar por la reducción del piruvato y el acetaldehído. Altas concentraciones de H_2 fomenta la reducción del piruvato obteniéndose los compuestos clásicos de la fermentación (propionato, succinato, butirato y etanol). Cuando la concentración de H_2 es baja, el piruvato se transforma en acetil-CoA y CO_2 , utilizando el NAD oxidado y reduciéndolo a $NADH + H^+$ vía la transferencia del hidrógeno de la CoA. Es aquí donde las bacterias productoras obligadas de hidrógeno (OHPA, por sus siglas en inglés) toman los electrones de las bacterias fermentativas y forman el hidrógeno, oxidando el $NADH + H^+$. La acetil-CoA forma acetato, aumentando su concentración en el medio. Así pues las OHPA generan hidrógeno, lo que promueve que el piruvato se convierta en los productos clásicos de la fermentación y no directamente a acetato y CO_2 ; sin embargo, la presencia de las bacterias metanogénicas hidrogenotróficas logra que el H_2 se remueva y se evite que el H_2 se siga acumulando (figura 2.4).

La distancia máxima que debe existir entre las bacterias acetogénicas productoras obligadas de H_2 y las especies oxidantes debe ser de $0.08\mu m$, esto aumenta al máximo el flujo de H_2 y permite compartir entre tres grupos de bacterias la energía disponible en el acoplamiento de las reacciones acidogénicas, acetogénicas y metanogénicas (Schink y Thauer, 1988).

2.4.3 Acetogénesis.

En esta etapa participan organismos a los que favorece un medio ambiente ácido, lo cual se conoce como acetogénesis, durante el cual los ácidos grasos volátiles, de manera simultánea que los compuestos nitrogenados, son oxidados y transformados lentamente. Durante esta etapa, el valor del pH aumenta de valores alrededor de 5.0 hasta valores alrededor de 6.8.

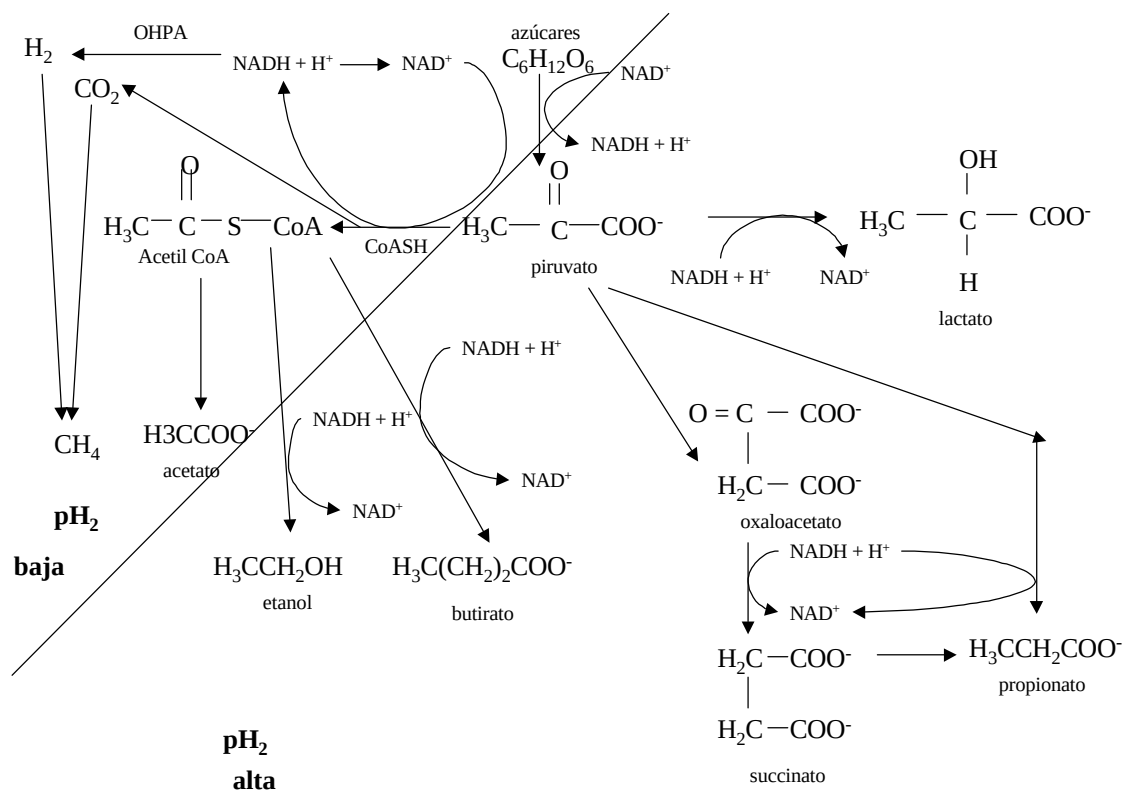
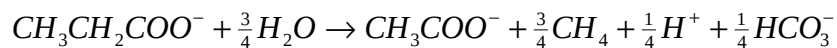


Figura 2.4. Influencia de la relación $NAD^+/NADH + H^+$ en la formación de ácido acético y de los otros AGV. Se indica que las OHPA aceptan los electrones para oxidar nuevamente al $NADH + H^+$ (Mosey, 1983)

Esta etapa de la digestión anaerobia está controlada por el sintrofismo de las bacterias OHPA y las hidrogenotróficas. Por ejemplo, desde el punto de vista energético, sin la presencia de las bacterias hidrogenotróficas la reacción de propionato a acetato:



tiene una energía libre estándar a 25°C de +76 kJ y cuando intervienen las bacterias hidrogenotróficas el balance general es de -25 kJ:



2.4.4 Metanogénesis.

En la última etapa de la digestión, conocida como metanogénesis, el contenido de ácidos grasos volátiles disminuye hasta menos de 500 ppm. El valor del pH aumenta desde 6.8 hasta 7.4, produciéndose grandes volúmenes de gases con un 65 a 70% de CH₄, y alrededor de 30 % de CO₂ y otros gases inertes como el N₂. También son oxidados algunos materiales nitrogenados (tabla 2.5).

Las bacterias metanogénicas son las encargadas de producir el metano a partir de varios sustratos, (tabla 2.5; a esta tabla se agregan los dos grupos metanogénicos presentados en la tabla 2.4). El acetato produce alrededor del 73% del metano producido. Las bacterias metanogénicas son anaerobias estrictas, muy sensibles al oxígeno pues requieren potenciales redox de -92.4 mV para crecer (Macarie y Guyot, 1995).

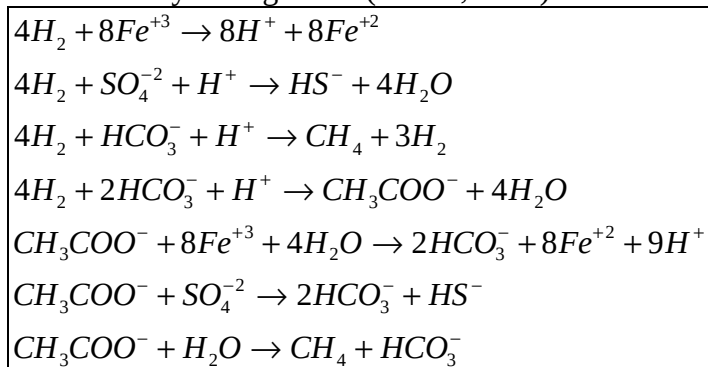
Tabla 2.5. Sustratos utilizados para producir metano.

$HCOO^- + H^+ \rightarrow 0.25 CH_4 + 0.75 CO_2 + 0.5 H_2O$
$CO + 0.5 H_2O \rightarrow 0.25 CH_4 + 0.75 CO_2$
$CH_3OH \rightarrow 0.75 CH_4 + 0.25 CO_2 + 0.5 H_2O$
$CH_3NH_3^+ + 0.5 H_2O \rightarrow 0.75 CH_4 + 0.75 CO_2 + NH_4^+$
$(CH_3)_2NH_2^+ + H_2O \rightarrow 1.5 CH_4 + 0.5 CO_2 + NH_4^+$
$(CH_3)_2NCH_2CH_3 \cdot H^+ + H_2O \rightarrow 1.5 CH_4 + 0.5 CO_2 + ^+H_3NCH_2CH_3$
$(CH_3)_3NH^+ + 1.5 H_2O \rightarrow 2.25 CH_4 + 0.75 CO_2 + NH_4^+$

Al acumularse H₂ la degradación de propionato y butirato se ve inhibida y también se inhibe el consumo de acetato por *Methanosarcina*.

Las bacterias metanogénicas compiten generalmente con tres grupos metabólicos: bacterias sulfato reductoras, acetogénicas y reductoras del ion férrico, por el H₂ y el acetato, tabla 2.6.

Tabla 2.6. Utilización de H₂ y acetato por bacterias reductoras de Fe⁺³, reductoras de sulfato, metanogénicas y acetogénicas (Zinder, 1993)



La constante de afinidad aparente (K_m) para bacterias metanogénicas está en el rango de 4-8 μM de H₂, mientras que para las sulfato reductoras está alrededor de 2 μM. Aunque los altos valores de las K_m se pueden deber a la imposibilidad de las hidrogenasas de usar H₂ a bajas presiones parciales.

2.5 Reactores anaerobios para el tratamiento de lodos residuales

La digestión anaerobia mesofílica, es la más utilizada para el tratamiento de los lodos residuales. La digestión fue desarrollada originalmente por su capacidad de controlar y eliminar el mal olor asociada a los lodos, siendo ésta una de las principales razones por las que se generalizó su uso. Los beneficios de la digestión anaerobia son:

- Reducción del número de patógenos.
- Reducción del contenido de sólidos.
- Generación de metano como subproducto.
- Mejoramiento de la solubilidad de nitrógeno para su acción fertilizante.

Con base en los estudios realizados en los reactores anaerobios mesofílicos, así como a los pretratamientos realizados a los lodos residuales para mejorar la digestión anaerobia, se ha planteado y estudiado la digestión anaerobia bajo distintas condiciones de operación, a continuación se describen algunas de ellas.

2.5.1 Digestión anaerobia mesofílica.

Los sistemas de tratamiento anaerobio mesofílicos son los más difundidos. Para tiempos de retención hidráulica (TRH) mayores a 10 días la producción específica media de biogás referida a los SSV eliminados varía entre 200 y 600 L biogás/ kg SSV eliminado. Para TRH de entre 5 y 55 días la concentración volumétrica de metano varía entre 62% y 66%. Los porcentajes de remoción de sólidos volátiles (SV) a tiempos de retención de 15 a 30 días va de 55 a 60 para lodos residuales primarios y de 32 a 40 para LR y la producción de biogás de 500 a 600 L/kg SV d y de 250 a 350 L/kg SV, respectivamente. Cuando los lodos son mixtos la remoción es de 40 a 50 % de SV a TRH de menos de 10 días y la producción de biogás de 450 a 550 L/ kg SV d (Kyung-Yub *et al.*, 1997, Yue *et al.*, 1995, Roberts *et al.*, 1999). Carrozzi y Steinle (1994) realizaron un estudio en donde la concentración de los AGV varía con el TRH pues a TRH menores a 5 días su concentración es de 42mM a TRH mayores a 10 días y menores a 15 d 9 mM y para TRH mayores a 15 días de 2.5 mM. El pH es menor a 6 a TRH por debajo de 5 días y para lodos con 5 % de SST o más. El pH se incrementa a 7.7 debido al amoníaco producido por la remoción de proteínas.

2.5.2 Digestión anaerobia termofílica.

El proceso de tratamiento de residuos sólidos es uno de los procesos bajo condiciones termofílicas y anaerobias más estudiados en varios países. Algunas de las propiedades interesantes alcanzadas por la digestión anaerobia termofílica son: la disminución del tiempo de retención hidráulico, destrucción de patógenos, reducción de la viscosidad de los lodos y bajos volúmenes de residuos generados por la digestión termofílica.

La digestión anaerobia a condiciones mesofílicas, presenta problemas de baja destrucción de SSV y destrucción de patógenos, además que se forman en exceso espumas que produce problemas de operación. Aunque los pretratamiento ayudan a disminuir los problemas de baja destrucción de SSV y patógenos, una posible alternativa que mejore los rendimientos y evite problemas de formación de espuma es la digestión termofílica ya que en esta la destrucción de patógenos es alta y favorece la hidrólisis de materiales biológicos complejos en los lodos residuales y no tiene problemas de formación de espuma. Sin embargo, presenta el problema de una baja remoción de AGV lo que produce malos olores, además de menores eficiencias de remoción de proteínas y lípidos (Carrozzi y Steinle, 1994).

Yue *et al.* (1995) reportan que para sistemas termofílicos los valores de AGV van de 800 a 2200 mg/L a 25 y 10 días de TRH, respectivamente, lo que representa cerca de un 83% más con respecto a sistemas mesofílicos para TRH de entre 10 y 40 días.

Las eficiencias de remoción de SSV para sistemas termofílicos son del 40 a 50 % y $0.39 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{kg SV alimentado}$ (Roberts *et al.*, 1999).

2.5.3 Digestión en dos etapas

La digestión en dos etapas se estudia inicialmente con la idea de separar, con base en consideraciones cinéticas, la acidogénesis de un reactor y la acetogénesis y metanogénesis en el segundo. La digestión en dos etapas tiene la intención de ganar en estabilidad evitando sobrecargas de ácidos grasos volátiles (AGV) para las bacterias metanogénicas ante variaciones de carga orgánica. Además, acelera la velocidad de hidrólisis promoviendo la formación de compuestos precursores de la metanogénesis.

Una de las propuestas realizadas por distintos investigadores ha sido la de separar las etapas de la digestión anaerobia, o bien favorecer las condiciones de alguna de ellas. Por ejemplo, los pretratamientos tienen como objetivo acelerar la fase de solubilización de los lodos residuales, –que es el paso limitante de la digestión de los lodos–. Otros procedimientos se basan en fomentar la existencia de la fase acidogénica única mediante el uso de la velocidad de crecimiento de las bacterias metanogénicas y el control químico (Hwang y Hansen, 1997). Argelier *et al.* (1998) utilizaron un sistema de reactores en cascada para la producción de altas concentraciones de ácidos grasos volátiles, alcanzándose hasta un 38% de conversión de la carga orgánica.

Yue *et al.* (1995) proponen una digestión en dos fases –temperature phased anaerobic bioreactor (TPAB)– una termofílica inicial y otra mesofílica que elimine los AGV provenientes de la primera. La tabla 2.7 muestra que para la misma remoción de sólidos volátiles (SV), los tiempos de retención de sólidos (TRS) requeridos para los TPAB es del 40% de la requerida para sistemas de etapa única.

En otras palabras, la capacidad fue más del doble con el TPAB sin ningún deterioro en el porcentaje de destrucción de los SV. El incremento en la capacidad del TPAB fue cumplido en gran medida por el aumento de la velocidad de reacción lograda en la etapa termofílica.

Tabla 2.7 Remoción de SV para sistemas de etapa única y TPAB (Yue *et al*, 1995).

Sistemas	TRS (d)	Remoción de SV (%)
Etapa única	24	32
	40	47
TPAB	11	34
	28	50

El sistema de etapa única logra 90% o menos en la reducción de coliformes fecales. Los lodos digeridos de este reactor podrían no encontrarse en los requerimientos de biosólidos clase A (coliformes fecales por debajo de 1000 NMP/g ST) (WEB, 1996). En contraste el TPAB logra una media de 99.99% de reducción en coliformes totales. El efluente de coliformes fecales estuvo siempre por debajo de 1000 NMP/g ST.

La medida de la composición del biogás a diferentes TRS no presenta diferencias significativas. El reactor mesofílico de etapa única y la etapa dos mesofílica del TPAB tiene una composición de 65% a 72% de metano, 24% a 27% de bióxido de carbono, y 2% a 5% nitrógeno. La primera etapa (termofílica) tiene ligeramente menor contenido de metano con una composición de 64% a 68% de metano, 27% a 30% de bióxido de carbono y de 3% a 5% de nitrógeno. El TPAB logra una velocidad de producción de metano alrededor del 30% a 100% por arriba de la del sistema de etapa única. Sin embargo, la producción de metano por gramo de SV destruida para los dos tipos de sistemas fue prácticamente la misma en 0.5 litros de metano STP/g SV destruido.

Con respecto a la concentración de AGV, la primera etapa (termofílica) fue siempre más alta (cerca de 800 a 2200 mg/L a TRS de 10 a 40 días), los AGV en la segunda etapa (mesofílica) fue tan bajo como el de la etapa única.

Se observa gran formación de espuma en el sistema mesofílico de etapa única en un rango de TRS de 24 a 34 días, mientras que casi no hay espuma en los TPAB en ninguno de los tiempos de TRS estudiados. La formación de espumas se ha asociado a la presencia de bacterias filamentosas tales como *Nocardia* (Roberts *et al.*, 1999), lo que provoca problemas de operación y desestabiliza al sistema.

El TPAB combina las ventajas de la digestión termofílica (altas velocidades de destrucción de SV, alta destrucción de coliformes y reducción de espumas) con las ventajas de la digestión mesofílica (baja producción de AGV y pocos olores de los lodos digeridos).

En la tabla 2.8 se muestran algunos resultados obtenidos para estos sistemas. El mayor porcentaje de remoción de SV (56 %) se presenta en los sistemas de dos etapas (DUAL), que opera a un TRH de 9 días. El sistema mesofílico-mesofílico trabaja con 10.9 días de TRH. La diferencia entre los sistemas DUAL y TPAB es que para el DUAL el TRH para el reactor termofílico es de 4 horas y para el TPAB es de 4 días, lo que implica un ahorro energético importante entre éstos.

Tabla 2.8 Remoción de SV y producción de metano para distintos sistemas de digestión anaerobia (Roberts *et al.*, 1999)

Sistema y TRH en días	% remoción SV	m ³ CH ₄ / kg SV removido
Dual-55/12	45	0.59
Dual-55/15	44	0.55
Dual-60/9	56	0.42
Dual-60/12	51	0.38
Dual-60/15	54	0.44
TPAB-55/14	45	0.39*
mesofílico /20	31	0.44
termofílico	40-50	----
mesofílico-mesofílico (TRH 10.9 d)	56	0.46*
mesofílico	40-60	0.55

* m³/kg SV alimentado

DUAL = termofílico-mesofílico: Temperatura/TRH

2.6 Pretratamiento de lodos residuales.

La digestión anaerobia es una buena alternativa de estabilización de los lodos residuales, para su posterior uso en suelos, y aunque las legislaciones son cada vez más estrictas para esta práctica, una gran parte de los lodos residuales podrían disponerse de esta manera ya que las plantas de tratamiento de aguas residuales que tratan efluentes domésticos

generan biosólidos que al estabilizarse pueden ser utilizados para mejorar las características de los suelos agrícolas sin riesgos a la salud (WEB, 1996).

Si consideramos que alrededor del 60% de las aguas residuales generadas en México son de tipo doméstico, la digestión anaerobia representa una buena alternativa de disposición.

El problema de la digestión de los LR no radica en el consumo de materiales solubles, sino en su disolución, ya que los sustratos se encuentran encerrados dentro de membranas celulares, por lo que tienen una mayor resistencia a la biodegradación.

Eastman y Ferguson (1981) reportan que el paso limitante en la digestión anaerobia de sólidos es la hidrólisis. Debido a esto se han probado diferentes pretratamientos para acelerar la solubilización de los biopolímeros (proteínas, polisacáridos, ácidos nucleicos y lípidos). A continuación se describen algunos de estos pretratamientos.

En la digestión de lodos pretratados térmicamente, la producción de metano se incrementó de 60 a 70% a 175°C en comparación de los lodos digeridos sin este pretratamiento, pero a temperaturas mayores se observa un decremento en la producción de metano. A temperaturas menores a 100°C también se observa un incremento en la producción de metano; sin embargo, el tiempo del pretratamiento es más largo en comparación con los 30 minutos a los que se someten los lodos a temperaturas mayores a 100°C.

Al tratar con álcali los lodos residuales se aumenta la solubilización y se incrementa la producción de metano en la digestión. Rajan *et al.* (1989) reporta que la razón de solubilización aumenta a 45% del DQO con 0.30 g NaOH/L y la producción de gas se incrementó a 112% sobre el control.

Tanaka *et al.* (1997) realizaron un pretratamiento termoquímico en donde el desempeño de la digestión anaerobia bajo las condiciones de estudio (130°C y 0.3 g NaOH/ g SSV) incrementó en un 200 % la producción de metano y los SSV fueron solubilizados del 40% al 50%.

Tatsuo *et al.* (1993) realizaron un pretratamiento químico utilizando teewn-80 a distintas concentraciones, muestran que a 50 mg de teewn-80/ L, se logra una solubilización de entre el 75 y 80 % del carbono orgánico total, con un tiempo de contacto de 90 min. Aunque este pretratamiento es mejor, en función de la DQO disuelta, el costo de usar este reactivo para el tratamiento sería elevado.

Como resultados opuestos, Delgenés *et al.* (1999) no encontraron aumento considerable en la biodegradabilidad de los LR pretratados termoquímicamente (pH 12, T=140°C y 30 min), debido principalmente a que este pretratamiento promueve la formación de polímeros solubles de difícil degradación.

Tabla 2.9 Aumento de la solubilización de LR por su pretratamiento.

Pretratamiento	Eficiencia de solubilización %SSV	% de incremento en producción de CH ₄	Referencia
Térmico (180°C)	30	60-70	Tanaka <i>et al.</i> (1997)
Químico (0.06 g NaOH/ g SSV)	15	-----	Cheng-Nan <i>et al.</i> (1997)
Químico (0.6 g NaOH/g SSV)	15	50	Tanaka <i>et al.</i> (1997)
Químico (50 mg tween-80/L)	40	-----	Tatsuo <i>et al.</i> (1993)
Termoquímico (0.3 g NaOH/ g SSV a 130°)	45	220	Tanaka <i>et al.</i> (1997)
Termoquímico (pH = 12 y 150 °C)	36	(menos) 40	Delgenés <i>et al.</i> (1999)
Digestión aerobia termofílica (60°C y 5 d)	50	150	Hasegawa y Katsura (1999)
Presurización (30 bar, 5 min)	80 (proteína)	42*	Choi <i>et al.</i> (1997)
Enzimático (10 % con respecto a los ST iniciales)	45	-----	Cheng-Nan <i>et al.</i> (1997)

* Incremento en la remoción de SSV.

Los costos de calentar los lodos a las temperaturas mencionadas, limitan las ventajas de los pretratamientos termoquímicos, a pesar de las mayores eficiencias de hidrólisis.

Otros pretratamientos también practicados tienen la misma limitación, los altos costos de operación y de materias primas. En la tabla 2.9 se muestran algunos de los resultados obtenidos para los distintos pretratamientos estudiados.

2.7 Conclusiones

La digestión anaerobia termofílica de LR puede remover hasta un 19% más de sólidos que la digestión anaerobia mesofílica, sin embargo el efluente termofílico tiene alta concentración de ácidos grasos volátiles (2200 mg/L). Los sistemas de dos etapas (termofílico-mesofílico) remueven hasta un 25% más de sólidos que los digestores mesofílicos, pero sus efluentes contienen una baja concentración de ácidos grasos volátiles, alrededor de un 83% menos que los sistemas termofílicos. Los sistemas de dos etapas tienen una capacidad de tratamiento de dos veces más con respecto a los mesofílicos y termofílicos porque sus TRS son hasta un 40% menores; por ello son una mejor alternativa.

Los pretratamientos de lodos residuales tienen como finalidad solubilizar los biopolímeros y así acelerar la hidrólisis. Las eficiencias de solubilización de sólidos van desde 15% para los pretratamientos químicos hasta 45 y 50% para los termoquímicos y biológicos. Para los pretratamientos termoquímicos se han obtenido resultados contrastantes, con respecto a la producción de metano, pues se reporta incrementos de hasta dos veces y, por otro lado, disminución de casi la mitad. Por eso es importante evaluar la solubilización de sólidos y la biodegradabilidad del material soluble resultante del pretratamiento.

3

MATERIAL Y MÉTODOS

Se presentan los materiales y métodos que se utilizaron de manera general en toda la tesis, así como el manejo que se dio a los lodos residuales secundarios desde su recolección hasta su uso en los diferentes experimentos aquí realizados.

3. MATERIAL Y MÉTODOS

3.1 Recolección de los lodos residuales.

La recolección de LR se realizó en la planta de tratamiento de aguas servidas, Aguas Tratadas de Iztacalco S.A. C.V., en la Planta Piloto de la UNAM, Ciudad de México y en la planta de tratamiento de la empresa termoeléctrica de Ventanas, en Chile. La primera trata efluentes de origen doméstico, comercial e industrial (combinados), la segunda, efluentes domésticos y efluentes provenientes de los laboratorios de investigación (combinados), y la tercera trata exclusivamente agua de tipo doméstico. La primera y tercera plantas son de lodos activados y la segunda consta además de un filtro percolador y sistema de biodiscos, aunque los LR provienen únicamente del sistema de lodos activados.

3.2 Concentración de los lodos residuales.

Los lodos residuales recolectados fueron concentrados por sedimentación en un tubo de acrílico de 100 cm de longitud y 15.3 cm de diámetro interno (Figura 3.1) y se midió su velocidad de sedimentación, que es la profundidad del sitio de muestreo bajo la superficie del agua, dividida entre el tiempo transcurrido de muestreo.

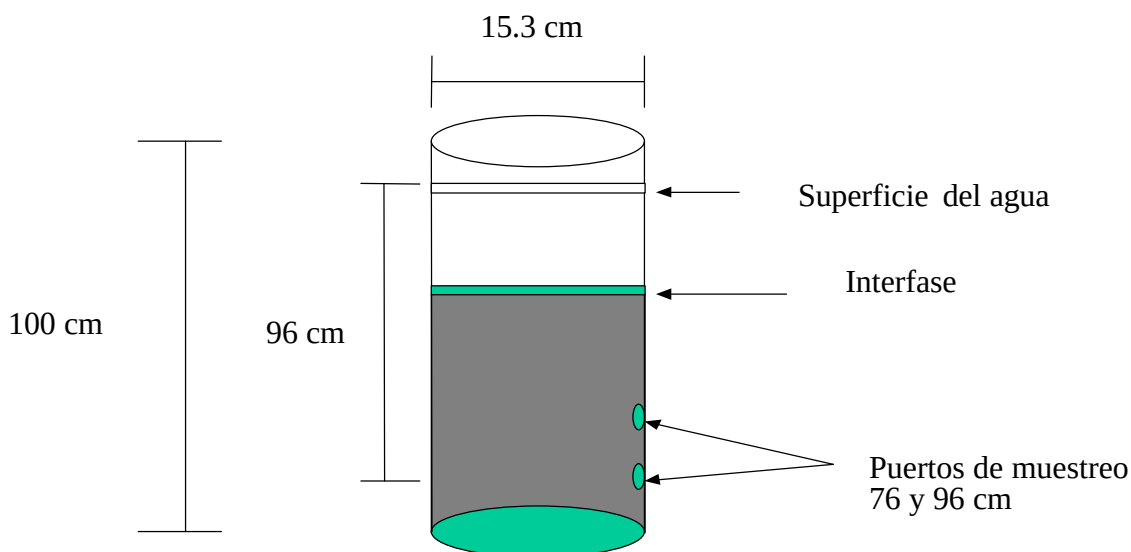


Figura 3.1. Dispositivo para la sedimentación de lodos residuales.

La velocidad de sedimentación se midió tomando los puertos de muestreo a 76 y 96 cm de profundidad. Se vertieron los lodos residuales perfectamente homogéneos y se tomaron muestras a distintos tiempos en los puertos mencionados. A las muestras se les determinaron los sólidos suspendidos totales (SST). La figura 3.2 muestra las curvas de sedimentación de los lodos residuales secundarios, de la planta Aguas Tratadas de Iztacalco, a las puertas de muestreo 76 y 96 cm. Se aprecia que los lodos alcanzan velocidades de sedimentación más bajas a concentración de 12 g/L debido a que los lodos ya se compactaron.

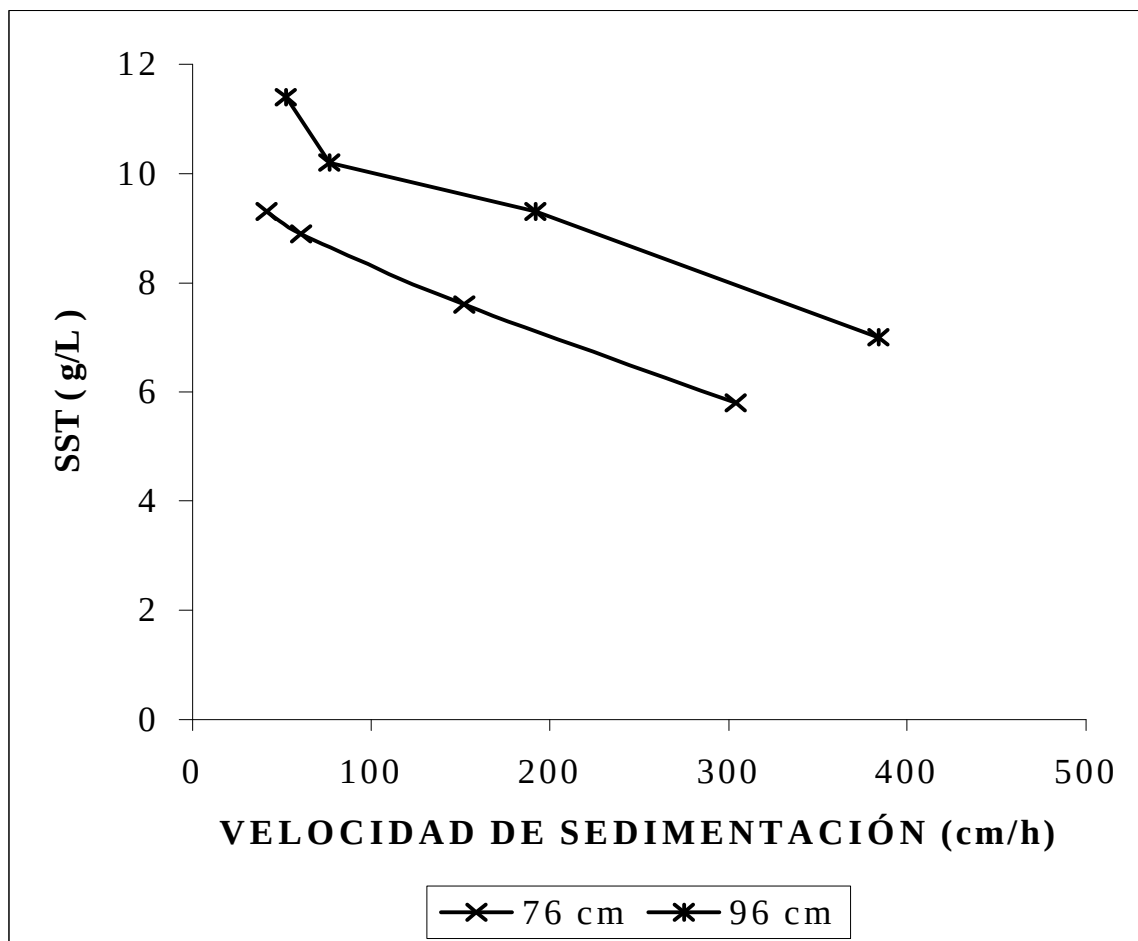


Figura 3.2. SST remanentes en función de la velocidad de sedimentación de lodos residuales secundarios de la planta Aguas Tratadas de Iztacalco. Las determinaciones se realizaron en un tubo de acrílico de 100 cm de altura con un diámetro interno de 15.3 cm.

3.3 Preparación de muestras de lodos

Los lodos residuales frescos y espesados (LR previamente concentrados) son los utilizados para todos los estudios realizados en esta tesis y para los análisis correspondientes fueron diluidos a 10 y 100 partes.

La dilución 1×10^{-1} se realizó como sigue: se tomaron 10 mL de lodos perfectamente homogéneos, se vertieron en un matraz Erlenmeyer, y se aforó a 100 mL con agua destilada.

La dilución 1×10^{-2} se realizó a partir de la dilución 1×10^{-1} tomando 10 mL de esta solución perfectamente homogénea y aforando a 100 mL con agua destilada en un matraz Erlenmeyer.

Las diluciones se realizaron para ajustar las concentraciones de la DQO en la muestra a la curva estándar de DQO utilizada (ver tabla A.1)

3.4 Análisis

Los parámetros determinados fueron demanda química de oxígeno total (DQO) y soluble (DQOs), sólidos suspendidos totales (SST), sólidos suspendidos volátiles (SSV), composición del biogás, cuantificación de metano, alcalinidad parcial y total, según APHA, 1995 (ver anexo)

3.5. Composición del biogás y cuantificación de metano

La determinación de la composición del biogás se hizo mediante cromatografía de gases. Se tomó una muestra del colector de gases en el reactor y se inyectó 0.1 mL en un cromatógrafo de gases GOW-MAC con integrador SP-4290 y una columna de acero inoxidable empacada con carboxsphere. Se obtuvo el área bajo la curva correspondiente al CH_4 y CO_2 y mediante una curva de calibración (ver anexo, A.7) se determinaron los porcentajes de CH_4 y CO_2 . Las condiciones de operación del cromatógrafo fueron: temperatura del inyector 170 °C, temperatura de la columna 140 °C, temperatura del detector 190 °C, flujo del gas acarreador (He) 30 mL/min, corriente de los filamentos 120 mA.

El volumen de metano producido en la digestión de lodos residuales se cuantificó, utilizando la técnica de desplazamiento de una solución salina saturada (300 g NaCl/L), con un pH de 3.0, contenida en un tubo de 32 cm de alto y 3.5 cm de diámetro interno. Como

indicador del cambio de pH, por la disolución del biogás, se uso rojo de metilo. El volumen de metano se obtuvo mediante la siguiente secuencia de cálculos:

$$Q_g = \frac{\left(p \left(\frac{D}{2} \right)^2 (h) \right)}{t}$$

$$Q_{gSTP} = \frac{\left(Q_g \left(\frac{P_{OP}}{P_{STP}} \right) \left(\frac{T_{STP}}{T_{OP}} \right) \right)}{t}$$

En donde:

- D = diámetro interno de la columna (cm)
- h = altura de columna de agua desplazada (cm)
- Q_g = flujo de biogás (L/d)
- Q_{STP} = flujo de biogás a condiciones estándar (L/d)
- P_{OP} = presión de operación (atm).
- P_{STP} = presión estándar (1 atm).
- T_{OP} = temperatura de operación (K).
- T_{STP} = temperatura estándar (298 K).
- t = tiempo (d)

Fracción de metano en biogás (f_{CH₄}).

$$f_{CH_4} = \left(\left(\frac{A_{CH_4}}{A_{TOTAL}} \right) - 0.0248 \right) \left(\frac{1}{0.9606} \right)$$

Flujo de metano a condiciones estándar (Q_{CH₄STP}).

$$Q_{CH_4STP} = f_{CH_4} \cdot Q_{gSTP}$$

3.6 Actividad metanogénica de lodos anaerobios.

Los ensayos se realizaron en botellas de 350 mL, en las cuales se colocó el lodo, el sustrato (ácidos grasos volátiles) y los nutrientes necesarios. El parámetro de ensayo es la producción de metano por día, para posteriormente obtener la actividad metanogénica en función de ese valor.

Se utilizaron los nutrientes reportados por Porrier (1998). Los AGV corresponden a ácidos grasos de cadena corta, formándose normalmente en el proceso anaerobio por la acción de bacterias acidogénicas. En los ensayos se utilizaron relaciones de los ácidos: acético (C2): propiónico (C3): butírico (C4) de 2:0.5:0.5 g/L, resultando una concentración de 3.62 g DQO/L [1 g de C2 (1.067g DQO), 1g C3 (1.154 g DQO), 1g C4 (1.818 g DQO)]. De esta manera, se prepararon 100 mL de solución concentrada de AGV, que incluyen 6.35 mL ácido acético, 1.68 mL de ácido propiónico y 1.74 mL de ácido butírico. La solución de AGV se neutralizó con una solución concentrada de NaOH. En el ensayo se utilizó un volumen de 150 mL. En primer lugar se agregaron los nutrientes, luego 4.5 mL de la mezcla de AGV y finalmente la cantidad de lodos necesaria para que los gSSV /L dentro del reactor fueran de 1.5 y se burbujearon con nitrógeno antes de cerrarlas. El sistema se mantuvo a 35°C mediante un baño de agua (figura 3.3).

La producción de metano se determinó por desplazamiento de volumen de una columna de NaOH 1 M (figura 3.3). La sosa fue remplazada cuando su pH estuvo por debajo de 12.

De los valores de producción de CH₄ acumulado contra tiempo, se obtiene la velocidad, calculando la pendiente en la fase donde ésta se mantiene aproximadamente constante y con ese valor se calculó la actividad metanogénica (acMet) de acuerdo a la siguiente expresión:

$$acMet = \frac{R * 24}{FC * V * SSV} \left[\frac{gDQO_{deg\ radado}}{gSSV * d} \right]$$

En donde:

- R = la velocidad de producción de metano (mL/h)
 FC = el factor de conversión, 340 en mL CH_4 _{producido} /g DQO_{degradado}
 V = el volumen efectivo de líquido en el reactor (0.25 L)
 SSV = la concentración de lodo en el digestor (39 g SSV /L)
 24 = un factor de conversión en h/d

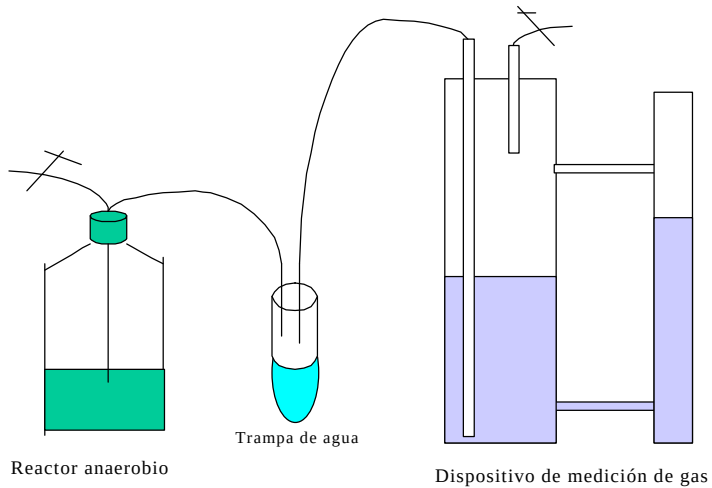


Figura 3.3. Sistema para pruebas de actividad metanogénica

4

PRETRATAMIENTO DE LODOS RESIDUALES SECUNDARIOS

Se muestran los resultados obtenidos de la caracterización de los lodos residuales de tres plantas de tratamiento de aguas residuales. Además, se muestran los resultados obtenidos del pretratamiento químico con hidróxido de sodio y óxido de calcio en los lodos residuales secundarios y se comparan los valores de solubilización de la DQO y de los SSV. Se incluyen los resultados del efecto del pretratamiento químico sobre la producción de metano. Finalmente se concluye cuál de los compuestos utilizados fue el mejor y se compara el pretratamiento químico con otros reportados en la bibliografía.

4. Pretratamiento de lodos residuales secundarios.

4.1 Introducción.

En el presente capítulo se muestran las características de los LR secundarios de tres plantas: dos en la Ciudad de México, que tratan aguas residuales de origen industrial, comercial y doméstico y otra en las Ventanas, Chile, que trata aguas residuales domésticas. Por su origen llamaremos LR combinados a los dos primeros y domésticos a los últimos. Los parámetros determinados son: la DQO total y soluble, SST, SSV, SSF y pH, estas características cambian en función del tipo de efluente que traten las plantas depuradoras de agua residual –doméstico, industrial o combinado (contiene ambos efluentes)–, también cambian sus características de un país a otro debido a su idiosincrasia y su avance tecnológico, finalmente la tecnología que se utilice para tratar el agua residual también cambia las características de los lodos residuales generados.

El principal problema que presentan las tecnologías biológicas para la estabilización de lodos residuales es que los sustratos (proteínas, lípidos, carbohidratos y ácidos nucleicos) se encuentran encerrados en la membrana y pared celular de los microorganismos que forman parte de los lodos residuales (estos microorganismos son nuestro sustrato). Se han realizado diferentes pretratamientos a los LR antes de someterlos a los procesos de estabilización (los resultados de algunos estudios se presentan en 2.6). En este capítulo se compara el efecto del pretratamiento químico, con óxido de calcio e hidróxido de sodio, respectivamente, sobre los lodos residuales secundarios, mediante la evaluación de la solubilización de los SSV y la DQO y la producción de biogás. El pretratamiento se realiza en función de la concentración de SSV por lo que la cantidad de álcali fue ajustada para mantener constante la relación g álcali / g SSV.

4.2. Material y Métodos.

4.2.1 Pretratamiento químico.

Los lodos utilizados para estudiar el efecto del álcali fueron lodos combinados sin espesar (CseSP) y lodos domésticos espesados (DSP) (tabla 4.1). Además se caracterizaron LR combinados espesados (CSP) que también se muestran en la tabla 4.1. Todos inicialmente sin pretratamiento (SP).

Para estudiar el efecto del tipo de álcali a los LR domésticos se les adicionaron dosis de solución 1 M de NaOH necesarias para tener de 0.1 a 0.5 g NaOH/g SSV y CaO en polvo para tener de 0.1 a 0.5 g CaO/g SSV. Para estudiar el origen de los lodos se pretrataron LR combinados en un intervalo de 0 a 2.5 g CaO / g SSV. El tiempo de contacto fue de una hora, manteniéndose los lodos en agitación constante mediante un agitador magnético.

Los parámetros medidos fueron DQO total y soluble, SSV y pH, siguiendo los procedimientos descritos en 3.4

4.2.2. Experimentos en lote

Condiciones experimentales.

Con el fin de evaluar los resultados obtenidos de la etapa de pretratamiento se llevaron a cabo ensayos en reactores anaerobios en lote, de 350 mL (figura 3.3), utilizando los lodos residuales de tipo domésticos tratados con 0.5 g NaOH/ g SSV, nivel en el que se presentó la mayor solubilización de sólidos suspendidos volátiles. Como inóculo se usaron lodos anaerobios provenientes de un reactor UASB de laboratorio. La relación de lodos residuales (LR)-lodos metanogénicos (LM) en función de los SSV [$LR(SSV_{residuo})/LM(SSV_{inoculo})$] fue de 0.77, y el volumen final de 150 mL. Los lodos tratados fueron neutralizados con H_2SO_4 0.5 N a un pH de 7 ± 0.1 . Los digestores se incubaron a 37.5 °C en un baño de agua.

En estos ensayos se midió la cantidad de metano producido durante 5, 10, 15, 20 y 25 días de digestión, utilizando el dispositivo ilustrado en la figura 3.3, con solución de NaOH 1 M. Además se determinó la remoción de SSV y de DQO.

Inóculo.

Los lodos metanogénicos empleados, presentaron una concentración de SSV de 39 g/L, y una actividad metanogénica de 0.203 g DQO/g SSV d

4.3 Resultados.

4.3.1 Características de los lodos residuales.

Las características de los LR DSP, CSP y CseSP se muestran en la tabla 4.1.

Los parámetros determinados se encuentran en el orden de magnitud de los reportados, tabla 2.2. Los lodos residuales combinados espesados (CSP) y sin espesar (CseSP) provienen de diferentes plantas de tratamiento (Iztacalco y UNAM) por eso los valores de DQOs y la relación SSV/SST es distinta. Así que las variaciones se deben principalmente a los tipos de efluentes que se tratan en las distintas plantas así como a los parámetros de operación en cada una de ellas.

Tabla 4.1 Características de los lodos residuales secundarios en tres distintas plantas.

Parámetro	DSP	CSP	CseSP
DQO total (g/L)	30.7±2.5	23.13±5.5	6.41±1.6
DQO soluble (g/L)	0.2±0.075	1.81±0.89	0.13±0.02
SST (g/L)	23.5±5.4	28.15±8.0	3.82±0.15
SSV (g/L)	14.9±3.4	18.4±5.5	3.06±0.18
SSV/ SST	0.63	0.65	0.80
DQOs/ DQOt	0.006	0.078	0.020
pH	7.60	6.85	6.48

4.3.2 Efecto de los pretratamientos sobre la DQO soluble.

El pH de los LR después del pretratamiento con CaO aumentó de 8 a 12 cuando se fue incrementando la dosis, manteniéndose en 12 para valores por arriba de 0.7 g CaO/g SSV. El pH de los LR pretratados con NaOH fue de 12 para todas las dosis ensayadas.

La solubilización de la DQO se incrementó al aumentar la relación g álcali/ g SSV hasta llegar al 23% de solubilización cuando la relación g NaOH/g SSV fue de 0.5 y 25% cuando la relación g CaO/ g SSV fue de 2.5 (figura 4.1). Al tratar los LR con los mismos niveles de álcali (0.5 g álcali/ g SSV) la solubilización fue del 23% y 7% para NaOH y CaO respectivamente. Aunque con 2.5 g CaO/g SSV el rendimiento fue del 25%, a estas dosis sería imposible dar un tratamiento biológico al lodo residual.

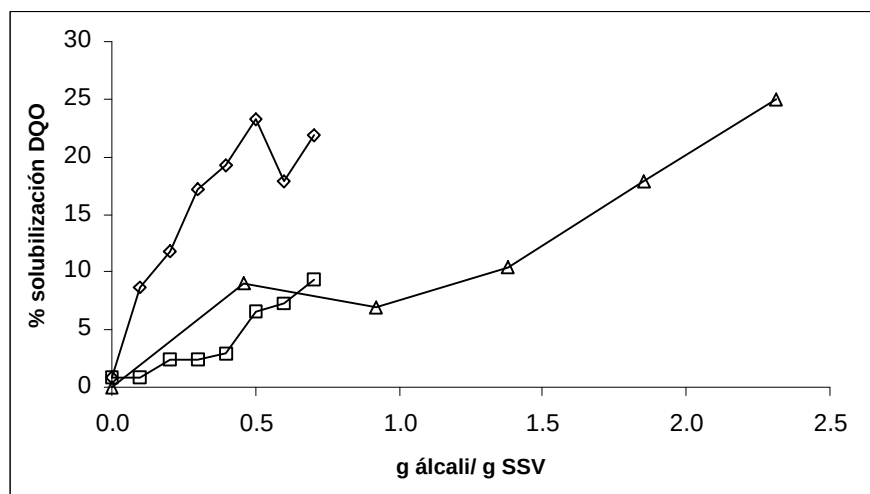


Figura 4.1 Solubilización de la materia orgánica en los LR por efecto del pretratamiento, LR doméstico (NaOH) (◇) LR doméstico (CaO) (□) LR combinado (CaO) (Δ)

Los porcentajes de solubilización con NaOH están por arriba de los reportados por Tanaka *et al.* (1997) y Cheng-Nan *et al.* (1997), donde el máximo de solubilización fue del 15% al tratar los LR (combinados) con 0.6 g NaOH/g SSV.

El origen de los lodos no influye en el efecto del pretratamiento pues los ensayos realizados con CaO en los LR domésticos y combinados, muestran que la solubilización fue del 9% para los combinados y 7% para los domésticos.

4.3.3 Efecto de los pretratamientos sobre la destrucción de SSV.

La solubilización de los SSV en los LR tiene el mismo comportamiento que la DQO, aumenta conforme se eleva la dosis de álcali. Los máximos valores de solubilización fueron de 25% y 18% para 2.5 g CaO/g SSV y 0.5 g NaOH/g SSV respectivamente (figura 4.2). Comparando los valores de solubilización de los LR domésticos a 0.5 g álcali /g SSV se observa que para NaOH se obtiene la máxima solubilización y para CaO llega sólo al 9% (figura 4.2).

De igual forma el origen de los LR no influyen sobre el efecto del pretratamiento sobre la solubilización de SSV, pues la solubilización de los LR combinados fue de 9% y para los LR domésticos del 7% cuando fueron tratados con 0.5 y 0.4 g CaO /g SSV (figura 4.2).

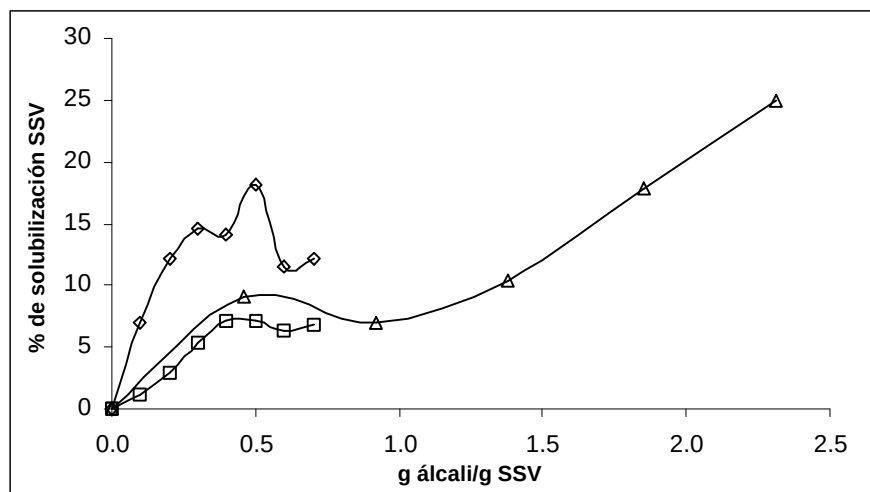


Figura 4.2 Solubilización de los sólidos en los LR por efecto del pretratamiento, LR domésticos (NaOH) (◊) LR domésticos (CaO) (◻) LR combinados (CaO) (Δ)

4.3.4 Efecto de los pretratamientos sobre la producción de metano.

Para evaluar el efecto de los pretratamiento con NaOH y CaO se utilizaron LR DSP. La producción de metano debido a la conversión de los sólidos suspendidos volátiles se muestra en la figura 4.3. La cantidad de metano producido está entre los 40 a 60 mL por cada gramo de SSV alimentado.

La producción de metano aumentó un 25% al pasar de 5 a 10 días de digestión y un 33% al incrementar el tiempo hasta 15 días, para tiempos de digestión por arriba de éste la producción de metano no se incrementó.

El pretratamiento no provocó un aumento en la producción de metano como se observa en la figura 4.3. El estudio del efecto del pretratamiento químico sobre la producción de metano ha sido discutido por otros autores, los cuales reportan resultados opuestos. Tanaka *et al.* (1997) mostraron que al tratar termoquímicamente los LR aumentó la producción de metano hasta en un 27 %. Por otro lado Delgenés *et al.* (1999) reportan que a distintos valores de pH –a los cuales se ajustaron los LR–, la biodegradabilidad no fue notablemente distinta (40%) y los AGV formados solo representaban el 20% de la DQO alimentada. Los autores atribuyen dicho comportamiento a la producción de compuestos solubles de difícil degradación durante el pretratamiento, tales como los mono y dialquilésteres, aunque no han sido identificados.

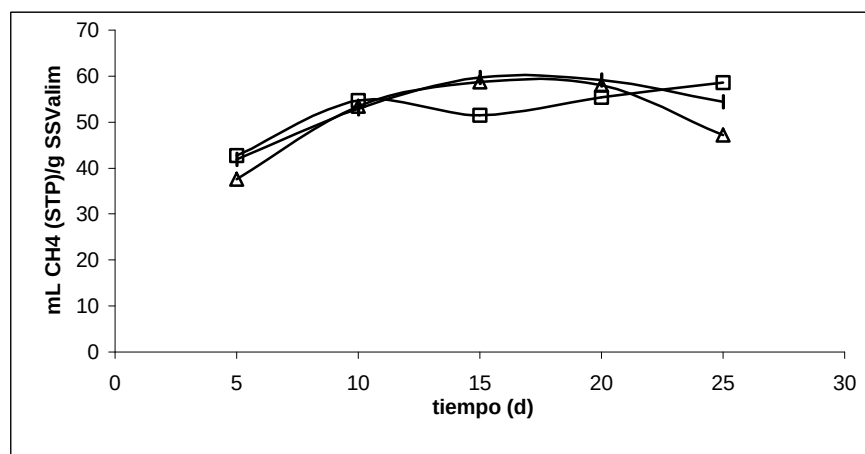


Figura 4.3 Efecto de los pretratamientos sobre la producción de metano, LR domésticos compactados. (◇) sin pretratamiento, (□) pretratamiento con NaOH, (Δ) pretratamiento con CaO.

4.4 Discusión.

El tipo de lodo no influye notablemente en los resultados del pretratamiento, ya que para LR domésticos y combinados se encontraron valores de 7% (a 0.5 g CaO/gSSV) y 9% (a 0.4 g CaO/g SSV) de solubilización, respectivamente. Lo mismo sucede cuando los LR son tratados con NaOH ya que en el estudio realizado en esta tesis la solubilización fue del 18% (a 0.5 g NaOH/g SSV) y en el realizado por Tanaka *et al.* (1997) encontraron que la solubilización fue del 15% a 0.6 g NaOH/g SSV.

Otros estudios muestran mejores eficiencias de solubilización utilizando otros pretratamientos. El pretratamiento con tween-80 (50 mg/L) logra una solubilización de hasta el 40% (Tatsuo *et al.*, 1993). Pretratamientos termoquímicos, enzimáticos y por digestión aerobia termofílica solubilizan los LR entre un 45 y 50%.

La ventaja que representa cada uno de los pretratamientos está en función de la biodegradabilidad de las sustancias solubles, pues al parecer la solubilización de los LR no implica necesariamente un aumento en la remoción de la DQO y la producción de metano, ya que se han encontrado evidencias de que el pretratamiento termoquímico, por ejemplo, produce algunos compuestos solubles de difícil degradación (Delgenés, 1999). Por otro lado Tanaka *et al.* (1997) y Hasegawa y Katsura (1999), reportan incremento en la producción de metano, utilizando el primero pretratamientos químicos, térmicos, termoquímicos y digestión aerobia termofílica el segundo.

La producción de biogás no se vio favorecida por el pretratamiento, pues los niveles de producción de metano fueron de 5.5 mL/g SSV_{alimentado} a los 10 días de digestión, para la DA de LR pretratados y sin pretratamiento. Estos valores indican que no hubo efecto sobre la producción de metano, tal como lo reportó Delgenés *et al.* (1999) y contrario a lo encontrado por Tanaka *et al.* (1997) que reporta una producción de 6.2 mL CH₄/g SSV_{alimentado} para LR sin pretratamiento y cuando los lodos son tratados con 0.3 g NaOH/g SSV y 130 °C se producen 21.9 mL CH₄/g SSV_{alimentado} a los 10 días de digestión que se asemejan a los reportados por Fujishima *et al.* (1999) donde se obtuvo una producción de 20 mL CH₄/g SSV_{alimentado} con 14 días de digestión cuando se digieren lodos sin pretratamiento.

Los pretratamientos con NaOH y CaO no provocaron un aumento en la producción de metano.

En la tabla 4.2 se muestran las características de los LR después del pretratamiento, se incluyen únicamente los valores para el pretratamiento con 0.5 g álcali/ g SSV, pues a esta dosis se presentan condiciones adecuadas para realizar la DA. El pretratamiento con hidróxido de sodio es el que mostró la máxima solubilización de SSV y DQO, 18% y 23% respectivamente y es este procedimiento el utilizado en el siguiente capítulo.

Tabla 4.2 Características de los LR después del pretratamiento con álcali.

		DSP	DSP	CseSP
DQOt (g/L)		30.7	30.7	6.41
DQOs (g/L)		7.28	2.4	0.73
SST (g/L)		22.9	26.6	4.32
SSV (g/L)		12.2	13.8	2.78
pH		12	12	11
Solubilización	de	18	7	9
SSV (%)				
Pretratamiento		0.5 g NaOH/g SSV	0.5 g CaO/g SSV	0.4 g CaO/g SSV

5

DIGESTIÓN ANAEROBIA DE LODOS RESIDUALES SECUNDARIOS EN UNA Y DOS ETAPAS

En este capítulo se comparan el efecto del pretratamiento con NaOH sobre la degradación anaerobia en una etapa. También se comparan el efecto de separar la digestión anaerobia en dos etapas (hidrólisis – metanogénesis) en la degradación de lodos residuales pretratados con NaOH. Se encontró que el pretratamiento no mejora la hidrólisis de LR y que la separación del proceso anaerobio favorece la hidrólisis y la acidogénesis.

5. Digestión anaerobia en una y dos etapas.

5.1 Introducción.

Los lodos residuales deben ser tratados antes de ser dispuestos. Los diversos procesos de tratamiento tienen dos objetivos 1) disminuir el volumen del material que va a ser manejado, por la eliminación de parte o toda la porción líquida y 2) descomponer la materia orgánica de fácil putrefacción a compuestos orgánicos e inorgánicos relativamente estables o inertes, con lo cual se disminuye el total de sólidos y de materia orgánica en los lodos residuales.

La digestión anaerobia de los lodos residuales cumple con estos dos objetivos. La digestión anaerobia mesofílica es la más utilizada y fue desarrollada originalmente por su capacidad de controlar y eliminar el mal olor asociada a los lodos, siendo ésta una de las principales razones por las que se generalizó su uso. Los beneficios de la digestión anaerobia son: la reducción del número de patógenos, la reducción del contenido de sólidos, la generación de metano como subproducto y el mejoramiento de la solubilidad de nitrógeno para su acción fertilizante.

Según se vio en la sección 2.5.3, se han separado las etapas de la digestión anaerobia con el propósito de aumentar los niveles de remoción de SSV en los lodos residuales y disminuir el tiempo de retención hidráulica. En este capítulo se estudia el efecto del pretratamiento químico en la velocidad de hidrólisis de los lodos residuales espesados y se comparan las velocidades de hidrólisis de LR entre un sistema de una etapa y otro de dos etapas, ambos alimentados con lodos pretratados. El sistema de una etapa consta de un reactor de mezcla completa (RMC) de 2 L y el sistema de dos etapas consta de un RMC en donde se fomenta la acidogénesis, el efluente de este reactor se pasó por un sedimentador (SED), el sedimento se purgó y el sobrenadante fue alimentado a un reactor UASB.

5.2 Material y métodos.

5.2.1 Inóculo.

Todos los reactores se inocularon con 100 mL de lodos metanogénicos (LM) de un reactor UASB de laboratorio, alimentado con un medio sintético con etanol como fuente de carbono. Los LM tenían una concentración de 19.9 g SSV/L y una actividad metanogénica promedio de 0.203 g DQO/g SSV· d.

5.2.2. Lodos residuales a tratar

Se utilizaron lodos residuales pretratados con 0.5 g NaOH/ g SSV. El tiempo de contacto fue de una hora, manteniéndose los lodos en agitación constante mediante un agitador magnético. También se utilizaron LR sin pretratamiento. Los lodos fueron recolectados en distintas plantas de tratamiento de aguas residuales y se usaron diferentes muestras. Las características de los LR utilizados se muestran en la tabla 4.1 y 5.1.

Tabla 5.1 Características de los lodos residuales alimentados a los reactores de mezcla completa.

Parámetro	DSP	DCP	CCP
DQO total (g/L)	30.2±2.5	28±2.0	23.1±5.46
DQO soluble (g/L)	0.61±0.04	4.58±3.40	1.81±0.89
SST (g/L)	38.2±5.8	32.0±6.73	17.1±1.57
SSV (g/L)	22.0±1.93	16.9±3.37	9.48±1.3
pH	6.7-7.7	6.0-7.0	7.2-7.8

DSP: LR domésticos sin pretratamiento, DCP: LR domésticos con pretratamiento, CCP: LR combinados con pretratamiento.

5.2.3 Puesta en marcha de tres reactores de mezcla completa operados en lote.

Para realizar la digestión en una y dos etapas se pusieron en marcha tres reactores de mezcla completa (RMC). Uno de ellos fue alimentado con lodos residuales CSP (tabla 4.1). El segundo fue alimentado con lodos residuales DSP (tabla 4.1). El tercer reactor fue alimentado con lodos residuales DCP (tabla 5.1)

La operación inicial de estos reactores fue en lote y duró 40 días, de acuerdo a Carrozzi y Steinle (1994).

5.2.4 Condiciones de operación de los sistemas de una etapa.

La digestión anaerobia en una etapa se realizó en dos RMC (figura 5.1), la alimentación fue semicontinua. Se utilizan los reactores en lote, alimentados con lodos DSP y CSP (descritos en 5.2.3) alimentados con 130 mL de lodo cada 24 horas.

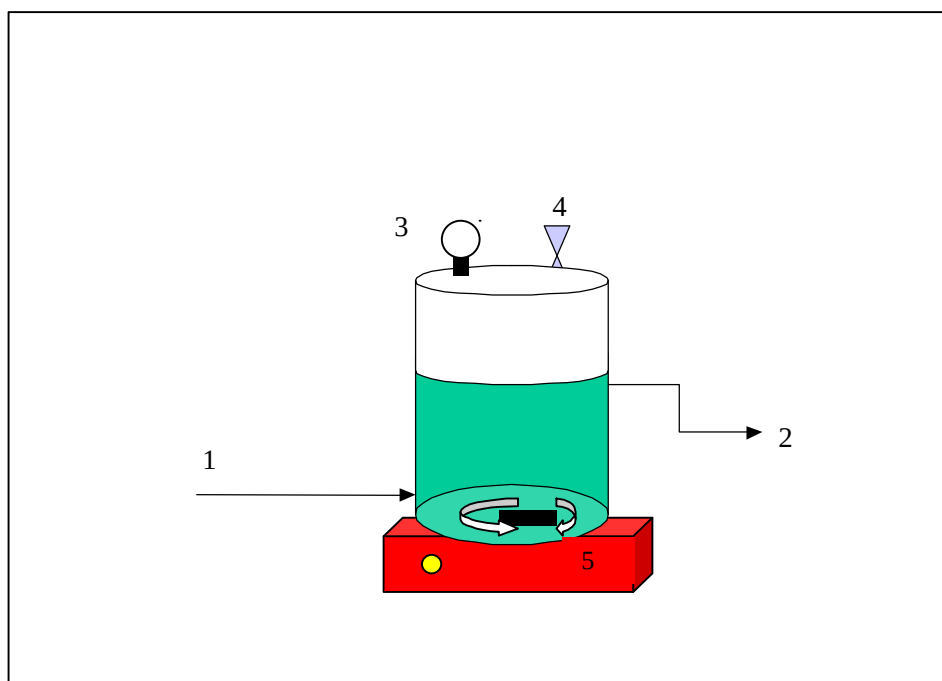


Figura 5.1. Reactor de mezcla completa (RMC). 1) alimentación de LR, 2) salida de LR, 3) termómetro, 4) salida del biogás y 5) agitador magnético.

Las condiciones de operación se muestran en la tabla 5.2.

Tabla 5.2. Condiciones de operación de los reactores anaerobios de mezcla completa, una etapa.

<i>Variable</i>	
pH	6.8-7.4
Temperatura (°C)	35
Tiempo de retención hidráulica (d)	15.4
Volumen de operación (L)	2
Caudal (mL/día)	130

El reactor alimentado inicialmente con lodos CSP se utilizó para evaluar el efecto del pretratamiento sobre la digestión anaerobia en una etapa, cambiando la alimentación por LR CCP (tabla 5.1). El reactor alimentado inicialmente con lodos DSP, se mantuvo con el mismo tipo de lodos en la alimentación y se utilizó como testigo. Las características de los lodos residuales DSP alimentados se muestran en la tabla 5.1

5.2.5 Condiciones de operación del sistema de dos etapas.

El sistema de dos etapas consta de un reactor acidogénico, de un sedimentador y de un reactor UASB (figura 5.2).

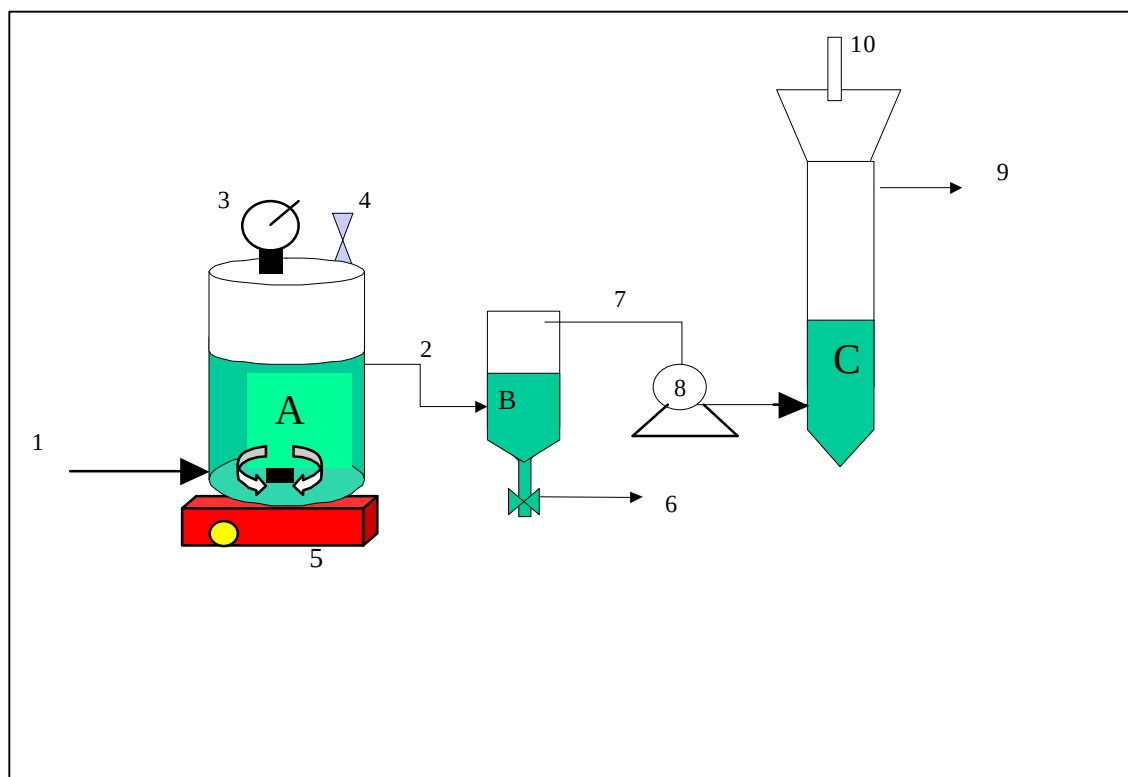


Figura 5.2. Sistema de dos etapas (RMC-SED-UASB). A) reactor acidogénico (RMC), B) Sedimentador (SED) y C) reactor UASB. 1) alimentación de LR, 2) salida de LR y alimentación a SED, 3) termómetro, 4) salida de biogás, 5) agitador magnético, 6) salida de sólidos no digeridos, 7) salida de sobrenadante y alimentación a reactor UASB, 8) bomba peristáltica, 9) salida de sobrenadante digerido y 10) salida del biogás.

El RMC es uno de los operados en lote, alimentado con lodos DCP (descrito en 5.2.3). La alimentación fue semicontinua agregando 100 mL de LR DCP (tabla 5.1) cada 24 horas, excepto en el periodo de puesta en marcha que duró 40 días, durante el cual no se alimentaron sólidos. Para fomentar la etapa acidogénica, se alimentaron lodos residuales a pH 6.0 y en cada alimentación se agregaban dosis adecuadas de H_2SO_4 5N para mantener el pH del reactor en 6.0. La temperatura se mantuvo a 35°C.

Las condiciones de operación para el RMC en el sistema de dos etapas se muestran en la tabla 5.3.

Al RMC se acopló un sedimentador (SED) que separa los sólidos no digeridos, y la materia orgánica del sobrenadante fue homogeneizada y almacenada, para su posterior alimentación a un UASB (figura 5.2). Las condiciones de operación del SED y el reactor UASB se muestran en la tabla 5.3. Los lodos inoculados al reactor UASB fueron tomados de otro reactor UASB que operaba con medio sintético con etanol como fuente de carbono y eficiencias del 90% con un TRH de 1 día.

Tabla 5.3. Condiciones de operación del sistema de dos etapas.

<i>Variables</i>	<i>RMC</i>	<i>SED</i>	<i>UASB</i>
Temperatura (°C)	37±1	37±1	35±1
TRH (d)	10	4.6	17.2
Volumen de operación (L)	1.0	0.46	0.91
Caudal (L/d)	0.10	0.10	0.053

5.3 Diseño experimental.

5.3.1 Efecto del pretratamiento químico en el sistema de una etapa.

Se alimentaron cada 24 h dos reactores de mezcla completa con LR: DSP y CCP (ver 5.2.2). Se comparan en función de la velocidad de hidrólisis y de la remoción de sólidos y materia orgánica.

5.3.2 Efecto del sistema de dos etapas.

Se comparan los sistemas de una y dos etapas alimentados con LR pretratados (ver 5.2.2 y 5.2.3) en función de la velocidad de hidrólisis y de la remoción de sólidos y materia orgánica

5.4. Resultados.

5.4.1 Operación en lote de tres reactores anaerobios de mezcla completa (RMC) para el tratamiento de LR.

El reactor alimentado con LR CSP disminuyó su concentración de SSV de 20 a 16.3 g SSV/L, el que se alimentó con lodos residuales DSP de 18.5 a 11.3 g SSV/L y el reactor alimentado con LR DCP disminuyó su concentración de sólidos de 13.5 hasta 12.1 g SSV/L (figura 5.3). La remoción de sólidos medida como porcentaje fue de 18.5, 38.9 y 10.4% respectivamente. El reactor DCP alcanzó su máximo valor de remoción a los 10 días, el

reactor DSP en ese mismo período presentó un porcentaje de remoción de 21% mientras que el reactor CSP en ese mismo tiempo apenas había removido el 7.5% de sólidos. Los reactores DSP y CSP alcanzan su máxima remoción hasta los 40 y 44 días respectivamente.

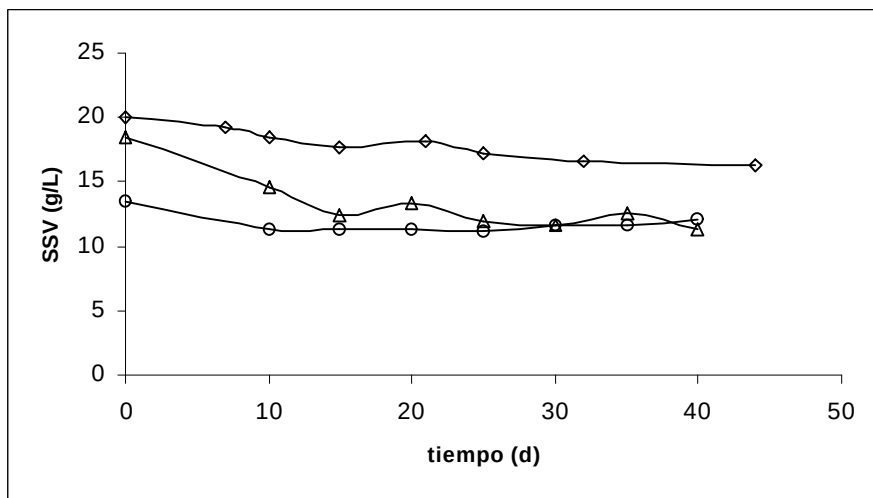


Figura 5.3 Concentración de SSV en los RMC operados en lote, DCP (o), DSP (Δ) y CSP ($\diamond$).

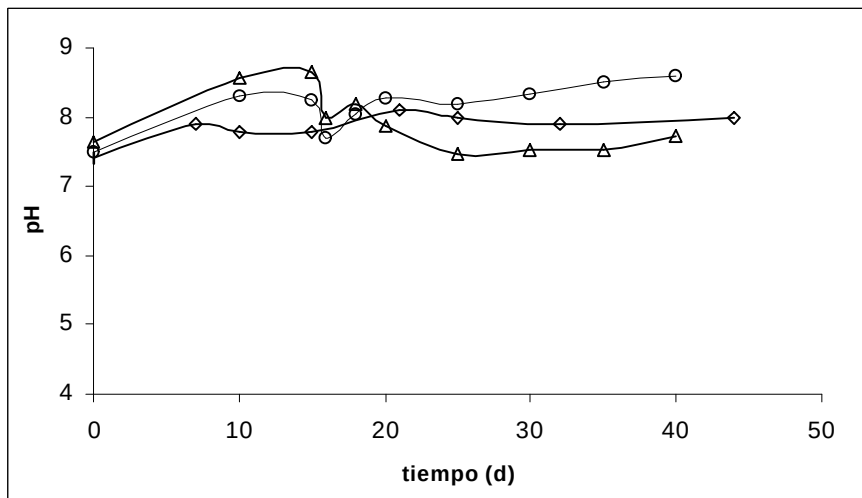


Figura 5.4 pH en los RMC operados en lote, DCP (o), DSP (Δ) y CSP ($\diamond$).

Los tres reactores presentaron un comportamiento similar con respecto a la variación del pH (figura 5.4).

5.4.2 Efecto del pretratamiento en la digestión anaerobia de lodos residuales.

Al iniciar la operación en semicontinuo de los sistemas de una etapa, el alimentado con lodos CCP, no presenta remoción de sólidos (figura 5.5 a) hasta después de 40 días cuando se inicia la hidrólisis hasta llegar a una velocidad de 0.16 g SSV/L d.y una eficiencia promedio de 21%.

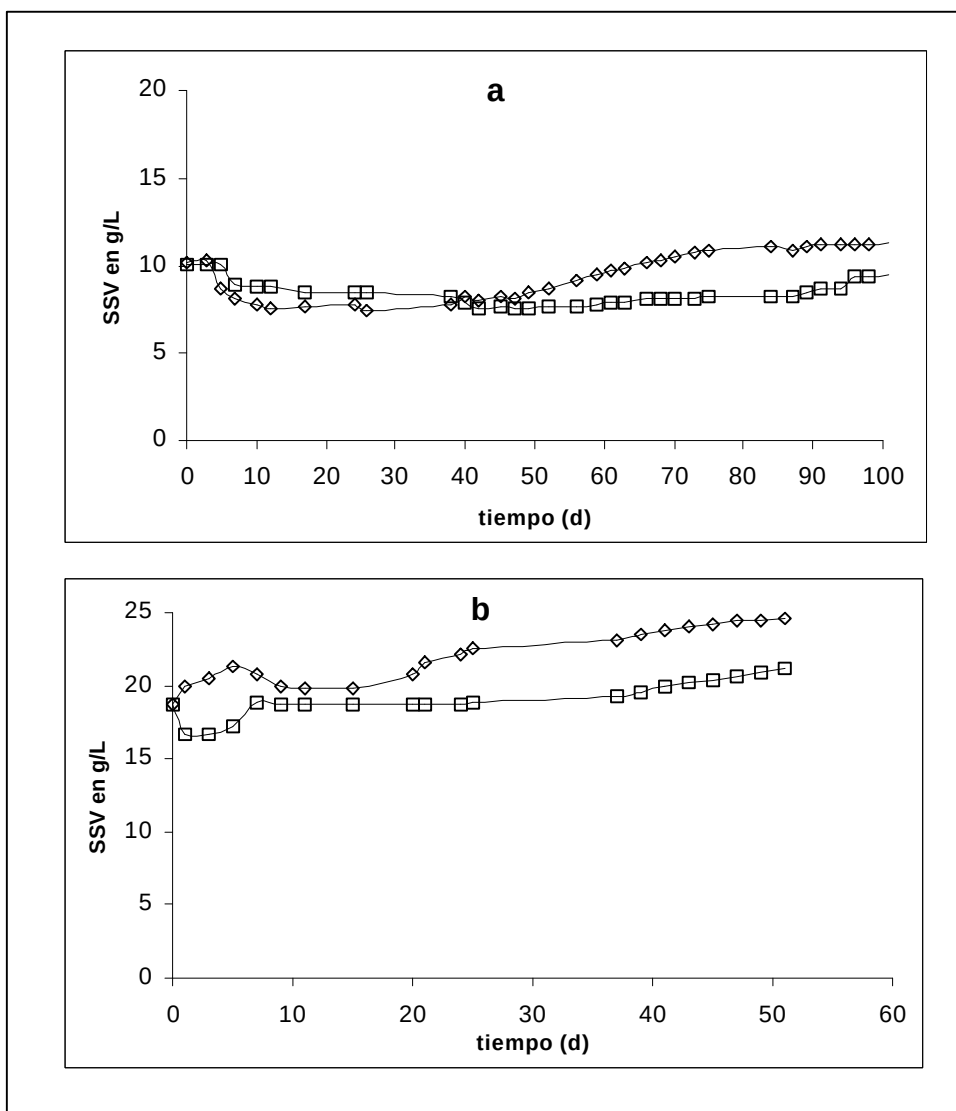


Figura 5.5 Concentración de SSV a la entrada ($\diamond$) y a la salida ($\square$) para (a) una etapa con pretratamiento y (b) una etapa sin pretratamiento.

El sistema de una etapa, alimentado con lodos DSP, inició su operación en semicontinuo presentando remoción de sólidos, pero después de los 7 días se observa un descenso en ésta, recuperándose al día 20 de operación (figura 5.5 b) cuando presenta una velocidad de remoción de 0.27 g SSV/L d y una eficiencia promedio de 15%.

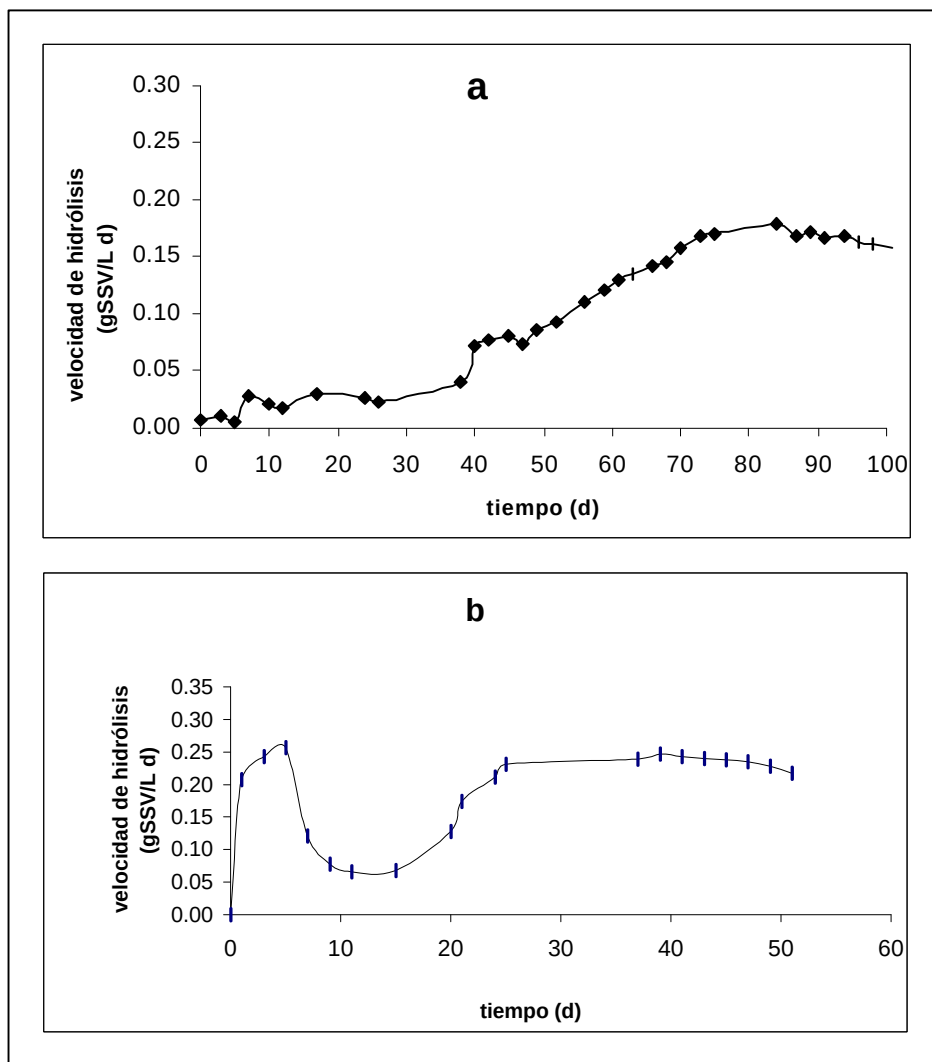


Figura 5.6 Velocidades de hidrólisis para los sistemas de una etapa con pretratamiento (a) y sin pretratamiento (b)

Los valores máximos se logran a distintos tiempos, el sistema alimentado con lodos CCP lo hace a los 70 días y el sistema alimentado con DSP a los 25 días. Ambos sistemas presentan una disminución en la velocidad de hidrólisis hacia el final de la operación.

En general podemos observar que el pretratamiento no crea condiciones que permitan que los lodos que no fueron solubilizados por el pretratamiento sean hidrolizados en el reactor. Entonces el pretratamiento ayuda exclusivamente a romper las paredes y membranas celulares de los microorganismos, facilitando así la asimilación de los biopolímeros.

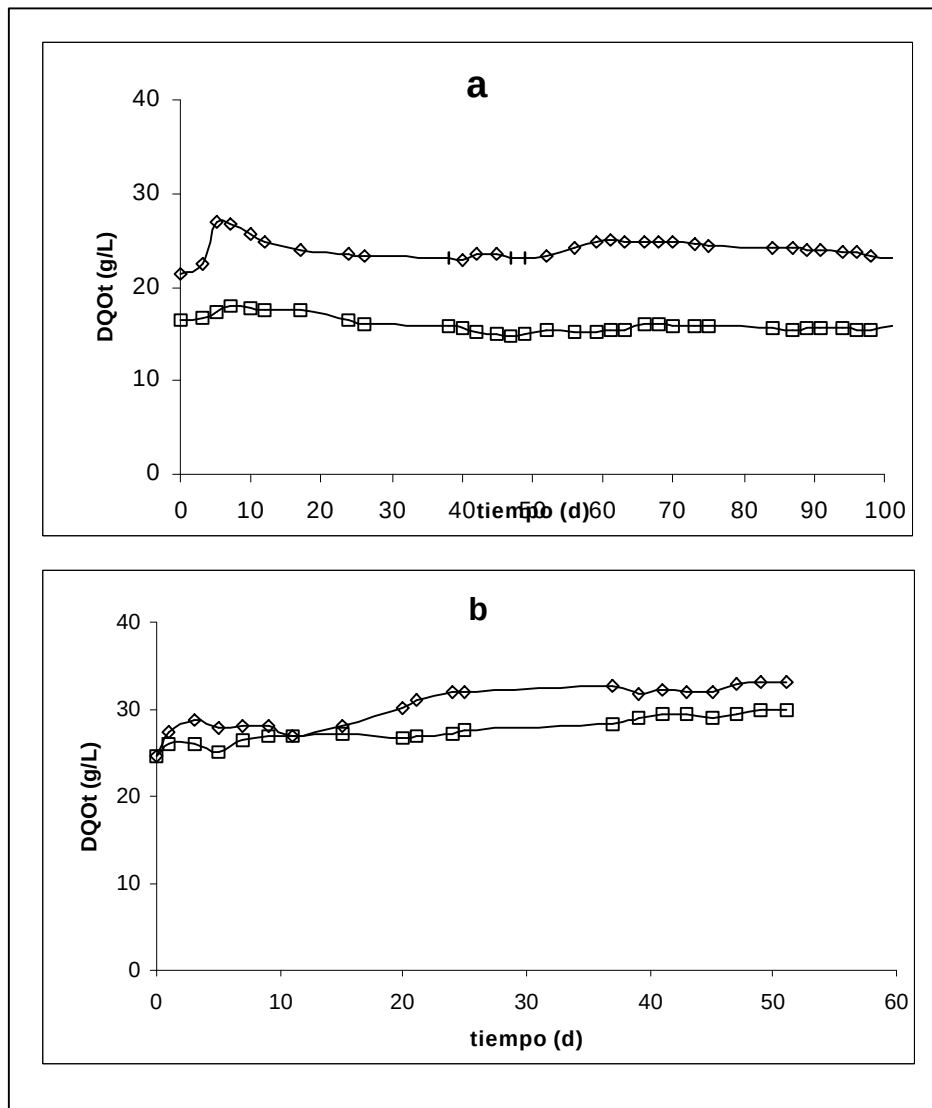


Figura 5.7 Concentración de la DQO a la entrada ($\diamond$) y salida ($\square$) para los sistemas de una etapa, a) con pretratamiento y b) sin pretratamiento.

La materia orgánica degradada es exclusivamente aquella que está soluble, pues como se observa en la figura 5.7 a y 5.7 b, es el sistema alimentado con lodos CCP el que presenta mayor remoción

de materia orgánica, mientras que el sistema alimentado con lodos DSP remueve materia orgánica en menor proporción.

La velocidad de degradación de materia orgánica en el sistema alimentado con lodos CCP llegó a valores máximos de 0.9 g DQO/L d, pero no presentó estabilidad durante el periodo de operación. El mínimo valor observado fue de 0.3 g DQO/L d (figura 5.8 a). El sistema alimentado con lodos DSP presentó velocidades de remoción de entre 0.07 y 0.16 g DQO/L d (figura 5.8 b). Esta diferencia al parecer está directamente relacionada con la disponibilidad de los sustratos.

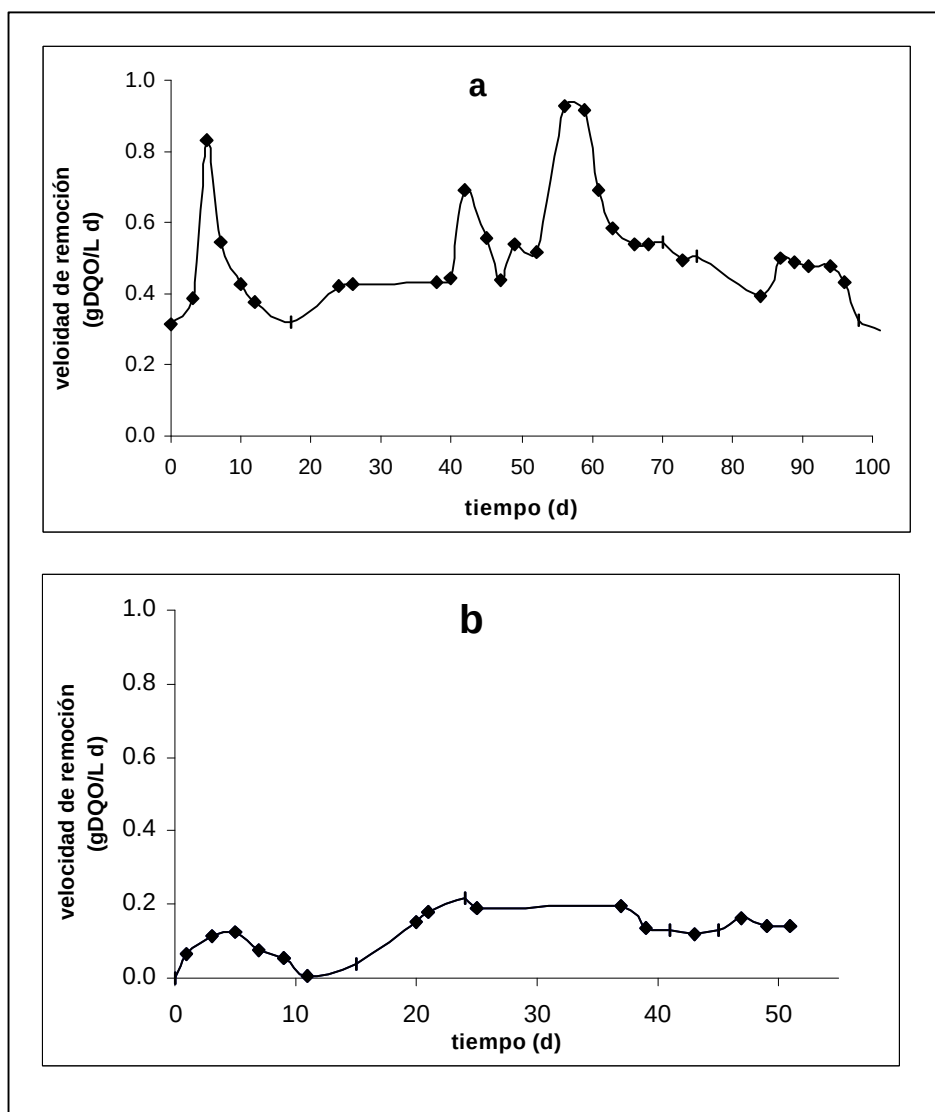


Figura 5.8. Velocidad de degradación de DQO para los sistemas de una etapa, con pretratamiento (a) y sin pretratamiento (b).

La velocidad de remoción promedio para estos sistemas fue de 0.1 gDQO/L d para el DSP y 0.5 gDQO/L d para el CCP (tabla 5.4), aquí la diferencia entre las velocidades de degradación es la disponibilidad de materia orgánica en cada sistema, pues al sistema DSP entraban los lodos con un valor promedio de DQOs de 0.20 g/L, mientras que al sistema CCP lo hacen a 1.81 g/L (tabla 5.4).

El pH en los sistemas de una etapa con pretratamiento y sin pretratamiento estuvieron en los intervalos de 7 a 8 y de 7 a 7.5 respectivamente (figura 5.9 a y b), así que una vez neutralizados los LR pretratados no provocan cambios importantes en el pH del sistema.

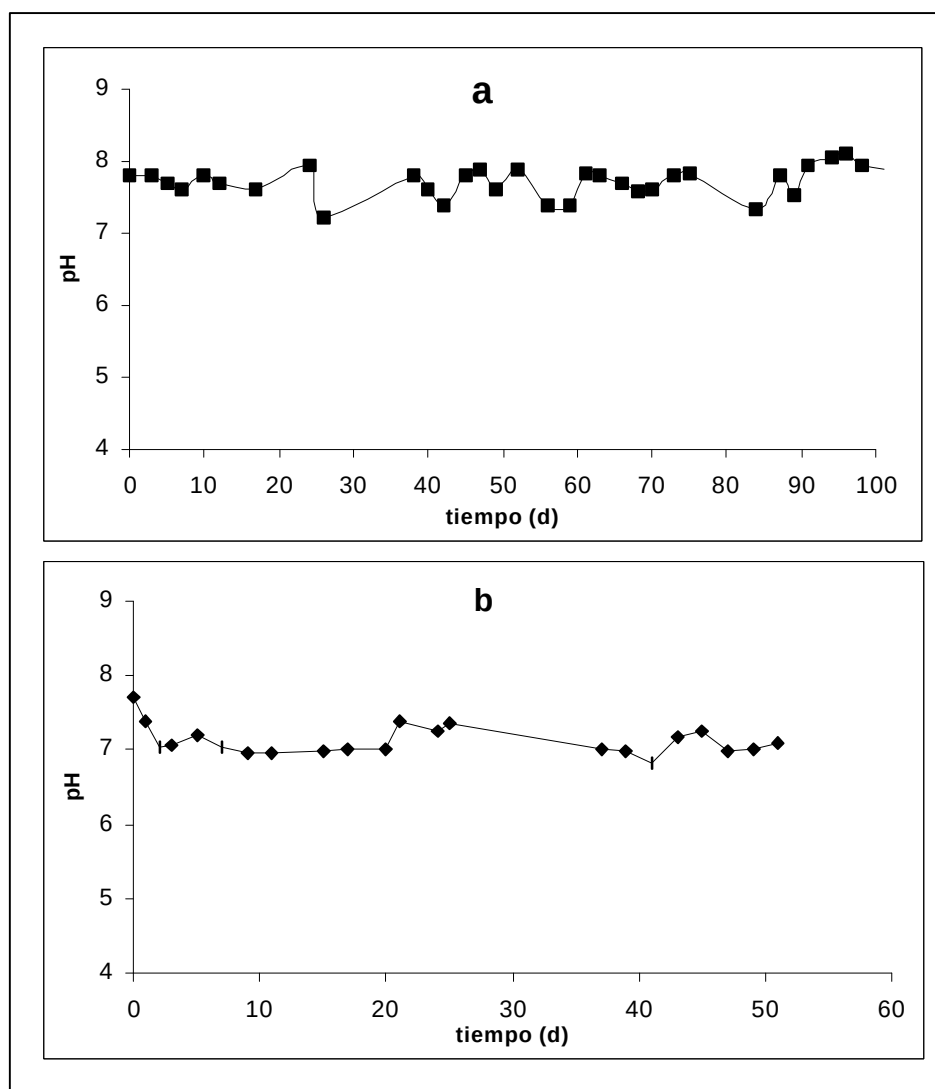


Figura 5.9 pH en los sistemas de una etapa con pretratamiento (a) y sin pretratamiento (b).

Tabla 5.4 Variables de operación para los sistemas de una etapa.

Variables	Sin pretratamiento	Con pretratamiento
Sólidos a la salida del RMC (gSSV/L)	19.0±1.5	8.4±0.74
DQO a la salida del RMC (g/L)	27.6±1.61	16.0±0.85
Carga orgánica (gDQO/L d)	1.9±0.16	1.5±0.355
Carga de sólidos (gSSV/L d)	1.4±0.12	0.62±0.09
pH a la salida del RMC	7.7-6.8	8.1-7.2
Velocidad de degradación (gDQO/L d)	0.1±0.06	0.51±0.15
Velocidad de hidrólisis (gSSV/L d)	0.2±0.07	0.1±0.06
Eficiencia de remoción de la DQO (%)	8.6	30

5.4.3. Operación semicontinua del sistema de dos etapas.

5.4.3.1 Reactor de mezcla completa (RMC) acidogénico.

El reactor de mezcla completa del sistema de dos etapas remueve sólidos desde los primeros días de operación (figura 5.10) con eficiencias promedio de 14% incrementándose hasta un 18.3%.

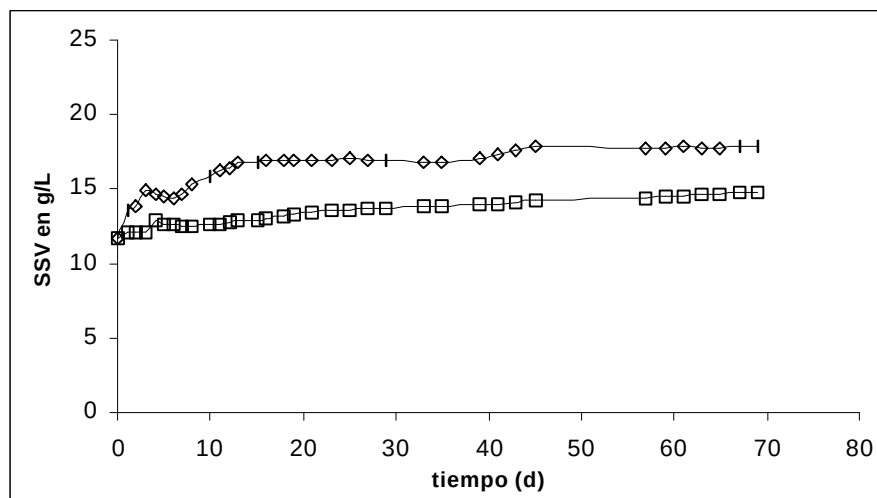


Figura 5.10 Concentración de SSV a la entrada (◇) y a la salida (◻) del RMC en el sistema de dos etapas.

Llega por primera vez a su valor máximo de velocidad de hidrólisis (0.35 g SSV/L d) a los 12 días, en el período de 19 a 35 días esta velocidad desciende hasta llegar a valores de 0.28 g SSV/L d, después de este período empieza su recuperación y a los 45 días vuelve a alcanzar su valor máximo de hidrólisis, descendiendo nuevamente su velocidad a valores de 0.29 g SSV/L d al final de la operación (figura 5.11).

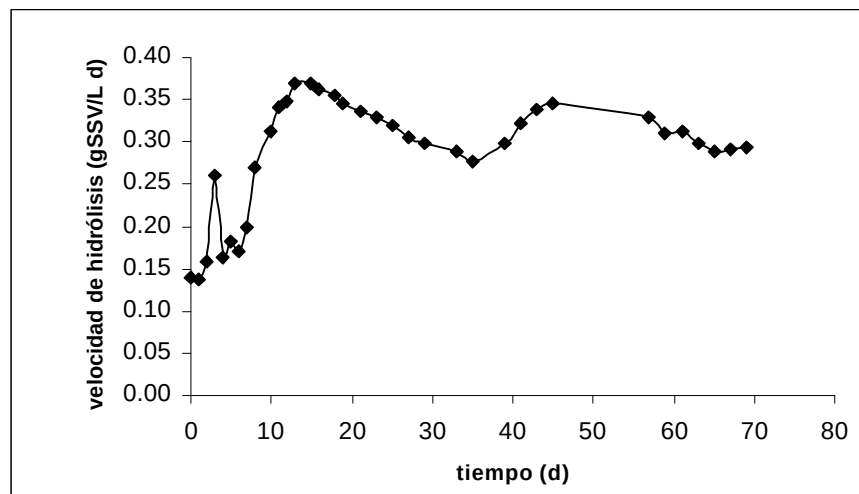


Figura 5.11 Velocidad de hidrólisis en el RMC del sistema de dos etapas

La concentración de la DQO en la entrada y salida del RMC en el sistema de dos etapas se muestran en la figura 5.12. Durante los primeros 15 días la eficiencia de remoción promedio fue de 11% y después aumentó hasta 18 %, manteniéndose así hasta el final de la operación. La velocidad máxima de remoción de DQO es de 0.56 g DQO/L d que se alcanza a los 40 días y lo mantiene hasta el final de la operación (figura 5.13)

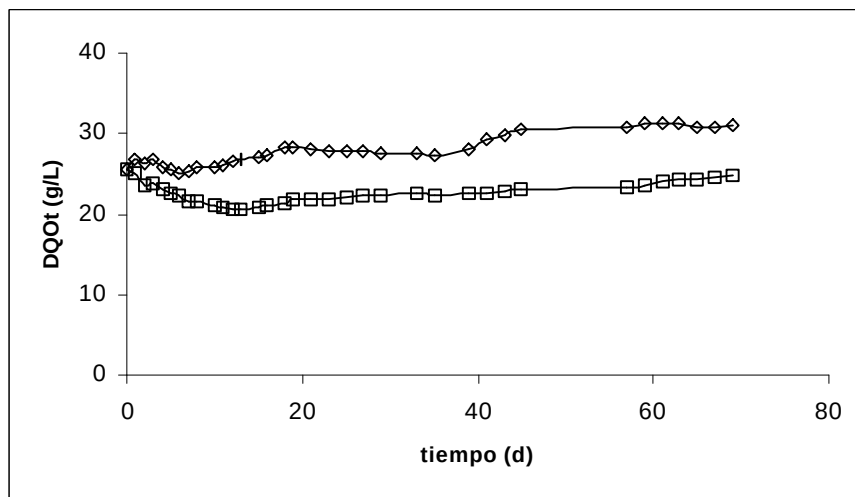


Figura 5.12 Concentración de la DQO a la entrada (◇) y la salida (◻) del RMC en el sistema de dos etapas.

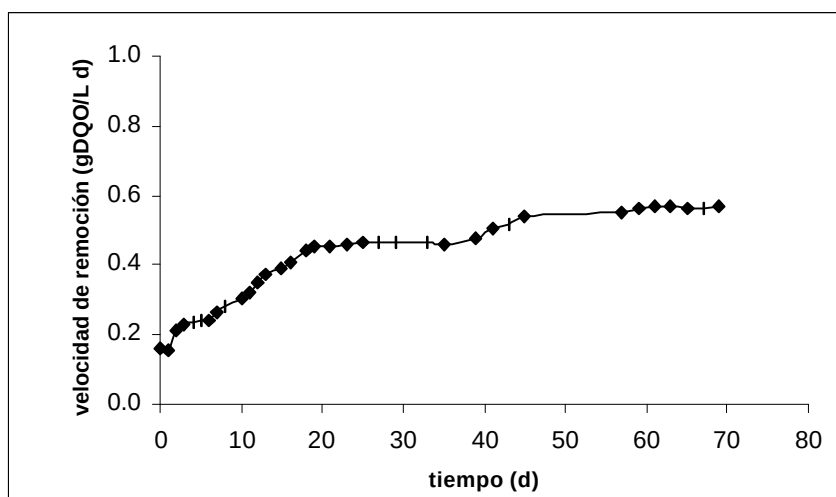


Figura 5.13. Velocidad de degradación de DQO en el RMC del sistemas de dos etapas.

En los primeros 17 días de operación el pH estuvo alrededor de 8.0 y después empezó a bajar hasta el valor consigna de 6.0 (ver 5.2.5), fluctuando entre 6.0 y 6.5 a partir de los 20 días y hasta el final de la operación, figura 5.14.

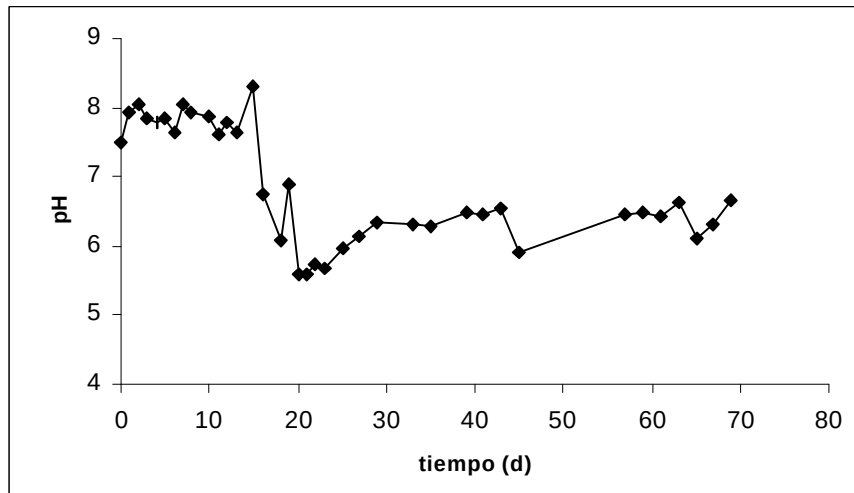


Figura 5.14 pH en el RMC del sistema de dos etapas.

Durante los primeros 40 días de operación del RMC del sistema de dos etapas la concentración de materia orgánica soluble se mantuvo en valores promedio de 2.38 g/L, muy cercano al valor promedio de alimentación que fue de 3.44 g/L. Después de los 40 días de operación empezó a aumentar la concentración de la DQOs en el sistema, llegando a valores promedio de 7.75 g/L (figura 5.15a) pues en este tiempo las velocidades de degradación y remoción son iguales en función de g DQO removida ($1 \text{ gSSV} = 1.72 \text{ gDQO}$). Además se observa un aumento en la concentración de AGV después del día 40 (figura 5.15b). El reactor acidogénico presenta tres fenómenos principales: se lleva a cabo hidrólisis de los SSV (figura 5.10 y 5.15 a), se remueve materia orgánica (figura 5.12) y la DQOs se convierte a AGV (figura 5.15 a y b). La fracción de AGV presente en la DQOs es del 20%. La relación producción de AGV y aumento de la DQOs se mantienen constante a lo largo de la digestión, y se esperaba que fuera más alto pues se favorece la acidogénesis al mantener el pH en valores cercanos a 6.0.

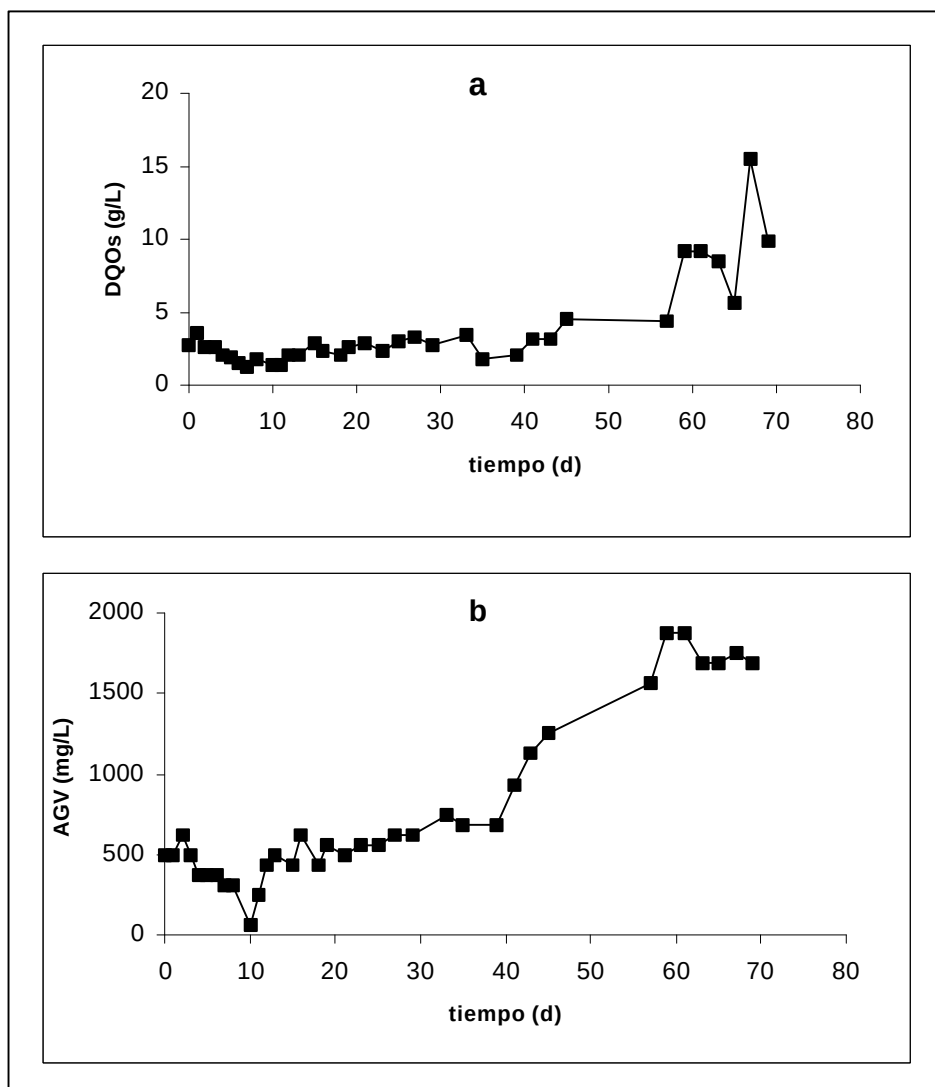


Figura 5.15. Concentración de la DQOs (a) y concentración de AGV (b) en el RMC del sistema de dos etapas.

5.4.3.2 Sedimentador (SED)

Durante los primeros 15 días de operación el sedimentador presentó eficiencias alrededor del 90%. Después de los 15 días la eficiencia empezó a bajar, siguiendo esta tendencia hasta los 30 días y a partir de ese momento mantiene su eficiencia en valores alrededor del 60% (figura 5.16)

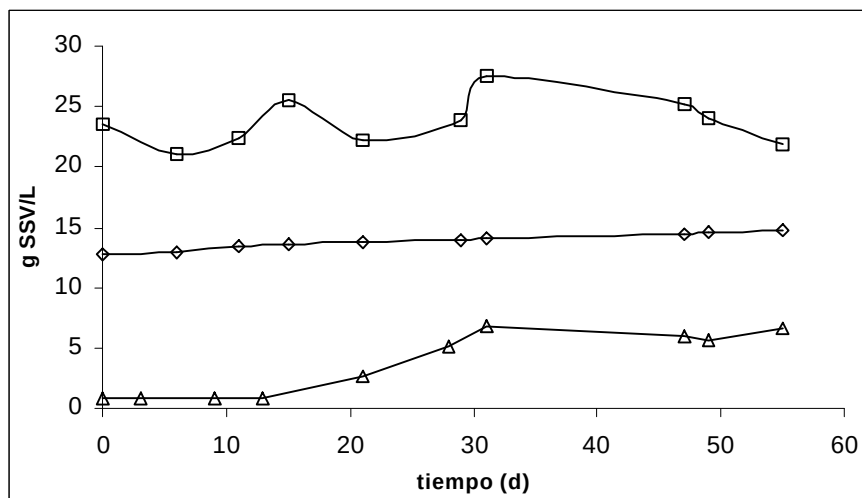


Figura 5.16. Concentración de sólidos en el sedimentador. Purga (◻), entrada (◊) y sobrenadante (Δ).

La relación g SSV/g SST de los lodos crudos es en promedio de 0.641 ± 0.022 y la relación para los lodos digeridos (purga) de 0.56 ± 0.3 (figura 5.17) lo que indica que los lodos de purga, en función de este parámetro, no pueden considerarse como lodos estabilizados ya que la relación g SSV/g SST debe ser menor a 0.50 (Noyola, 1998) por lo que los lodos de purga deben ser recirculados al sistema para lograr su total estabilización.

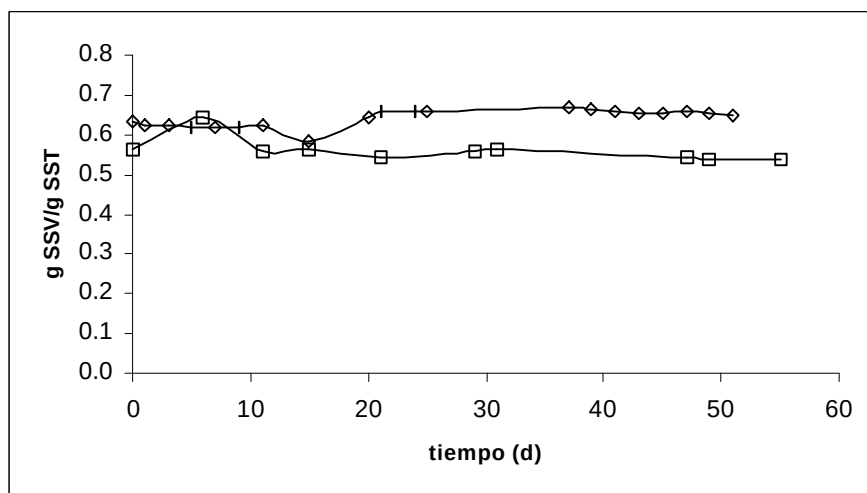


Figura 5.17 Relación gSSV/gSST de LR crudos (◊) y digeridos (◻).

5.4.3.3 El reactor UASB.

La figura 5.18 muestra la eficiencia de remoción de la DQOs y DQOt en el reactor UASB; el valor promedio de remoción de DQOs fue del $59\pm3\%$ y de DQOt de $74\pm11\%$, al parecer el 15% adicional de remoción de DQO en realidad representa la DQO en los sólidos que entran al reactor UASB y quedan retenidos en el lecho de lodos. Aunque la eficiencia en el reactor (considerando el inóculo) baja al iniciar la alimentación del sobrenadante, se espera que esta se recupere a tiempos de operación más largos.

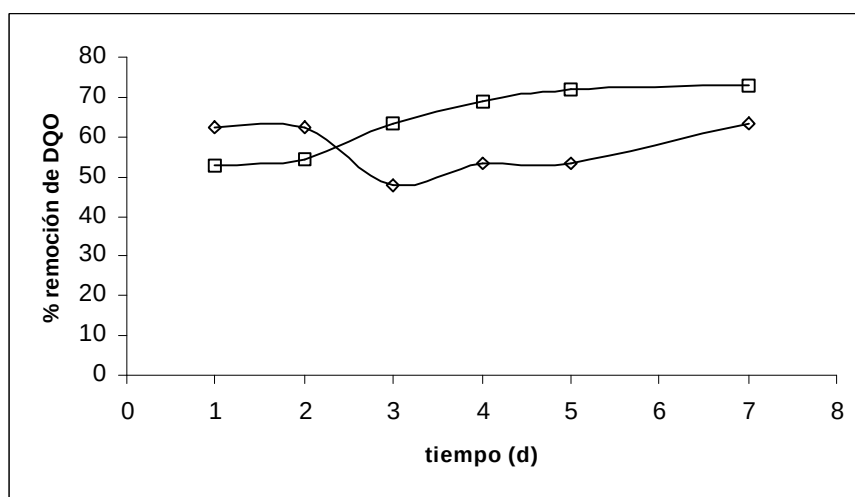


Figura 5.18 Eficiencia de remoción del reactor UASB del sistema de dos etapas. DQOs (◇) y DQOt (□)

En la tabla 5.5 se muestran los valores promedio de operación del sistema de dos etapas.

Tabla 5.5 Variables de operación para el sistema de dos etapas alimentado con LR DCP.

Variables	RMC	Sedimentador		UASB
		Sedimento	Sobrenadante	
Sólidos a la salida (gSSV/L)	13.4±0.90	23.7±2.0	3.61±2.63	0.45±0.2
DQO a la salida (g/L)	22.7±1.3	37.7±6.6	9.67±9.2	1.57±0.74
Carga orgánica (gDQO/L d)	2.7±0.19			0.11±0.04
Carga de sólidos (gSSV/L d)	1.6±0.14			
pH a la salida	6.0-6.7	6.0-6.7	6.0-6.7	8.3-8.7
Velocidad de degradación (gDQO/L d)	0.41±0.13			0.07±0.03
Velocidad de hidrólisis (gSSV/L d)	0.29±0.07			

5.5 Balance

5.5.1 Balance para el sistema de dos etapas.

En la figura 5.19 se muestra el balance de DQO en función de los valores promedio de remoción, para el sistema RMC-SED-UASB. El 16.8 % de los SSV se solubilizan debido al pretratamiento, sin embargo la DQO permanece sin cambio, en el reactor de mezcla completa se tiene una eficiencia de remoción del 14.7 % de la DQO. En el sedimentador el 78.0 % de la DQO es purgada como LR tratado, el resto va en el efluente, para alimentar el reactor UASB, donde es removida la DQO con una eficiencia del 74%.

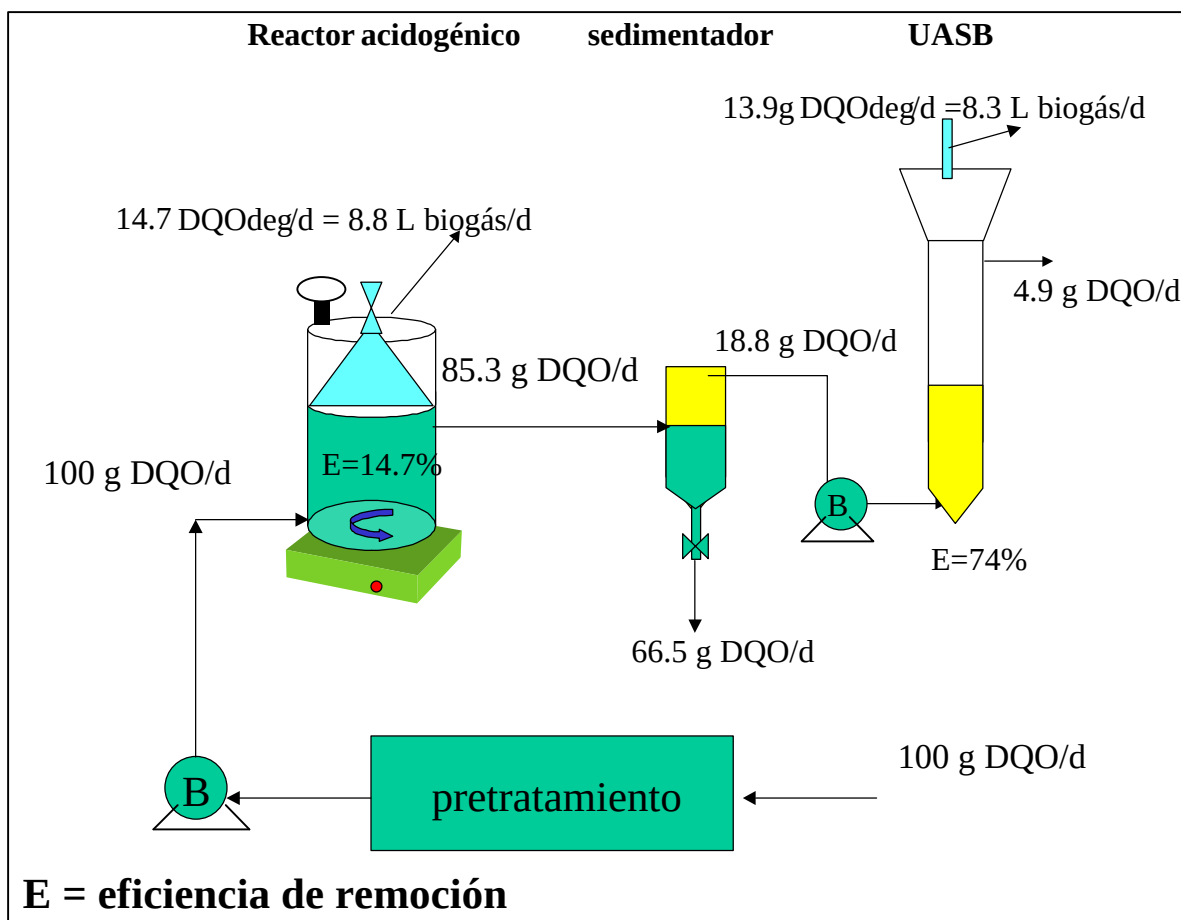


Figura 5.19 Balance sobre la DQO en el sistema de dos etapas.

El biogás no se cuantificó así que el valor que se presenta en la figura 5.19 es teórico, considerando que se producen 600 mL de biogás por cada gramo de DQO degradado (Delgenés *et al*, 1999). La eficiencia global de remoción (E_{global}) de DQO fue del 28.6%.

En la DQO de salida se considera tanto la DQO de los lodos purgados, como la del efluente de salida del reactor UASB, considerando la eficiencia de remoción de DQOs, pues la DQO restante, realmente no se remueve sino que es el resultado de la retención de los sólidos del efluente en el lecho de lodos del reactor UASB. Esta retención de sólidos podría representar algún problema al sistema para tiempos de operación más grandes, por lo que se debe lograr mantener el nivel de eficiencia en el sedimentador cercano al 100% como se dio en los primeros 10 días de operación (figura 5.16).

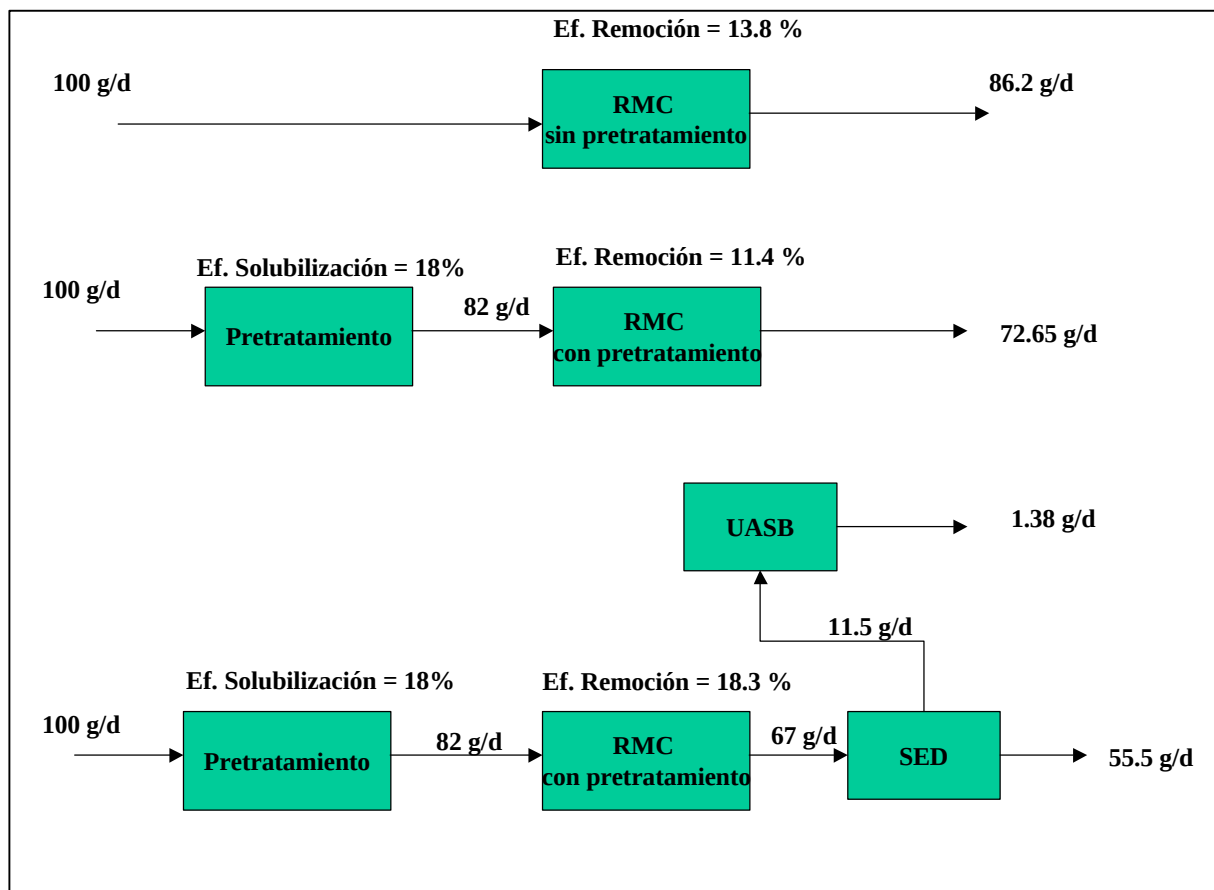


Figura 5.20. Eficiencias de remoción de SSV para los sistemas de etapa única y dos etapas.

5.5.2 Balance global para los sistemas utilizados.

El porcentaje promedio de remoción en el sistema de una etapa sin tratamiento fue de 13.8 y para el de una etapa con tratamiento de 11.4, para el sistema de dos etapas fue de 31%, aunque debe considerarse que parte de los SSV que no abandonan el sistema, son

retenidos en el reactor UASB y acumulados en el sedimentador (figura 5.20). La remoción real de SSV se da en el reactor acidogénico en donde la eficiencia de remoción fue del 18.3 %

5.6 Discusión.

Los sistemas de una etapa alimentados con lodos pretratados y sin pretratamiento presentaron valores promedio de velocidad de hidrólisis de 0.1 y 0.2 gSSV/L d respectivamente (tabla 5.4) a TRH de 15.4 días y carga de sólidos de 0.62 gSSV/L d para el sistema alimentado con lodos CCP y de 1.4 gSSV/L d para el DSP, lo que indica que el pretratamiento no favorece la velocidad de hidrólisis. Las eficiencias de hidrólisis de SSV promedio fueron de 21% para el sistema alimentado con CCP y 15% para el alimentado con DSP, estos datos se asemejan a los reportados por Roberts *et al.* (1999) que realizan la digestión anaerobia de lodos sin pretratamiento (tabla 2.8). La diferencia entre las velocidades de hidrólisis está tal vez relacionado con la eficiencia alcanzada por los reactores cuando fueron operados en lote, DSP (38.9%) y CCP (18.5%) y la carga de sólidos. Por otra parte la velocidad de remoción promedio (tabla 5.4) para estos sistemas fue de 0.1 gDQO/L d para el DSP y 0.5 gDQO/L d para el CCP, aquí la diferencia entre las velocidades de degradación es la disponibilidad de materia orgánica en cada sistema, pues al sistema DSP entraban los lodos con un valor promedio de DQOs de 0.20 g/L, mientras que al sistema CCP lo hacen a 1.81 g/L (tabla 5.3).

La velocidad de hidrólisis promedio para el sistema de dos etapas fue la más alta (0.29 gSSV/L d) a un TRH de 10 días y carga de sólidos de 1.6 gSSV/L d. La remoción alcanzada durante su operación en lote fue del 10.4%, que es el valor más bajo de los tres reactores operados en lote. Lo anterior indica que el RMC acidogénico si promueve la hidrólisis de los LR.

La velocidad de remoción promedio del RMC del sistema de dos etapas fue de 0.41 gDQO/L d, que es mayor al sistema DSP y menor al sistema CCP, así que el pretratamiento aumenta la disponibilidad de la materia orgánica.

El reactor acidogénico presenta tres fenómenos principales: se lleva a la cabo hidrólisis de los SSV (figura 5.10), se remueve materia orgánica (figura 5.12) y la DQOs se convierte a AGV (figura 5.15 a y b). La relación producción de AGV / aumento de la DQOs se mantienen en 20% a lo largo de la digestión.

Este comportamiento puede indicar un buen camino para la estabilización de lodos residuales ya que a valores de pH alrededor de 6.5 (figura 5.14) se puede llevar a cabo la hidrólisis y acidogénesis, y el pretratamiento ayuda a mantener materia orgánica soluble disponible para las etapas iniciales del proceso o bien cuando se presenten problemas de estabilidad.

6

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

6. Conclusiones generales y recomendaciones.

6.1 Conclusiones.

El pretratamiento químico con hidróxido de sodio logra solubilizar hasta un 18% de los SSV presentes en los lodos cuando se tratan con 0.5 g NaOH/g SSV, pero no se obtuvieron evidencias de que contribuya a mejorar la producción de metano. Los resultados obtenidos en los experimentos en lote, realizados en botellas serológicas, nos hacen inferir que el pretratamiento químico alcalino promueve condiciones que evitan que los compuestos solubilizados puedan ser transformados a moléculas de fácil degradación. Los valores de producción de metano fueron de 5.5 mL CH₄/g SSV_{alimentado} d independientemente de si la DA se realizó con LR pretratados o sin pretratamiento. Por lo tanto se concluye que el pretratamiento aumenta el material soluble en los LR pero no aumenta la eficiencia de la digestión anaerobia en términos de producción de metano.

El estudio del efecto del pretratamiento sobre la DA de LR, realizada en operación semicontinua y el efecto de separar la fase acidogénica de la metanogénica mostraron:

1. Que el alimentar con LR CCP tiene efecto negativo en la velocidad de hidrólisis de los LR, pues se observa un valor más bajo (0.1 gSSV/L d) con respecto al reactor alimentado con LR DSP (0.2 gSSV/L d). La diferencia en las velocidades está relacionada directamente con la carga de sólidos y la eficiencia de remoción alcanzada por los RMC durante su operación en lote y no con el pretratamiento. Por su parte el proceso en dos etapas RMC-SED-UASB alcanza velocidades de hidrólisis de 0.29 gSSV/L d lo que representa un aumento de casi 0.1 gSSV/L d removido con respecto al sistema de una etapa alimentado con lodos DSP y 0.2 g SSV/ L d más que el alimentado con lodos CCP.

2. Que las velocidades de remoción para los sistemas de una etapa alimentada con LR CCP y con LR DSP fueron de 0.5 gDQO/L d y 0.1 gDQO/L d y la carga orgánica de 1.5 y 1.9 gDQO/L d, respectivamente. La diferencia de la carga orgánica es pequeño, pero la diferencia en la materia orgánica soluble entre el sistema alimentado con LR CCP (1.8 gDQOs/L) y el alimentado con LR DSP (0.2 gDQOs/L) es considerable. Así que el aumento de la disponibilidad de la materia orgánica si favorece la remoción de materia orgánica. Un efecto

similar se observa en el sistema de dos etapas donde la velocidad de degradación es de 0.41 gDQO/L d, tratando cargas orgánicas de 2.7 gDQO/L d y concentración de materia orgánica soluble de 3.44 gDQOs/L. Estos valores indican que el pretratamiento contribuye principalmente en aumentar la solubilidad de la materia orgánica pero no necesariamente aumenta la producción de metano, esto último, dicho en función de los resultados obtenidos en los ensayos realizados en botellas serológicas (capítulo 4).

En general podemos concluir que el pretratamiento no aumentó la velocidad de hidrólisis y que utilizar una etapa acidogénica en el proceso si favorece el aumento en la velocidad de hidrólisis de los lodos, y que el pretratamiento contribuye para que la velocidad de remoción sea mayor.

Con respecto al sistema de dos etapas, el reactor UASB mostró su eficiencia y relativa facilidad de operación y estabilización. Además se pudo inferir que es necesario usar el reactor UASB en el diseño, ya que el proceso de tratamiento de lodos aquí propuesto incrementa hasta un 19% el valor de la carga orgánica que trata una planta convencional.

6.2 Recomendaciones.

Un estudio interesante que pudiera realizarse en el futuro es evaluar las velocidades de degradación de cada una de las moléculas liberadas y solubilizadas (proteínas, lípidos, carbohidratos y ácidos nucleicos) en términos de las constantes de velocidad de hidrólisis y de acidogénesis de los monómeros (resultado de la hidrólisis), pues los productos de la fermentación pueden provocar algún tipo de inhibición a éstos u otros grupos microbianos de la DA, ejemplo de esto es el hidrógeno y el ácido propiónico. La cuantificación de estos parámetros pudiera darnos información sobre como mejorar el control y la eficiencia del proceso.

También valdría la pena invertir tiempo en determinar si el pretratamiento químico promueve la producción de moléculas de difícil biodegradación y si sucede así identificarlas para poder evitar su formación

7

REFERENCIAS

REFERENCIAS

- Argelier S., Delgenés J. y Moletta R. (1998) Design of acidogenic reactors for the anaerobic treatment of the organic fraction of solid food waste, *Bioprocess Engineering* **18**: 309-315
- Babette S., Volker K. y Sekoulov (1999) Primary sludge hydrolysis under addition of hydrolitic enzymes. En: II International Symposium on Anaerobic Digestion of Solid Waste, Vol. I pp 121-128. Barcelona España
- Bomio M. (1990) Aerobic thermophilic sludge treatment, Environmental Biotechnology. En: Proceedings of the International Symposium on Biotechnology, p 85. Bratislava, Czecho-Slovakia.
- Carrozzi A. y Steinle E. (1994) Tratamiento anaerobio de plantas municipales, en III Taller y Seminario Latinoamericano “Tratamiento de Aguas Residuales” Universidad de la República. pp 200-205. Montevideo Uruguay.
- Cheng-Nan Chang, Jig-Gaw Lin, Ying-Chih Chiu y Shwu-Jiuan H. (1997) Effect of pretreatment on waste activated sludge (WAS) acidification. En: Proc. 8 th International Conf. on Anaerobic Digestion, **2**: pp 1-8.
- Choi B.; Hwang K. y Shin B. (1997) Effects on anaerobic digestion of sewage sludge pretreatment. *Water Science and Technology*. **35**, 10: 207-211
- Delgenés JP., Penaud V., Torrijos M. y Moletta R. (1999) Thermochemical pretreatment of an industrial microbial biomass: effect of sodium hydroxide addition on COD solubilization, anaerobic biodegradability and generation of soluble inhibitory compounds. En: II International Symposium on Anaerobic Digestion of Solid Waste, Vol. I pp 121-128. Barcelona, España.
- Depto. de Sanidad del Estado de Nueva York (1976), Manual de tratamiento de aguas negras, Ed. Limusa, trad. Falcón C. y Quinta R. U.S.A. pp 172-207
- Eastman J.A. y Ferguson, J. F. (1981) Solubilization of particulate organic carbon during the acid phase of anaerobic digestion. *Journal Water Pollution Control Federation*, **53** (3): 352-366

- Eaton A. d., Clesceri L. S. y Greenberg A. E. (APHA; 1995), Standard methods for the examination of water and wastewater, 19ava edición, Washinton D. C., USA pp
- Engbersen J. F. J. y Groot Æ. de (1988) Inleiding in de bio-organische chemie, Pudoc Wageningen 1988, Wageningen.
- Fair M. G., Geyer J. C. y Okun D. A. (1988) Ingeniería Sanitaria y de Aguas Residuales, Ed. Ciencia y Técnica - Limusa, trad. Salvador Ayanegui, Vol. 4, pp 611-663. México D.F.
- Fujishima S., Miyahara T. y Noike T. (1999) Effect of moisture content on anaerobic digestión of dewatered sludge: ammonia inhibition to carbohydrate removal and methane production. En II International Symposium on Anaerobic Digestion of Solid Waste, Vol. I pp 344-355. Barcelona, España.
- Gaudy A. y Gaudy E. (1980) Microbiology for environmental scientists and engineers, McGraw-Hill New York, N. Y.
- Hasegawa S y Katsura K, (1999) Solubilization of organic sludge by thermophilic aerobic bacteria as a pretreatment for anaerobic digestion. En: III International Symposium. on Digestion Anaerobic of Solid Waste pp 145-152 Barcelona, España.
- Hwang S y Hansen C. (1997) Modeling and optimization in anaerobic bioconversion of complex substrates to acetic and butyric acids. *Biotechnology and Bioengineering*, **54**, 5: 451-460
- Iza J. (1989). El control de la operación de los digestores anaerobios de aguas residuales. En: Digestión Anaerobia de Aguas Residuales. Ed. F. Fdz.-Polanco, Universidad de Valladolid, Valladolid, España.
- Kyung-Yub H., Shin E-B. y Choi H-B. (1997) A mechanical pretreatment of waste activated sludge for improvement of anaerobic digestion system. *Water Science and Technology*. **36**, 12: 111-116
- LSRV (1996) The four investigated sludge disposal routes methodology. www.strth.ac.uk/Departments/LSRV
- Lucero R.B., Castillo C.L. y Martínez P.P. (1990) Determinación preliminar del poder calórico en lodos primarios y secundarios. En: V Congreso Nacional de Ingeniería Sanitaria y Ambiental, Puebla, Puebla, pp 131-133
- Macarie H. y Guyot J. P. (1995) Use of ferrous sulphate to reduce the redox potential and allow the start-up of UASB reactors treating slowly biodegradable compounds:

- Application to wastewater containing 4-methylbenzoic acid. *Environmental Technology*. **16** :1185-1192
- McInerney M.J. y Bryant M.P. (1981) Basic principles of bioconversions en Anaerobic digestion and methanogenesis. En: S.S. Sofer y O.R. Zabrosky (Eds), Biomass Conversion Process for Energy and Fuels, pp 277-296. NY, USA.
- Metcalf y Eddy, INC., (1996), Ingeniería de aguas residuales, tratamiento, vertido y reutilización, Ed. Mc Graw-Hill, Trad. Trillo M. J. de D. y Trillo F. I. pp 865-1050.
- Monroy O, Macarie O, Fama G. y Meraz M. (2000) Anaerobic digestion for wastewater treatment in México: state of the technology. *Water Research* **34**, 6.: 1803-1816
- Monroy O. (1998) Modelamiento y control de un sistema de digestión anaerobia en dos etapas, Tesis doctoral en biotecnología, UNAM, México. pp 1-48
- Mosey F. (1983) Mathematical modelling of the anaerobic digestion process: regulatory mechanism for the formation of short chain volatile acids from glucose. *Water Science and Technology*, **15**, 8/9: 209-232
- Noyola A. (1998), Digestión anaerobia de lodos residuales. En: Curso de digestión Anaerobia de aguas y lodos residuales, UNAM, México D.F.
- Péringen P. (1999) Biomethanation of sorted household waste: experimental validation of a relevant mathematical model. En II International Symposium on anaerobic digestion of solid waste Vol I pp 9-16. Barcelona, España.
- Poirrier P. (1998) Degradación anaerobia de residuos sólidos industriales. Tesis de Magister en Ciencias de la Ingeniería de la Universidad Católica de Valparaíso, Chile, pp-60-67
- Rajan R. V., Lin J. y Ray B. T.(1989) Low-level chemical pretreatment for enhanced sludge solubilization, *Journal Water Pollution Control Federation*, **62** : 81-87
- Roberts R., SonLe y Forster CF (1999) A thermophilic/mesophilic dual digestion system for treating waste activated sludge. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*. **74** : 445-450
- Salminen, E., Rintala J., Lokshina L. y Vavilin V.A. (1999) Anaerobic Batch Degradation of Solid poultry slaughterhouse waste. En: II International Symposium on anaerobic digestion of solid waste Vol. I pp 41-48. Barcelona, España.
- Schink B. y Thauer R. K. (1998) Energetics of syntrophic methane formation and the influence of aggregation. En Lettinga G., Zehnder A. J. B., Grotenhuis J. T. C. y

- Hulshoff-Pol L. W. Granular Anaerobic Sludge; Microbiology and Technology, Proceedings of the GASMAT-Workshop. pp 5-17. Lunteren, Holanda.
- Tanaka S., Kobayashi T., Kamiyama K. y Signey B. (1997) Effects of thermochemical pretreatment on the anaerobic digestion of waste activated sludge. *Water Science and Technology* **35**, 8: 209-215
- Tatsuo S., Kenso K., y Yoshikasu N. (1993) Anaerobic waste-activated sludge digestion a bioconversion mechanism and kinetic model. *Biotechnology and Bioengineering* **41**, 11: 1082-1091
- Torres G. y Zárate V. (1997). Factibilidad de tratamiento y disposición de lodo residual de una planta de tratamiento de aguas residuales ubicada en el Edo. de Nuevo León México, Water Environment Federation, 70th annual Conference y Exposition. Chicago Illinois.
- Viswanathan C. V., Meera B., Pillai S. C. (1962) Fatty matter in aerobic and anaerobic sewage sludge. *Journal Water Pollution Control Federation* : February: 198-193
- WEB (1996) Water environment WEB, guidance for regulatory officials committee. www.wef.org/docs/rlps2b.html
- Yub H. K., Shin E. B. y Choi H. B. (1997) A mechanical pretreatment of waste activated sludge for improvement of anaerobic digestion system. *Water Science and Technology* **36** (12):11-116
- Yue H., Sung S. y Dague R. (1995), Temperature-phased anaerobic digestion of wastewater sludge. En: Proc 8th International Conference on Anaerobic Digestion, vol 1 pp 340-347
- Zinder S. H. (1992) Methanogenesis. En: Ferry J. G. *Methanogenesis: Ecology, physiology, biochemistry and genetics*. Academic Press. Inc. pp 81-83, N.Y., U.S.A.
- Zinder S.H. (1993) Physiological ecology of methanogens, En: Ferry J. G. *Methanogenesis: Ecology, physiology, biochemistry and genetic* Academic Press. Inc pp 128-206, N.Y., U.S.A

ANEXO

ANEXO

A.1. Determinación de DQO total y soluble por reflujo cerrado (APHA, 1995)

Se utilizó el procedimiento descrito por Hach, utilizando 2 mL de muestra de lodos en dilución de 10 y 100 para DQO soluble y DQO total respectivamente.

I. Preparación de soluciones.

a. Solución digestora. Secar durante 2 h a 103°C, 50 g de dicromato de potasio ($K_2Cr_2O_7$), enfriar en desecador y pesar 42.256 g. Pesar 33.3 g de sulfato mercúrico ($HgSO_4$). Estos materiales deben pesarse en material de vidrio o plástico. En un matraz aforado, disolver el dicromato de potasio en 500 mL de agua destilada. Añadir el sulfato mercúrico. Adicionar en baño de hielo y muy lentamente 170 mL de ácido sulfúrico (H_2SO_4) al 98%. Cuando se haya enfriado la mezcla, disolver lentamente y después aforar a 1 L.

b. Solución de ácido sulfúrico concentrado con sulfato de plata. Pesar suficiente sulfato de plata para una proporción 5.5 g de sulfato de plata /kg de ácido sulfúrico. Para calcular la cantidad exacta hay que considerar el peso específico y la pureza del ácido sulfúrico que se utilice. En un matraz aforado de 1 L, agregar 300 mL del ácido y añadir el sulfato de plata ya pesado. Dejar en reposo uno o dos días para que se disuelva y después completar el volumen al aforado con el resto del ácido.

Debido a las proporciones en que se utilizan los reactivos, deberán prepararse dos litros de solución b por cada litro de la solución a.

II. Curva estándar.

Realizar la curva estándar con glucosa en concentraciones de 0 a 1000 mg/L. Tabla

A.1.

Tabla A.1. Serie para preparar la curva estándar para la determinación de la demanda química de oxígeno.

Tubo	Solución de glucosa (mL)	Agua destilada (mL)	Concentración de glucosa (mg/L)
0	0.0	5.0	0
1	0.5	4.5	100
2	1.0	4.0	200
3	1.5	3.5	300
4	2.0	3.0	400
5	2.5	2.5	500
6	3.0	2.0	600
7	3.5	1.5	700
8	4.0	1.0	800
9	4.5	0.5	900
10	5.0	0.0	1000

III. Procedimiento.

a. Encender la parrilla para DQO y dejarla calentando por 30 minutos para alcanzar una temperatura de 150°C.

b. Una muestra de aproximadamente 10 mL se filtra al vacío, utilizando un disco de fibra de vidrio, y del filtrado se toma la muestra para el DQO soluble. La alícuota para DQO total se toma directamente de la muestra.

c. En un tubo Hach con tapa de rosca agregar 2.0 mL de la muestra a analizar en la dilución apropiada o 2 mL de agua destilada para el blanco.

d. Añadir 1.0 mL de la solución digestora

e. Añadir lentamente 2.0 mL de solución de ácido sulfúrico con sulfato de plata.

f. Tapar perfectamente y homogeneizar la mezcla mediante agitación suave.

g. Colocar los tubos en la parrilla de digestión a 150°C, durante 2 h, transcurrido el tiempo sacarlos de la parrilla y dejar enfriar.

h. Ya fríos los tubos, calibrar con el blanco, preparado utilizando agua destilada como muestra, y leer las muestras en un espectrofotómetro previamente ajustado a una longitud de onda de 620 nm.

Los tubos y tapones limpios se colocan en una solución al 20% de ácido sulfúrico; posteriormente se enjuagan perfectamente con agua destilada y después se secan para utilizarlos.

La figura A.1 muestra la curva de calibración para demanda química de oxígeno.

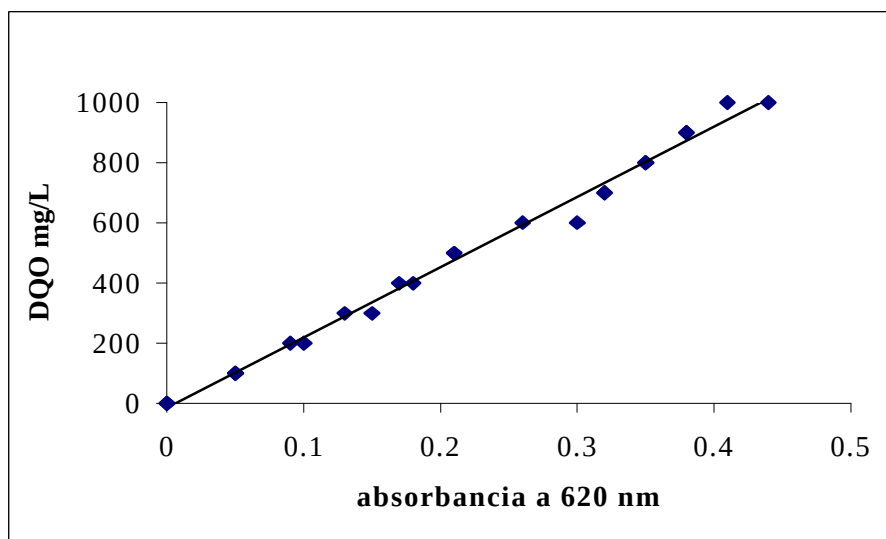


Figura A.1. Curva patrón para determinar demanda química de oxígeno.

$$\text{DQO (mg/L)} = 2333.4(\text{absorbancia}) - 14.418, R^2=0.9917.$$

A.2 Determinación de sólidos suspendidos totales (SST) (APHA, 1995)

1. Procedimiento para llevar a peso constante las cápsulas para determinación de sólidos.

a. Se colocan las cápsulas perfectamente etiquetadas.

b. Se coloca la cápsula en la mufla a 550 °C durante 15 minutos.

c. Después de ese tiempo se pasa a un desecador hasta llegar a temperatura ambiente y posteriormente se pesan.

d. se repite el paso b y c hasta obtener peso constante, con una precisión de milésimas de gramo.

2. Determinación de sólidos suspendidos totales

a. Se centrifuga una muestra homogénea de 10 mL de lodos durante 15 minutos a 6000 rpm.

b. El sobrenadante se desecha y el sólido se pasa a cápsulas de porcelana a peso constante, la muestra se seca durante 1 hora en una estufa a 105°C. La muestra se lleva a peso constante en la estufa.

c. El aumento en el peso del filtro representa los sólidos suspendidos totales y se calculan mediante la siguiente fórmula:

$$SST = \frac{A - B}{Vm} * 1000$$

En donde:

- SST = Sólidos suspendidos totales (g/L).
- A = Peso de cápsula + material seco (g).
- B = Peso de cápsula a peso constante (g).
- Vm = Volumen de muestra utilizada (mL).

A.3. Determinación de sólidos suspendidos fijos (SSF) (APHA, 1995)

a. Calcinar los residuos obtenidos del método anterior (SST) a 550°C en una mufla durante 15 minutos.

b. Trasladar al desecador, dejar enfriar y posteriormente pesar. La muestra se lleva a peso constante.

c. Los cálculos para determinar los SSF se realizan con la siguiente fórmula:

$$SSF = \frac{C - B}{Vm} * 1000$$

En donde:

- SSF = Sólidos suspendidos fijos (g/L).
- C = Peso cápsula + muestra calcinada (g).
- B = Peso de la cápsula (g).
- Vm = Volumen de muestra utilizada (mL).

A.4 Determinación de sólidos suspendidos volátiles (SSV) (APHA, 1995)

a. Los sólidos suspendidos volátiles se obtienen por diferencia de los sólidos suspendidos totales (SST) y los sólidos suspendidos fijos (SSF).

$$SSV = SST - SSF$$

A.5 Determinación de alcalinidad parcial y total (APHA, 1995)

- Se centrifuga una muestra de lodos de aproximadamente 30 mL, durante 15 minutos a 6000 rpm.
- Se toma de la muestra centrifugada 20 mL y se titula con H_2SO_4 0.5 N hasta llegar a pH de 5.75, se registra el volumen gastado (V1)
- Se continua la titulación hasta pH 4.3 y se registra el volumen gastado (V2).
- La alcalinidad parcial se determina como sigue:

$$Alcalinidad \cdot parcial = \frac{V1 * N_{H_2SO_4} * 50 * 1000}{V_{muestra}}$$

En donde :

Alcalinidad parcial en mg de $CaCO_3/L$

V1 = volumen de ácido gastado para llegar a pH 5.75 (mL)

$N_{H_2SO_4}$ = normalidad del ácido sulfúrico

$V_{muestra}$ = volumen de la muestra (mL)

y la total:

$$alcalinidad \cdot total = \frac{V2 * N_{H_2SO_4} * 50 * 1000}{V_{muestra}}$$

En donde:

Alcalinidad total en mg $CaCO_3/ L$

V2= volumen de ácido gastado para llegar a pH 4.3 (mL)

A.6 Cuantificación de la concentración de ácidos grasos volátiles (AGV)

La determinación de la concentración de ácidos grasos volátiles (AGV) se realizó a partir de los valores de alcalinidad, utilizando la siguiente expresión.

$$\text{AGV} = \text{alcalinidad total} - \text{alcalinidad parcial}$$

A7. Preparación de la curva de calibración para la cuantificación de metano.

La curva de calibración fue preparada en tubos Hungate, llenos con solución salina saturada, a los cuales se les inyectó CH₄ y CO₂ en las proporciones que se muestran en la tabla A.2.

Tabla A.2 Preparación de la curva de calibración para determinar la composición del biogás producido en la digestión anaerobia.

Tubo	mL de CH ₄	mL de CO ₂	% CH ₄	% CO ₂
0	0	10	0	100
1	1	9	10	90
2	2	8	20	80
3	3	7	30	70
4	4	6	40	60
5	5	5	50	50
6	6	4	60	40
7	7	3	70	30
8	8	2	80	20
9	9	1	90	10
10	10	0	100	0

Cada solución estándar fue inyectada por duplicado al cromatógrafo y se correlacionó la fracción volumétrica de cada gas en las muestras con la fracción del área de metano en el área total ($A_{\text{CH}_4}/A_{\text{total}}$), que corresponde al área de metano entre la suma de las áreas de metano y bióxido de carbono, según se muestra en la figura A.2.

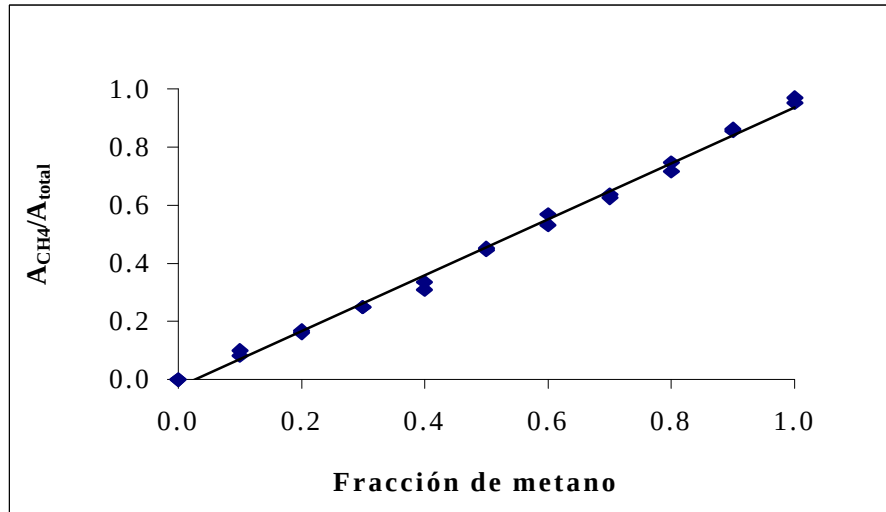


Figura A.2 Curva de calibración para determinar la fracción de CH_4 , (f_{CH_4}) en el biogás, $A_{CH_4}/A_{total} = 0.9606f_{CH_4} - 0.0248$, $R^2 = 0.9951$