



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA
INGENIERÍA AMBIENTAL - RESIDUOS SÓLIDOS

**LIXIVIACIÓN DE RESIDUOS SÓLIDOS ORGÁNICOS URBANOS PARA
INCREMENTAR LA RAPIDEZ DE PRODUCCIÓN DE BIOGÁS**

TESIS
QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:
DOCTOR EN INGENIERÍA

PRESENTA:

M. en I. Rosalinda Campuzano Ángeles

TUTOR

Dr. Simón González Martínez-Instituto de Ingeniería, UNAM

COMITÉ TUTOR:

Dr. Jorge Gómez Hernández-UAM Iztapalapa
Dr. Adalberto Noyola Robles-Instituto de Ingeniería, UNAM

México D.F. Agosto 2015



JURADO ASIGNADO:

Presidente: Dr. Jon Mario Iza López
Secretario: Dr. Adalberto Noyola Robles
1 er. Vocal: Dr. Oscar Monroy Hermosillo
2do. Vocal: Dr. Gregorio Jorge Gómez Hernández
3er. Vocal: Dr. Simón González Martínez

Lugar donde se realizó la tesis:

Laboratorio de Ingeniería Ambiental, Instituto de Ingeniería, UNAM

TUTOR DE TESIS:

Dr. Simón González Martínez

FIRMA



DEDICATORIA

A mi familia que siempre está presente: a mi Madre a quien debo la mayor parte de mis logros, a mi Padre que llevo en el alma de forma constante, a Manuel que se fue muy pronto pero siempre está en mis recuerdos, a mis hermanas, mi hermano y sobrinos. A todos gracias, los quiero mucho.

No todo es fácil, siempre habrá trabajo por hacer para construir un futuro, si ese futuro es juntos será porque así lo deseamos y no porque así deba ser. Gracias por estar conmigo y por apoyarme en mis cotidianas crisis. Hay muchas formas de expresar amor, una de ellas es tan solo decirlo: Te Amo Alejandro.

Para mis pequeñas Paris y Lulú: los dos pequeños seres que me enseñaron el amor puro y desinteresado, es una emoción que nunca antes había conocido. Te extrañaré siempre Lulú.

Es un amor desinteresado: Teresa no quiere nada de Karenin. Ni siquiera le pide amor. Jamás se ha planteado los interrogantes que torturan a las parejas humanas: ¿me ama?, ¿ha amado a alguien más que a mí?, ¿me ama más de lo que yo le amo a él? Es posible que todas estas preguntas que inquietan acerca del amor, que lo miden, lo analizan, lo investigan, lo interrogan, también lo destruyan antes de que pueda germinar. Es posible que no seamos capaces de amar precisamente porque deseamos ser amados, porque queremos que el otro nos dé algo (amor), en lugar de aproximarnos a él sin exigencias y querer sólo su mera presencia. Y algo más: Teresa aceptó a Karenin tal como era, no pretendía transformarlo a su imagen y semejanza, estaba de antemano de acuerdo con su mundo canino, no pretendía quitárselo, no tenía celos de sus aventuras secretas. No lo educó porque quisiera transformarlo (como quiere el hombre transformar a su mujer y la mujer a su hombre), sino para enseñarle un idioma elemental que hiciera posible la comprensión y la vida en común.

Milan Kundera



RECONOCIMIENTOS

A la **Universidad Nacional Autónoma de México** y al **Instituto de Ingeniería** en donde he pasado la mayor parte de mi tiempo en los últimos 6 años, me enorgullece egresar de esta Institución. Gracias por permitirme hacer uso de sus instalaciones y servicios.

A la **Coordinación de Estudios de Posgrado (CEP)** y al **Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACyT)**. Gracias por la beca otorgada sin la cual no hubiera podido subsistir y cumplir el objetivo.

Al **Programa de Apoyo a Proyectos de Investigación e Innovación Tecnológica (PAPIIT)** No. IN108513 e IN110115 por proveer los recursos para la realización de mi trabajo experimental.

Quiero reconocer y agradecer todo el apoyo que me ha brindado el **Dr. Simón González Martínez** por guiarme en esta carrera de obstáculos, por darme orientación y por complicarme de vez en cuando la vida, este logro no me sabría igual si todo hubiera sido fácil. Me considero afortunada de haber pertenecido a su grupo de trabajo. Gracias por su paciencia y por ser mi tutor.

A los integrantes de mi comité tutor el **Dr. Jorge Gómez Hernández** y el **Dr. Adalberto Noyola Robles** por todos los aportes que hicieron a mi trabajo de tesis y por el valioso tiempo que me dedicaron, fue enriquecedor tener sus diferentes perspectivas.

Al **Dr. Oscar Monroy Hermosillo** por aceptar ser parte de mi comité evaluador en el examen de candidatura y ahora en mi examen de grado. Al **Dr. Jon Iza López** con quien estaré agradecida de forma indefinida por el tiempo que dedicó a revisar y mejorar, en mucho, mi tesis, por aceptar ser parte de mi comité y por venir a México para estar presente en mi examen.

Al **Dr. Oscar González Barceló** por las sugerencias, consejos y ayuda brindada durante la realización de mi trabajo. A la **M. en C. Margarita Cisneros** y al **Ing. Roberto Briones** por su disposición a ayudarme siempre que tuve requerimientos técnicos.

A mis amigas y colegas la **Dra. Lucero Cobos** y la **M. en I. Sandra Carlos**, este camino hubiera sido más difícil si no hubiera contado con su apoyo en lo personal y profesional. Su amistad es invaluable y espero que sea para siempre. Las quiero mucho.



CONTENIDO

1. INTRODUCCIÓN	1
1.1. Hipótesis	2
1.2. Objetivo general	2
1.3. Objetivos particulares	3
1.4. Alcances	3
2. RESIDUOS SÓLIDOS ORGÁNICOS URBANOS PARA PRODUCCIÓN DE BIOGÁS	4
2.1. Características de la FORSU	5
2.1.1. <i>Características Físicas</i>	6
2.1.2. <i>Características Químicas</i>	8
2.1.3. <i>Características Bromatológicas</i>	11
2.2. Acondicionamiento previo a la digestión anaerobia	14
2.2.1. <i>Ajuste del tamaño de partícula</i>	14
2.2.2. <i>Separación de materiales no orgánicos</i>	14
3. DIGESTIÓN ANAEROBIA	18
3.1. Bioquímica de la digestión anaerobia	18
3.1.1. <i>Hidrólisis</i>	19
3.1.1.1. <i>Hidrólisis de proteínas</i>	20
3.1.1.2. <i>Hidrólisis de carbohidratos</i>	20
3.1.1.3. <i>Hidrólisis de grasas</i>	21
3.1.2. <i>Acidogénesis</i>	21
3.1.3. <i>Acetogénesis</i>	21
3.1.4. <i>Metanogénesis</i>	21
3.2. Microbiología	22
3.3. Condiciones de operación de sistemas para digestión anaerobia	24
3.3.1. <i>Temperatura</i>	24
3.3.2. <i>pH</i>	25
3.3.3. <i>Contenido de sólidos</i>	25
3.3.4. <i>Tiempo de residencia hidráulica</i>	26
3.3.5. <i>Tiempo de retención celular</i>	26
3.3.6. <i>Carga orgánica</i>	27
3.3.7. <i>Nutrientes</i>	27
3.3.8. <i>Compuestos tóxicos e inhibitorios</i>	28
3.3.9. <i>Recirculación</i>	29
3.3.10. <i>Arranque del reactor</i>	29
3.4. Potencial bioquímico de metano	30
3.5. Cinética de la digestión anaerobia	32



4. PROCESOS COMERCIALES DE DIGESTIÓN ANAEROBIA DE RESIDUOS SÓLIDOS ORGÁNICOS	35
4.1. Clasificación y tipo de reactores	37
4.2. Procesos de digestión seca y húmeda	41
4.3. Sistemas en una y dos etapas	43
5. METODOLOGÍA	45
5.1. Obtención y caracterización de la FORSU	46
5.1.1. <i>Recolección de la muestra de FORSU</i>	46
5.1.2. <i>Caracterización de la FORSU</i>	46
5.2. Descripción del equipo de trabajo	47
5.3. Inóculo y nutrientes	47
5.4. Extracción de compuestos solubles	48
5.4.1. <i>Número de extracciones</i>	49
5.4.2. <i>Tiempo de contacto</i>	50
5.4.3. <i>Relación FORSU:agua</i>	50
5.4.4. <i>Temperatura de extracción</i>	50
5.4.5. <i>Caracterización de extractos y bagazos</i>	51
5.5. Producción de metano	51
5.5.1. <i>Digestión húmeda</i>	51
5.5.2. <i>Digestión seca</i>	52
5.5.2.1. <i>Arranque y aclimatación del inóculo</i>	52
5.5.2.2. <i>Operación de los reactores</i>	53
5.6. Métodos analíticos	53
5.7. Análisis estadístico y modelación	54
6. RESULTADOS Y DISCUSIÓN	55
6.1. Obtención y caracterización de la FORSU	55
6.1.1. <i>Recolección de la muestra de FORSU</i>	55
6.1.2. <i>Características de la FORSU</i>	56
6.2. Extracción de compuestos solubles	60
6.2.1. <i>Número de extracciones</i>	60
6.2.2. <i>Tiempo de contacto</i>	64
6.2.3. <i>Relación FORSU:agua</i>	66
6.2.3.1. <i>Relación FORSU:agua 1:1</i>	67
6.2.3.2. <i>Relación FORSU:agua 1:2</i>	68
6.2.3.3. <i>Relación FORSU:agua 1:3</i>	70
6.2.3.4. <i>Comparación de las tres relaciones FORSU:agua</i>	70
6.2.4. <i>Temperatura de extracción</i>	74
6.2.5. <i>Características de los bagazos</i>	76



6.3. Producción de metano	78
<i>6.3.1. Digestión húmeda</i>	78
6.3.1.1. Producción de metano de los extractos	78
6.3.1.2. Producción de metano de los bagazos	86
6.3.1.3. Producción de metano de la FORSU	88
<i>6.3.2. Digestión seca</i>	92
6.3.2.1. Arranque y aclimatación del inóculo	92
6.3.2.2. Operación de los reactores bajo condiciones de estabilidad	100
<i>6.3.3. Comparación de la rapidez de producción de metano</i>	111
7. CONCLUSIONES	116
8. REFERENCIAS	119
ANEXOS	128



LISTA DE TABLAS

		Pág.
Tabla 2.1	Densidades de la FORSU reportadas por varios autores	8
Tabla 2.2	Características químicas de la FORSU de acuerdo con varios autores	10
Tabla 2.3	Composición elemental de la FORSU reportada por varios autores	11
Tabla 2.4	DQO de la FORSU reportada por varios autores	11
Tabla 2.5	Características bromatológicas de la FORSU de acuerdo con varios autores	15
Tabla 2.6	Tamaños de partícula de la FORSU para digestión anaerobia a escala industrial	15
Tabla 3.1	Relación de macronutrientes recomendados para digestión anaerobia	27
Tabla 3.2	Factores que afectan la prueba de potencial bioquímico de metano	31
Tabla 3.3	Modelos cinéticos de uso frecuente en digestión anaerobia	33
Tabla 4.1	Criterios de clasificación de las tecnologías de digestión anaerobia	37
Tabla 4.2	Características de las principales tecnologías comerciales	38
Tabla 4.3	Comparación del TRH y producción de biogás de los principales procesos comerciales	39
Tabla 4.4	Comparación de las ventajas y desventajas de los sistemas de digestión seca y húmeda	42
Tabla 4.5	Comparación de las ventajas y desventajas de los sistemas de una y dos etapas	44
Tabla 5.1	Métodos analíticos	53
Tabla 6.1	Caracterización de la FORSU	58
Tabla 6.2	Comparación de diferencia significativa ($p=0.05$) mediante prueba de Tukey	63
Tabla 6.3	Tiempo mínimo de contacto (resumen de pruebas de Tukey)	67
Tabla 6.4	Características de los extractos y mezcla de las tres extracciones y relaciones FORSU:agua	67
Tabla 6.5	Relación disueltos/totales (adimensional)	68
Tabla 6.6	Comparación estadística por relación y extracción	72
Tabla 6.7	Relaciones DQO:N:P por extracto	73
Tabla 6.8	Relaciones DQO:N:P para la extracción de referencia	76
Tabla 6.9	Características de los bagazos resultantes después de cada extracción y relación (g/kgFORSU)	76
Tabla 6.10	Característica de cada muestra para digestión húmeda	79
Tabla 6.11	Pendientes de las rectas de sustrato contra producción de metano	86
Tabla 6.12	Producción de metano a partir de FORSU en sistemas en lote por vía húmeda de diversos autores en comparación con este trabajo	90
Tabla 6.13	Condiciones de operación de la digestión seca de la FORSU	100
Tabla 6.14	Promedios de producción y rendimiento a las diferentes cargas	101



Tabla 6.15	DQO alimentada y producciones teóricas y experimentales de metano	102
Tabla 6.16	Producción de metano a partir de FORSU en sistemas en <i>semicontinuo</i> de diversos autores en comparación con este trabajo	108
Tabla 6.17	Producción de metano a partir de FORSU en sistemas en lote por vía seca de diversos autores en comparación con este trabajo	111
Tabla 6.18	Producción de metano a 21 días en los diferentes sistemas (NL/kgFORSU)	112
Tabla 6.19	Constantes cinéticas en sistemas en lote. Modelo de primer orden.	115
Tabla A.1	Camiones seleccionados mediante tabla de números aleatorios	129



LISTA DE FIGURAS

		Pág.
Figura 2.1	Categorización de FORSU del proyecto Greenfinch	7
Figura 2.2	Configuración de una planta de tratamiento mecánico-biológico en Italia	17
Figura 3.1	Etapas de la digestión anaerobia	19
Figura 4.1	Capacidad instalada y tamaño de plantas por país	36
Figura 4.2	Diagrama simplificado de los sistemas de reacción en lote por vía seca	40
Figura 4.3	Sistemas de agitación en reactores CSTR A) mecánico y B) por recirculación de biogás	40
Figura 4.4	Reactores para digestión seca en continuo. A) Dranco, B) Kompogas y C) Valorga	41
Figura 5.1	Esquema de la metodología general	46
Figura 5.2	Equipos utilizados en la trituración de la FORSU	47
Figura 5.3	Sistema automático de potencial de metano (Automatic Methane Potential Test System)	48
Figura 5.4	Accesorios del equipo AMPTS. a) Frascos para pruebas en lote, b) Frascos para pruebas en semicontinuo, c) Sistema de agitación y d) Tapón de plástico con salida para el biogás producido	48
Figura 5.5	Procedimiento de extracción de los compuestos solubles: a) agitación y b) separación de las fases después de la centrifugación	49
Figura 5.6	Esquema del proceso de extracción. E=Extracto y B= Bagazo	51
Figura 5.7	Configuración de los reactores	52
Figura 6.1	Procedimiento del muestreo	56
Figura 6.2	FORSU en cada etapa de reducción de tamaño	57
Figura 6.3	Mezclado de los residuos molidos para obtener la muestra homogénea	57
Figura 6.4	Distribución de los compuestos orgánicos de la FORSU	58
Figura 6.5	Extracción de materia orgánica expresada como DQO	60
Figura 6.6	a) Extractos sin filtrar y b) Extractos filtrados por 1.6 μm	61
Figura 6.7	Caracterización de los extractos totales y filtrados	62
Figura 6.8	Producción de metano por extracto, desde el día 1 hasta el 9	63
Figura 6.9	Extracción de DQO, ST y SV en 120 minutos	65
Figura 6.10	Relación disueltos/totales de cada parámetro en las tres extracciones y relaciones FORSU:agua (1:1, 1:2 y 1:3)	66
Figura 6.11	Balance de nutrientes después de las extracciones	69
Figura 6.12	Efecto de la cantidad de agua en las extracciones de ST, SV y DQO	71
Figura 6.13	Efecto de la cantidad de agua en las extracciones de NK y PT	71
Figura 6.14	Compuestos extraídos por ciclo con agua con Soxhlet	75



Figura 6.15	Comparación de compuestos extraídos con agua a temperatura ambiente y con agua a temperatura de ebullición	75
Figura 6.16	Características de los bagazos	77
Figura 6.17	Producción de metano por cada 100 mL de extractos	81
Figura 6.18	Producción específica de metano de los extractos (por kilogramo de FORSU)	81
Figura 6.19	Modelos cinéticos utilizando los valores de producción de metano del Extracto 1 de la relación 1:1	82
Figura 6.20	Modelos cinéticos ajustados utilizando los valores de producción de metano de los Extractos 2 y 3 de la relación 1:3	84
Figura 6.21	Fracción de metano en el biogás por extracto y relación FORSU:agua	85
Figura 6.22	Relación entre el contenido de SV inicial en los extractos y su producción de metano	85
Figura 6.23	Pendientes de producción de metano a diferentes concentraciones de SV con respecto al tiempo	87
Figura 6.24	Curvas de producción de metano de los bagazos	87
Figura 6.25	Fracción de metano de los bagazos	88
Figura 6.26	Producción de metano de la FORSU y contenido de metano en el biogás	89
Figura 6.27	Tasas de alimentación y muestreo durante el arranque de los reactores	92
Figura 6.28	Producción y tasa de producción de metano de los tres reactores durante el arranque y aclimatación	93
Figura 6.29	Parámetros de estabilidad durante el arranque y aclimatación del inóculo	96
Figura 6.30	Composición y pH de los reactores durante el arranque y aclimatación del inóculo	98
Figura 6.31	Parámetros monitoreados de consumo de materia orgánica durante el arranque y aclimatación del inóculo	99
Figura 6.32	Producción y tasa de producción de metano a diferentes cargas orgánicas	101
Figura 6.33	Parámetros de estabilidad durante la operación de los reactores	104
Figura 6.34	Composición y pH de durante la operación de los reactores	105
Figura 6.35	Parámetros monitoreados de consumo de materia orgánica durante la operación de los reactores	106
Figura 6.36	Remoción de SV a las diferentes cargas orgánicas operadas	107
Figura 6.37	Curvas de producción de metano alimentando 33 g de FORSU a diferentes intervalos de tiempo	110
Figura 6.38	Pendientes de las curvas de producción de metano de cada sistema	113
Figura 6.39	Modelos cinéticos de la digestión húmeda y seca de la FORSU	114
Figura A.1	Camiones descargando residuos orgánicos en la estación de transferencia de Coyoacán	128
Figura A.2	Procedimiento para la determinación del peso volumétrico de los residuos muestreados	129



ABREVIATURAS Y ACRÓNIMOS

ADM1	Anaerobic Digestion Model 1 (Modelo de digestión anaerobia número 1)
AGCL	Ácidos grasos de cadena larga
AGV	Ácidos grasos volátiles
AI	Alcalinidad intermedia
AMPTS	Automatic Methane Potential Test System (Sistema automático de medida del potencial de metano)
ANOVA	Analysis of variance (Análisis de varianza)
AP	Alcalinidad parcial
ARN	Ácido ribonucleico
CEPA	California Environmental Protection Agency (Agencia de Protección Ambiental de California)
COD	Carbono orgánico disuelto
CSTR	Continuous stirred-tank reactor (Reactor continuo de tanque agitado)
DQO	Demanda química de oxígeno
FORSU	Fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos
GDF	Gobierno del Distrito Federal
IB	Índice buffer o tampón
IWA	International Water Association (Asociación Internacional del Agua)
LRSDf	Ley de residuos sólidos del Distrito Federal
MBT	Mechanical biological treatment
NL	Litros normalizados (0 °C y 1 atm)
N-NH₄	Nitrógeno amoniacal
NK	Nitrogeno Kjeldhal
OWS	Organic Waste Systems (Sistemas de residuos orgánicos)
PBM	Potencial bioquímico de metano
pH	Potencial de hidrógeno



PT	Fósforo total
RIS	Relación inóculo-sustrato
RSU	Residuos sólidos urbanos
SDT	Sólidos disueltos totales
SDV	Sólidos disueltos volátiles
SF	Sólidos fijos
SF-FORSU	Fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos - separada en fuente (en inglés SS-OFMSW: Source-sorted organic fraction of municipal solid waste)
ST	Sólidos totales
STr	Sólidos totales en el reactor
STT	Sólidos totales totales
STV	Sólidos totales volátiles
SV	Sólidos volátiles
TRC	Tiempo de retención celular
TRH	Tiempo de residencia hidráulica
TRS	Tiempo de retención de sólidos
UASB	Upflow Anaerobic Sludge Blanket (Reactor anaerobio de flujo ascendente)
VALORGAS	Valorisation of food waste to biogas (valorización de los residuos de alimentos en biogás).
VDI	Verein Deutscher Ingenieure (Asociación alemana de ingenieros)



PROCESOS COMERCIALES PARA PRODUCCIÓN DE BIOGÁS A PARTIR DE FORSU

Proceso comercial (marca registrada)	Compañía que la comercializa	Página web
AnDigestion	Andigestion Ltd	www.andigestion.co.uk
BEKON	BEKON Energy Technologies GmbH & Co. KG	www.bekon.eu
BioFerm	Viessmann Group	www.bioferm-energy.com
Biogas Nord	ENSPAR Biogas GmbH	www.enspar.de
Biopercolat	Wehrle Werk GmbH	www.wehrle-umwelt.com
BTA	BTA international GmbH	www.bta-international.de
Dranco	Organic Waste System	www.ows.be
GICON	GICON Holding GmbH	www.gicon.de
HELECTOR	Ellaktor S.A. Group	www.helector.de
kompoFerm	Eggersmann Anlagenbau GmbH & Co	www.kompoferm.com
Kompogas	Axpo Kompogas	www.axpo.com
Krieg and Fisher	Krieg and Fisher Ingenierure GmbH	www.kriegfischer.de
Linde BRV		
Linde KCA	STRABAG SE	www.strabag.com
Ros Roca	Ros Roca Environment	www.rosroca.com
Valorga	VALORGA INTERNATIONAL S.A.S.	www.valorgainternational.fr



RESUMEN

La digestión anaerobia de la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos (FORSU) es una alternativa viable que permite estabilizar los residuos y recuperar energía en forma de metano. La producción de biogás depende principalmente del tipo y cantidad de macromoléculas presentes y, en particular, del contenido de compuestos lignocelulósicos, los cuales son de difícil degradación. El objetivo de este trabajo es comparar la velocidad de producción de metano de procesos conocidos como “húmedos” y “secos” con un proceso en el cual se separan los compuestos solubles de los residuos sólidos orgánicos mediante extracción con agua para determinar si es posible incrementar la velocidad de reacción y el rendimiento de metano en comparación con las digestiones convencionales.

Del total logrado con 11 extracciones consecutivas realizadas a la FORSU, se concluye que con solamente tres se arrastra aproximadamente el 90% de las sustancias solubles. Con tres extracciones consecutivas y tres relaciones en masa FORSU:agua (1:1, 1:2 y 1:3) con tiempo de contacto de 30 minutos fue posible separar entre 33 y 37% de los sólidos volátiles contenidos en la FORSU. Se realizó una extracción de referencia con agua a temperatura de ebullición y los incrementos con respecto a las máximas cantidades extraídas a temperatura ambiente fueron menores al 18% en ST, SV y DQO, mientras que en nitrógeno Kjeldahl fue de 57% y de 244% para fósforo total. Los resultados indican que no es posible extraer de la FORSU todos los compuestos que producen biogás, quedando en el bagazo nutrientes que representan el 57 a 61% de DQO, 57 a 68% de nitrógeno Kjeldahl y 72 a 77% de fósforo total con respecto a la FORSU. Los extractos y bagazos se sometieron a pruebas de potencial de metano; la producción de metano de los bagazos y extractos fue de 65-35, 55-45 y 49-51% del total posible (extractos más bagazo) para las relaciones 1:1, 1:2 y 1:3, respectivamente. El análisis de las curvas de producción de metano muestra que, durante el primer día de reacción, la rapidez de producción de metano es mayor en los extractos que en los bagazos y la FORSU. La producción específica de metano de los extractos durante las primeras horas de la prueba oscilaron entre 325 y 602 NL/kgSV·d, la de bagazos entre 65 y 79 NL/kgSV·d, y de la FORSU entre 82 (digestión seca) y 173 NL/kgSV·d (digestión húmeda). Operando los reactores por lote durante 21 días, la producción de metano por vía húmeda es de 541 NL/kgSV, la cual es ligeramente superior a la producción de metano por vía seca, de 530 NL/kgSV. El reactor de digestión seca con alimentación semicontinua operó bajo cuatro cargas orgánicas (5.6, 6.3, 6.7 y 7.5 kgSV/m³·d.) y se observó que, cuando el reactor está bajo condiciones de estabilidad (relación de alcalinidades), la producción de metano incrementa de manera directamente proporcional a la carga orgánica y el rendimiento de metano varía entre 228 y 244 NL/kgSV·d.

Palabras clave: Producción de metano, rapidez de producción de metano, extracción, extracto, bagazo, FORSU, digestión húmeda, digestión seca.



ABSTRACT

Anaerobic digestion of the organic fraction of municipal solid waste (OFMSW) is a viable alternative for waste stabilization and energy recovery from methane. Biogas production mainly depends of type and amount of macromolecules and content of lignocellulosic compounds. The objective of this study is to compare the methane production rates of conventional wet and dry digestion processes with a proposed process that consist in water extraction of soluble compounds from OFMSW to determine if methane production rates and methane yields may increase with the proposed process.

After 11 consecutive extractions from OFMSW, it was concluded that only 3 are necessary to leach 90 % of the possible total. With three consecutive extractions and three mass ratios OFMSW:water (1:1, 1:2 and 1:3) and contact time of 30 minutes it was possible to solubilize between 33 and 37% of the OFMSW volatile solids. A reference extraction with water at boiling temperature was made; the TS, VS and COD of this extraction were 18 % higher than the values obtained with 3 consecutive extractions; Kjeldahl nitrogen was 57% higher and 244% total phosphorus. It is not possible to extract all the substances that produce biogas from OFMSW; the nutrients that remain in the bagasse represent 57-61% COD, 57-68% Kjeldahl nitrogen and 72-77% total phosphorus. Methane production from bagasse and extracts was 65-35, 55-45 and 49-51% of the total (bagasse plus extracts) for the ratios 1:1, 1:2 and 1:3, respectively. During the first day, methane production curves show that methane production rates are highest for the extracts in comparison to bagasse and OFMSW. In the early hours of the methane potential tests, the specific methane production of extracts ranged between 325 and 602 NL/kgSV·d, for bagasse between 65 and 79 NL/kgSV·d and for OFMSW between 82 (dry digestion) and 173 NL/kgSV·d (wet digestion). In batch reactors, after 21 days, the methane production for wet digestion was 541 NL/kgSV, which is slightly higher than the 530 NL/kgSV for dry digestion. Semicontinuous reactors, operated under four organic loads (5.6, 6.3, 6.7 and 7.5 kgSV/m³·d.), produced methane directly proportional to the organic load; the methane production rate varied between 228 and 244 NL/kgSV·d.

Keywords: methane production, methane production rate, extraction, extract, bagasse, OFMSW, wet digestion, dry digestion.



1. INTRODUCCIÓN

Una alternativa para el aprovechamiento de la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos (FORSU) es la digestión anaerobia, la cual permite estabilizar los residuos y además obtener biogás para ser usado como combustible para la generación de energía (Sosnowski *et al.*, 2003, Charles *et al.*, 2009). El potencial de producción de biogás depende en gran medida de las características del sustrato, su biodegradabilidad y el contenido de carbohidratos, proteínas y lípidos, así como las fracciones de celulosa, hemicelulosa y lignina en su composición (Hartmann y Ahring, 2006; Buffiere *et al.*, 2006). Entre los principales carbohidratos presentes en la FORSU, se encuentran las fibras crudas insolubles (celulosas, hemicelulosas y pectinas). El contenido de fibra en los residuos es un indicador inversamente proporcional a su degradación y se considera al contenido de lignina como un factor negativo que afecta a la producción de metano (Xu *et al.*, 2014; Buffiere *et al.*, 2006).

La digestión anaerobia como alternativa de tratamiento de los residuos sólidos orgánicos es atractiva ya que permite la recuperación de energía en forma de metano, se reduce el volumen de residuos que son enviados a disposición final y es posible destruir organismos patógenos en procesos termofílicos (Angelidaki *et al.*, 2006; Vikas *et al.*, 2001). En Europa ya existen diversos procesos comerciales (BTA, Valorga y Dranco entre otros) para la generación de biogás a partir de los residuos sólidos orgánicos. En los últimos 20 años ha tenido gran auge el proceso de digestión anaerobia de residuos sólidos orgánicos, principalmente por las restricciones impuestas por la directiva europea que restringe su disposición en vertederos y,



por lo cual, los procesos biológicos han sido una de las principales alternativas para su tratamiento (Mata-Álvarez *et al.*, 2000). Entre 1991 y 2010 se han instalado 184 plantas industriales para la digestión de FORSU (De Baere *et al.*, 2010). Actualmente en Europa existen 244 plantas a escala comercial para el procesamiento de FORSU sola o en co-digestión con otros sustratos (Thomé-Kozmiensky y Thiel, 2012).

Las tecnologías comerciales existentes se clasifican en: digestión seca y digestión húmeda, de acuerdo con el contenido de sólidos que se alimenta al reactor de digestión (De Baere *et al.*, 2010). Debido a la complejidad de la FORSU como sustrato, los tiempos de reacción que se emplean en estas tecnologías varían entre 15 y 30 días. Los menores tiempos de reacción corresponden a las tecnologías húmedas (con menor cantidad de sólidos en suspensión); sin embargo, no existen tecnologías que suministren el sustrato completamente disuelto como alternativa para reducir los tiempos de reacción y a la vez separar de la FORSU las fibras crudas de difícil degradación, que provocan tiempos de digestión más largos.

Los rendimientos en la producción de biogás tanto de las tecnologías húmedas como de las secas, oscilan entre 100 y 150 m³/t de FORSU, siendo en promedio de 120 m³/t de FORSU (CEPA, 2008). Una de las principales diferencias causada por el contenido de sólidos en el proceso de digestión anaerobia es el tiempo de residencia hidráulica (TRH). Para las tecnologías húmedas el TRH es de 15 días en promedio y para las tecnologías de digestión seca de 25 días. Con base en experimentos previos en reactores en lote (Carlos-Pinedo, 2013; Rojas-Zamora, 2012; Campuzano, 2011) se ha encontrado que, cuando el sustrato es suministrado en forma disuelta, el tiempo necesario para su degradación es de 3 a 5 días con producciones de biogás similares con respecto a la FORSU sin ser tratada, la cual requiere de mayor tiempo de digestión (12 días en sistemas discontinuos). Los experimentos se han realizado en sistemas por lotes y los resultados indican que es posible obtener producciones de biogás iguales sistemas húmedo o seco en menor tiempo cuando la FORSU es separada en sus diferentes fases (lixiviado y bagazo). El presente trabajo se centra en evaluar la lixiviación de la FORSU como un pretratamiento eficiente que permita generar biogás en tiempos de reacción menores que el de las tecnologías convencionales.

1.1. Hipótesis

La extracción con agua de las sustancias solubles de la FORSU permite separar los compuestos de fácil degradación de los recalcitrantes y, al someter a digestión anaerobia las fracciones obtenidas en la extracción, es posible incrementar la velocidad de reacción y el rendimiento de metano en comparación con las digestiones convencionales.

1.2. Objetivo general

Comparar la velocidad de producción de metano de procesos conocidos como “húmedos” y “secos” con un proceso en el cual se separan los compuestos solubles de los residuos sólidos orgánicos mediante extracción con agua.



1.3. Objetivos particulares:

- Determinar las condiciones (cantidad de agua y número de lavados) bajo las cuales se logra el mejor arrastre de nutrientes (disolución).
- Determinar el efecto de la concentración de sustrato sobre la producción de metano.
- Determinar la eficiencia de degradación del inóculo aclimatado.
- Evaluar el efecto de la carga orgánica sobre la producción de metano y la remoción de sólidos volátiles.

1.4. Alcances

- Los residuos objeto de este estudio se obtendrán en una estación de transferencia del Distrito Federal.
- Los inóculos a evaluar serán lodos anaerobios granulares del reactor UASB de la planta de Grupo Modelo y el adaptado a la FORSU en el laboratorio.
- Las determinaciones de los efectos de la concentración de sustrato sobre la producción de metano se efectuarán a escala laboratorio en el equipo especializado en potencial de metano.
- Todas las pruebas de fermentación y digestión anaerobias se realizarán a 35°C.



2. RESIDUOS SÓLIDOS ORGÁNICOS URBANOS PARA PRODUCCIÓN DE BIOGÁS

La definición de la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos (FORSU) varía de forma regional y nacional; en Estados Unidos se considera a la FORSU como una mezcla de residuos de comida, jardinería y papel (Palmisano y Barlaz, 1996). En la Unión Europea son los residuos verdes de jardines y parques y residuos de cocina (Al Seadi *et al.*, 2013). En el Distrito Federal la Ley de Residuos Sólidos considera como residuos orgánicos a todo residuo sólido biodegradable o todo residuo que pueda ser sujeto a compostaje (GDF, 2003). La producción y composición de la FORSU depende de factores como la zona geográfica, la cantidad de habitantes y su poder adquisitivo, así como el tipo de actividad productiva, las costumbres alimenticias regionales, la temporada del muestreo y el sistema de recolección de los residuos (VALORGAS, 2010; Hansen *et al.*, 2007b; Palmisano y Barlaz, 1996).

Actualmente la generación mundial de residuos sólidos urbanos (RSU) es aproximadamente de 1,300 millones de toneladas por año y se estima que para 2025 incremente a 2,200 millones de toneladas (Al Seadi *et al.*, 2013). El contenido de compuestos orgánicos es en promedio de 46% (Al Seadi *et al.*, 2013). Durante muchos años los RSU fueron dispuestos en rellenos sanitarios, pero, debido a su impacto al medio ambiente, las regulaciones para su disposición se han vuelto más estrictas (Brown y Murphy, 2013; Fdez.-Güelfo *et al.*, 2011b). La degradación de la FORSU es un proceso que ocurre de forma natural en los rellenos sanitarios y es posible recuperar el biogás producido y aprovecharlo en la generación de energía (Palmisano y Barlaz, 1996). En la actualidad la tendencia es disminuir los residuos que se envían a relleno sanitario



con el objetivo de disponer únicamente residuos inertes (CEPA, 2008). Se da mayor importancia, por orden jerárquico, a evitar, reducir, reusar, reciclar, recuperar, tratar y disponer (Al Seadi *et al.*, 2013).

A partir de finales de los años 90, la legislación europea ordenó el cierre de varios rellenos sanitarios con el propósito de restringir esta práctica, lo cual promovió posteriormente la recolección separada de los residuos sólidos urbanos (Mata-Álvarez *et al.*, 2000). En México, la primera acción encaminada a promover la recolección separada de los RSU se dio en el año 2003, cuando se publicó en la Gaceta Oficial del Distrito Federal la Ley de Residuos Sólidos del Distrito Federal (LRSDF). Esta ley busca dar gestión integral a los RSU mediante programas encaminados a reducir la generación y dar alternativas para la reutilización y reciclado de las fracciones generadas. A la fecha se han publicado dos programas de gestión integral de los residuos sólidos: periodo 2004-2009 y 2009-2014 (GDF, 2004; GDF, 2010). Estos programas buscan promover acciones encaminadas a aprovechar la FORSU mediante procesos biológicos: aerobio para compostaje y anaerobio para producción de biogás (GDF, 2010).

Los procesos biológicos aerobios o anaerobios son las principales alternativas empleadas para tratar los residuos orgánicos. En últimos años el proceso de digestión anaerobia de FORSU y de otros residuos biodegradables ha cobrado especial interés entre los investigadores y los gobiernos de todo el mundo (Wang *et al.*, 2014). Esto se debe a la recuperación de energía en forma de biogás rico en metano y de la generación de *digestato* que puede ser utilizado como fertilizante (Wang *et al.*, 2014; Guendouz *et al.*, 2010; Mata-Álvarez *et al.*, 2000). En comparación con otras alternativas como la disposición en rellenos sanitarios o la incineración, en la digestión anaerobia no se produce contaminación secundaria al suelo, agua y aire (Wang *et al.*, 2014; Dong *et al.*, 2010; Guendouz *et al.*, 2010) y los costos del proceso son menores en comparación con el tratamiento aerobio (Mata-Álvarez *et al.*, 2000). Por otro lado también hay desventajas como son la complejidad en el arranque de los reactores si no se cuenta con el inóculo apropiado (Angelidaki *et al.*, 2006), mayor tiempo de estabilización (Fernández *et al.*, 2010) y problemas en el proceso por la presencia de compuestos contaminantes cuando la FORSU no es separada en fuente (CEPA, 2008). El auge de la digestión anaerobia de la FORSU se da a partir de los programas gubernamentales que promueven la separación en fuente (Dong *et al.*, 2010; Angelidaki *et al.*, 2006) debido a que se reducen problemas en el proceso por la disminución de compuestos inertes (CEPA, 2008; Hanse *et al.*, 2007a) y es posible utilizar el *digestato* como fertilizante. La legislación Europea no permite usar el *digestato* como fertilizante cuando se produce con FORSU separada de forma mecánica por la posible presencia de compuestos que contaminen los cultivos (Brown y Murphy, 2013; Hanse *et al.*, 2007a).

2.1. Características de la FORSU

Las características y composición de la FORSU son claves en el potencial de recuperación de nutrientes y en la producción de biogás, y además afecta a la calidad del *digestato* (Al Seadi y Lukehurst, 2012). La caracterización se dificulta debido a su heterogeneidad física y química (Al Seadi y Lukehurst, 2012; Hartmann y Ahring, 2006; Buffiere *et al.*, 2006; Jansen *et al.*, 2004).



Varios trabajos se han centrado en estudiar el efecto en la producción de biogás de acuerdo con las características físicas (tamaño, presencia de compuestos contaminantes, procesos de separación mecánica), químicas (composición elemental) y bromatológicas (macromoléculas que constituyen a la FORSU, la cual se compone principalmente de restos de alimentos) de la FORSU (Melts *et al.*, 2014; Xu *et al.*, 2014; Browne y Murphy, 2013; Bernstad *et al.*, 2013; Bernstad y Jansen, 2012; Banks *et al.*, 2011; Labatut *et al.*, 2011; Izumi *et al.*, 2010; Forster-Carneiro *et al.*, 2008a; Hansen *et al.*, 2007a; Davidsson *et al.*, 2007; Zhang *et al.*, 2007; Gunaseelan, 2004). Otros investigadores se han dedicado a estudiar las variaciones en la composición física, química y bromatológica de la FORSU en función de factores geográficos, estacionales, socioeconómicos y de los sistemas de recolección para conocer las ventajas y desventajas de usar la FORSU como sustrato en digestión anaerobia (Al Seadi *et al.*, 2013; Bernstad y Jansen, 2012; Hansen *et al.*, 2007b; Jansen *et al.*, 2004).

2.1.1. Características físicas

Existen diferentes criterios para categorizar a los RSU y a la FORSU. El proyecto VALORGAS (valorisation of food waste to biogas) ha realizado diversos estudios sobre la gestión y caracterización de la FORSU para producción de biogás en cuatro países de la Unión Europea: Reino Unido, Finlandia, Italia y Portugal. Sus estudios muestran el efecto del concepto de FORSU, el sistema de recolección y la forma de categorizarla (fracciones en las que se divide la FORSU) sobre sus características físicas: para ello compararon cinco formas de categorizar la FORSU en diferentes proyectos (Valorus, Greenfinch, UNIVE, WRAP y VALORGAS) (VALORGAS, 2010). En la Figura 2.1 se presenta una imagen de los diferentes compuestos que constituyen a la FORSU de acuerdo con el criterio de categorización de Greenfinch. Su clasificación consta de 16 fracciones (la fracción semillas y piedras no aparece en la foto): se observa la heterogeneidad de los constituyentes en su concepto de FORSU. Independientemente de una separación por compuestos similares, en cada fracción se observan características físicas diferentes, en especial referentes al tamaño. En esta categorización no figuran los residuos de poda y jardinería que en otros proyectos son considerados y que en México se incluyen en los residuos que constituyen la FORSU.

Entre los resultados del proyecto VALORGAS se hace mención del efecto de la gestión de los residuos (tipo de contenedores usados y frecuencia de recolección) sobre la presencia de contaminantes en la FORSU (VALORGAS, 2010). Varios materiales son considerados como impurezas físicas en los sustratos para digestión anaerobia: bolsas, material de empaque y también se pueden considerar como contaminantes los residuos de jardinería voluminosos. La correcta separación en fuente evita la presencia de estos contaminantes, de otra forma es necesario tener barreras físicas en la planta (pantallas, tamices, trampas para piedra, etc.) (Al Seadi y Lukehurst, 2012) o trenes de separación de contaminantes. El proyecto también evaluó la presencia de compuestos que se categorizan como orgánicos pero que tienen efectos negativos en los digestores, en los equipos intermediarios o en la calidad del *digestato* como son los cascarones de huevo, semillas y huesos.



Figura 2.1. Categorización de FORSU del proyecto Greenfinch. **Fuente:** Modificado de VALORGAS (2010).

Se considera como una impureza física el material no degradable y compuestos degradables que sean de gran tamaño. El tamaño de los residuos tiene influencia directa en el proceso de digestión anaerobia. Debido a la heterogeneidad de los compuestos que constituyen la FORSU es posible encontrar residuos con dimensiones no aptas para el proceso, los cuales deben ser reducidos por maceración, picado u otro tratamiento, (Al Seadi y Lukehurst, 2012). De acuerdo con diversos autores el tamaño de partícula tiene influencia directa en la producción de biogás (Sharma *et al.*, 1988; kim *et al.*, 2000; Palmowski y Müller, 2000; Izumi *et al.*, 2010; Zhang y Banks, 2013) por lo cual, en todos los procesos a escala laboratorio, piloto o industrial, es necesario reducir el tamaño de partícula (en diferentes proporciones).

Otro parámetro físico que tiene influencia directa en el funcionamiento de los digestores, en especial en la eficiencia de la mezcla, es su reología. No se tienen reportes de estudios efectuados a la FORSU cruda, tan solo se ha encontrado en literatura el estudio efectuado por Wu (2012), quien reporta que los RSU en codigestión con estiércol tienen un comportamiento de fluido no-Newtoniano pseudo-plástico desde un contenido de sólidos de 2.5%. Al ser la FORSU una mezcla heterogénea, se requiere disminuir su tamaño de partícula y en varios casos ajustar el contenido de sólidos: ambos procesos afectan a sus características físicas originales y la literatura se enfoca en reportar su comportamiento dentro del reactor.

La densidad de los residuos es una característica física que frecuentemente es empleada para realizar cálculos en el proceso de digestión anaerobia y por su efecto dentro del proceso, pero pocos autores reportan este dato en sus estudios. En la Tabla 2.1 se presentan algunos datos de



densidad reportados en literatura; los valores varían en un amplio rango desde 328 hasta 933 kg/m³. Los residuos que presentan la mayor densidad reportan una menor presencia de compuestos contaminantes. Los residuos utilizados por Forster-Carneiro *et al.* (2008b) son residuos de baja *biodegradabilidad*, lo que sugiere un alto contenido de compuestos contaminantes y su densidad es la menor reportada.

Tabla 2.1. Densidades de la FORSU reportadas por varios autores

Fuente	Densidad (kg/m ³)	Referencia
FORSU recolectada en fuente. Tamaño original	750	Antognoni <i>et al.</i> , 2013
FORSU separada mecánicamente	790-810	Romero Aguilar <i>et al.</i> , 2013
FORSU secada a 105°C	666	Fernández-Rodríguez <i>et al.</i> , 2013
FORSU separada con sistema acuoso tipo <i>pulper</i>	933	Dong <i>et al.</i> , 2010
FORSU separada mecánicamente y triturada	328	Forster-Carneiro <i>et al.</i> , 2008b

2.1.2. Características químicas

Desde el punto de vista químico la FORSU tiene características tan variadas como los componentes que la constituyen. Existen parámetros que se determinan de forma común en todos los trabajos encaminados a utilizar FORSU como sustrato en digestión anaerobia como son humedad, sólidos totales (ST), sólidos volátiles (SV), relación SV/ST y, de forma menos frecuente, nitrógeno Kjeldahl (NK) y fósforo total (PT). Estas características se usan para determinar de forma preliminar el contenido de materia biodegradable y la relación de nutrientes en el sustrato. Diversos trabajos se han centrado en caracterizar químicamente a la FORSU, como forma de evaluar las diferencias en su composición química debidas a la gestión de los RSU, aspectos medioambientales, regionales, estacionales y socioeconómicos (VALORGAS, 2010; Alibardi y Cossu, 2015) y cómo estas características influyen la *metanización*. La composición elemental de los residuos es la clave para evaluar la recuperación de sus nutrientes como el nitrógeno, fósforo y carbono; además permite estimar valores teóricos de producción de biogás (Buffiere *et al.*, 2006; De Broauer *et al.*, 2005; Jansen *et al.*, 2004; Liwarska-Bizukojc y Ladakowicz, 2003). Aunque se han realizado diversos estudios para conocer esta composición, lamentablemente para el caso de México y en específico del Distrito Federal se cuenta con poca información al respecto.

El proyecto VALORGAS (2010) categorizó la FORSU de cuatro países diferentes de la Unión Europea (Reino Unido, Finlandia, Italia y Portugal) con base en costumbres alimenticias y características geográficas y socioeconómicas diferentes. Los resultados indican que la presencia de ciertas fracciones son más notorias de acuerdo con las costumbres alimenticias: en Italia la presencia de pastas es notablemente mayor que en los otros países; en Finlandia sobresalen residuos de bolsas de té y café; y en Reino Unido hay una presencia importante de residuos de pan. Al realizar los análisis químicos estas diferencias se disipan y las características químicas y el contenido energético son similares en los cuatro países. Lo anterior se explica con la consideración de que los requerimientos alimenticios en los humanos son similares, independientemente de las costumbres regionales.



Alibardi y Cossu (2015), realizaron muestreos estacionales de la FORSU generada en Padua, Italia, durante los meses de febrero, mayo, julio, octubre y noviembre, y clasificaron los residuos colectados en seis fracciones: carne-pescado-queso, frutas, vegetales, pasta-pan, no clasificable y material de rechazo. Los autores observaron variaciones importantes en la presencia de cada fracción en la FORSU, pero en todos los muestreos la suma de las fracciones frutas y vegetales representaron más del 50% del material orgánico (sin considerar el material de rechazo que no produce metano).

En la Tablas 2.2, 2.3 y 2.4 se presentan varias caracterizaciones de la FORSU desde el punto de vista químico. En la Tabla 2.2 se presentan datos de pH, humedad, ST, SV, SV/ST, NK y PT de 28 ciudades de 13 países diferentes (base húmeda). De 14 trabajos que reportan el pH de la FORSU todos indican que es ácida, con valores entre 4.1 y 6.2 y un promedio de 5.4 ± 0.99 . El rango de ST va de 15 a 50.2% y la humedad, que complementa el 100% de la muestra, oscila entre 49.8 y 85%. Son nueve los autores que reportan un contenido de sólidos inferior al 25%; en el resto de los trabajos este valor es superior al 25%. El valor reportado por Zhu *et al.* (2010) es el más alto, con 50.2%, lo cual se debe a la forma de separación de la FORSU que emplea aire y posiblemente afecte a la humedad natural de la muestra. El promedio de los valores reportados fue de $27.3 \pm 6.9\%$ y de $72.4 \pm 7.5\%$ para ST y humedad, respectivamente. El contenido de SV varió de forma importante con valores entre 7.4 y 36.1%, lo cual se traduce en un amplio intervalo para la relación SV/ST, que va de 43 a 95%. Este amplio intervalo puede ser explicado por las diferentes concepciones que existen de FORSU, así como a la gestión y tratamiento que reciben los residuos previamente a su caracterización. La relación SV/ST de 43% reportada por Forster-Carneiro *et al.* (2008b) fue la más baja, y, al retirar este valor, el rango de esta relación es de 61.6 a 95%. La mayor variación se observó en los reportes de fósforo y en nitrógeno Kjeldahl. Los datos de PT oscilaron entre 0.4 y 1.9 g/kg con promedio de 1.14 ± 0.55 g/kg y de NK el rango fue de 1.04 a 28 g/kg con un promedio de 7.8 ± 6.4 g/kg.

En la Tabla 2.3 se presentan datos de la composición elemental (base seca) de la FORSU de 14 ciudades en ocho países. Estos datos se encuentran en menor medida en literatura ya que únicamente la materia orgánica de la FORSU (SV) es consumida por los microorganismos para producir biogás; la composición elemental cuantifica tanto los SV como la parte inerte (SF) de la FORSU. De acuerdo con el estudio de VALORGAS (2010), indistintamente de las diferencias en las fracciones que componen la FORSU, la composición elemental no varía significativamente. El contenido de carbono oscila entre 37.6 y 51.3 %ST con un promedio de 46.6 ± 4.7 %ST; los valores más bajos son los reportados por Cabbai *et al.* (2013) y Dong *et al.* (2010) con 37.6 % y Rao y Singh, (2004) con 40%. El resto de los datos son superiores a 46.7%. Los reportes del contenido de hidrógeno, nitrógeno y azufre son más parecidos y sus promedios son 6.7 ± 0.68 %ST, 2.8 ± 0.37 %ST y 0.18 ± 0.04 %ST, respectivamente. De acuerdo con Brown y Murphy (2013) la estequiometría de la FORSU es $C_{16.4}H_{29}O_{9.8}N$, y Fongsatitkul *et al.* (2010) reportan una estequiometría de $C_{25}H_{42.5}O_{20}N$.



Tabla 2.2. Características químicas de la FORSU de acuerdo con varios autores. Valores reportados en base húmeda

País	Localidad	pH	Humedad (%)	ST (%)	SV (%)	SV/ST (%)	NK (g/kg)	PT (g/kg)	Referencia
India	Kerala	6.2	81.3	18.7	16.94	90.6	1.04	-	Sajeena Beevi <i>et al.</i> , 2015
	Indore	-	85	15	13.3	88.5	1.65	-	Rao y Singh, 2004
Italia	Padua	-	69.5	30.5	28.06	92.0	7.7	1.16	Alibardi y Cossu, 2015
	Lacchiarella	4.32	77.7	22.3	19.7	88.3	4.01	-	Pognani <i>et al.</i> , 2015
	Udine	-	70	30	27.5	92	7.2	0.63	Cabbai <i>et al.</i> , 2013
	Perugia	-	81.1	18.9	15.8	84	-	-	Fantozzi y Buratti, 2011
	Milán	4.38	75.8	24.2	22.2	91.6	5.0	0.5	Schievano <i>et al.</i> , 2010
	Verona	-	71.2	28.8	22.8	79	28	2.4	Bolzonella <i>et al.</i> , 2005
	Treviso	6.2	72.5	27.5	23.6	86.6	7.0	1.0	
Finlandia	Forssa	5.3	73.0	27.0	24.9	92.3	6.5	0.7	
Portugal	Lisboa	-	66.2	33.8	27.6	81.7	5.1	1.7	VALORGAS, 2010
	Luton	5.1	76.3	23.7	21.8	91.3	7.4	1.2	
Reino Unido	Eastleigh	5.7	71.4	28.6	26.8	94.2	7.8	0.8	
	Southampton	-	72.3	27.7	24.4	88	8.9	1.9	Banks <i>et al.</i> , 2011
Irlanda	Cork	4.1	70.6	29.4	28	95	10.4	-	Browne y Murphy, 2013
Líbano	Beirut	-	81.4	18.6	17.2	92.6	-	0.7	Ghanimeh <i>et al.</i> , 2012
Republica Checa	Praga	5.95	67.5	32.5	23.1	71.0	4.5	0.7	Hanc <i>et al.</i> , 2011
España	Barcelona	-	71	29	22.3	77	5.3	-	Ponsá <i>et al.</i> , 2011
	Cádiz	7.9	82.8	17.2	7.4	43	26.0	-	Forster-Carneiro <i>et al.</i> , 2008b
China	Cantón	5.3	81.6	18.4	11.3	61.6	4.2	0.4	Dong <i>et al.</i> , 2010
EEUU	Arizona	5.4	49.8	50.2	36.1	71.9	1.9	0.5	Zhu <i>et al.</i> , 2010
	California	-	69.1	30.9	26.4	85.3	9.8	1.6	Zhang <i>et al.</i> , 2007
Alemania	Karlsruhe	5.1	74.5	25.5	22.5	88.2	7.8	-	Nayono <i>et al.</i> , 2009
Dinamarca	Copenhague	-	71.7	28.3	25.0	88	7.4	1.4	Davidsson <i>et al.</i> , 2007
		-	70.5	29.5	27.5	93.3	-	1.2	
	Aalborg	-	70.	29.4	25.2	85.6	-	1.5	Hansen <i>et al.</i> , 2007a
	Kolding	-	68.3	31.7	26.4	83.4	-	1.6	
	Grindsted	-	64.4	35.6	30.7	86.2	6.3	-	Hartmann y Ahring, 2005
	Gistrup	4.6	70	30	24.4	81	6.5	-	Angelidaki <i>et al.</i> , 2006
Promedio		5.4±	72.4±	27.3±	23.1±	84.2±	7.8±	1.14±	
		0.99	7.5	6.9	6.0	11.1	6.4	0.55	-



Tabla 2.3. Composición elemental de la FORSU reportada por varios autores. Valores reportados en base seca

País	Localidad	Composición elemental				Referencia
		C (%)	H (%)	N (%)	S (%)	
Italia	Lacchiarella	49.0	-	-	-	Pognani <i>et al.</i> , 2015
	Udine	37.6	5.6	2.8	-	Cabbai <i>et al.</i> , 2013
	Treviso	47.2	-	2.6	-	
Reino Unido	Luton	51.2	6.6	3.1	0.2	VALORGAS, 2010
	Eastleigh	48.8	6.4	2.9	-	
Finlandia	Forssa	49.4	-	2.5	-	
Irlanda	Cork	49.6	7.3	3.5	-	Browne y Murphy, 2013
China	Cantón	37.7	5.7	3.3	0.1	Dong <i>et al.</i> , 2010
Dinamarca	Copenhague	51.3	7.5	2.4	0.2	Hansen <i>et al.</i> , 2007a
	Aalborg	46.7	6.8	2.4	0.2	
	Kolding	47.5	7.0	2.6	0.2	
	Copenhague	49.0	7.2	2.6	0.2	
EEUU	California	46.8	-	3.2	-	Zhang <i>et al.</i> , 2007
India	Indore	40.0	-	-	-	Rao y Singh, 2004
Promedios		46.6 ±	6.7 ±	2.8 ±	0.18 ±	
		4.7	0.68	0.37	0.04	

En la Tabla 2.4 se presentan valores de DQO de la FORSU. Pocos trabajos realizan esta determinación debido a la heterogeneidad de la FORSU y la complicada reproducibilidad de los resultados; además, en la mayoría de los trabajos de producción de biogás a partir de FORSU, se relaciona la producción de metano con los sólidos volátiles y no con DQO. Los valores reportados varían de forma significativa entre 140 y 575 gO₂/kg y la variación tan grande parece deberse a la relación SV/ST: para la DQO de 575 gO₂/kg la relación SV/ST fue de 0.92 y para la DQO de 140 gO₂/kg la relación SV/ST fue de 0.43.

Tabla 2.4. DQO de la FORSU reportada por varios autores. Valores en base húmeda

Localidad/País	DQO (gO ₂ /kg)	Referencia
Padua/Italia	575	Alibardi y Cossu, 2015
Karlsruhe/Alemania	350	Nayono <i>et al.</i> , 2009
Cadiz/España	140	Forster-Carneiro <i>et al.</i> , 2008b
Grindsted/Dinamarca	431	Hartmann y Ahring, 2005
Verona/Italia	347	Bolzonella <i>et al.</i> , 2005

2.1.3. Características bromatológicas

Tomando en consideración que los residuos orgánicos provienen principalmente de restos de alimentos, es posible realizar su análisis desde una perspectiva bromatológica como carbohidratos, proteínas y grasas y aceites. El potencial de producción de biogás depende en gran medida de las características del sustrato, su biodegradabilidad y el tipo y cantidad de macromoléculas presentes; en particular de las fracciones de celulosa, hemicelulosa y lignina (Hartmann y Ahring, 2006; Buffiere *et al.*, 2006). Pocos reportes se tienen en cuanto a una caracterización bromatológica de la FORSU debido a la complejidad en el manejo de la



muestra. Los azúcares y los almidones son fácilmente degradables y sus determinaciones presentan variaciones significativas; lo que hace difícil el análisis de estos compuestos ya que sus resultados dependen del tiempo que pasa entre la generación de los residuos, el muestreo y su análisis (Hansen *et al.*, 2007b).

Buffiere *et al.* (2006) caracterizaron diferentes residuos orgánicos de ensalada, zanahoria, pasto, papa, plátano y naranja determinando sus características bromatológicas como la celulosa, hemicelulosa, lignina, grasa y proteínas. Observaron que a mayor contenido de compuestos lignocelulósicos la biodegradabilidad anaerobia era menor. Alibardi y Cossu (2015) determinaron un menor rendimiento de metano en residuos con alto contenido de carbohidratos y los mayores rendimientos los observaron con los residuos con alto contenido de grasas y aceites. Xu *et al.* (2014) reportan en su investigación que la lignina es el factor más significativo dentro de las características del sustrato, que afecta de forma negativa el rendimiento de metano, y que el contenido de celulosa y los compuestos extraíbles (compuestos que se solubilizan mediante extracciones con agua y alcohol) tienen un efecto positivo.

Carbohidratos. Los principales carbohidratos presentes en la FORSU son: fibras crudas, solubles e insolubles (celulosas, hemicelulosas y pectinas) y almidones (Sanders, 2001). La biomasa lignocelulósica es reconocida como una fuente potencial de azúcares en la fermentación a biocombustibles u otros biomateriales (Himmel *et al.*, 2007).

- Celulosa.- Compuesto presente en la estructura de los vegetales, es el polisacárido más abundante en los residuos orgánicos complejos, formado por unidades de glucosa que se mantienen unidas mediante enlaces β -1,4 glucosídicos (Jördening y Winter, 2005; Sanders, 2001). La configuración β permite a la celulosa formar cadenas largas y lineales que se encuentran unidas con otras cadenas mediante enlaces hidrógeno intramolecular formando una estructura cristalina y organizada, difícilmente hidrolizable (Himmel *et al.*, 2007; Sierra *et al.*, 2007; Jördening y Winter, 2005).
- Hemicelulosa.- Heteropolisacárido constituido por diversos monosacáridos (pentosas y hexosas), en el que predomina la xilosa (Sierra *et al.*, 2007). Es el segundo carbohidrato más abundante. Es más fácil de hidrolizar que la celulosa por su estructura ramificada que se compone de diversos monosacáridos susceptibles a separarse (Gómez, 2008). Se encuentra químicamente unida a la lignina y sirve como interfase entre la lignina y la celulosa (Sierra *et al.*, 2007).
- Almidón.- Consiste en dos tipos de polisacáridos, la amilosa lineal y la amilopectina ramificada. En la amilosa las moléculas de glucosa están unidas mediante enlaces α -1,4 y en la amilopectina mediante enlaces α -1,4 y α -1,6. La amilosa es soluble en agua, mientras que la amilopectina no (Sanders, 2001).

Proteínas. Compuestos constituidos por una cadena polipeptídica sin ramificar formada por L- α -aminoácidos unidos por enlaces amida entre el α -carboxilo de un extremo y el α -amino del siguiente (Fersht, 1980). Las proteínas son los únicos compuestos que integran la biomasa



que contienen nitrógeno y azufre; este último puede generar la producción de ácido sulfhídrico durante la digestión anaerobia aumentando su composición en el biogás, lo cual no es deseable (Straka *et al.*, 2007). Son fácilmente degradables y producen un alto rendimiento de biogás. Por otra parte, la descomposición rápida de las proteínas incrementa la concentración de amoníaco libre, el cual es tóxico para las arqueas metanogénicas (Straka *et al.*, 2007).

Grasas y aceites. Pueden ser de origen animal o vegetal; si su estado físico a temperatura ambiente es líquido, se le denomina aceite y, si es sólido, grasa (Lehninger *et al.*, 2005). Son principalmente triglicéridos constituidos de glicerol y la combinación de tres ácidos grasos. Por su naturaleza hidrófoba son insolubles en agua y se adhieren fácilmente a las partículas de los residuos (Sanders, 2001). Se producen en cantidades considerables en la industria alimenticia (mataderos, industria de procesamiento de aceite comestible, industria de productos lácteos y molinos de aceite de oliva, etc.) (Cirne *et al.*, 2007). Durante la digestión anaerobia las grasas y aceites son fácilmente hidrolizados a ácidos grasos de cadena larga (AGCL) y posteriormente oxidados a acetato e hidrógeno (Alves *et al.*, 2001). De forma general se degradan rápidamente (Steffen *et al.*, 1998) y son sustratos atractivos debido a su alto rendimiento en la producción de metano, superior al de proteínas y carbohidratos. Causan problemas operativos en los digestores debido a que provocan obstrucción y problemas de transferencia de masa ya que se adsorben a la superficie de los microorganismos (Cirne *et al.*, 2007).

Lignina.- Componente que se encuentra en las fibras crudas y no es un carbohidrato. Es un polímero de varias moléculas de fenol que está íntimamente ligado a los polisacáridos de la fibra cruda en los alimentos; aumenta la resistencia a la digestión al formar complejos ligno-celulósicos con las celulosas y hemicelulosas (AACC, 2001). La lignina determina, en forma negativa, el grado de biodegradabilidad anaerobia del sustrato (Sierra *et al.*, 2007; Gómez, 2008).

En la Tabla 2.5 se presentan los reportes de la caracterización bromatológica de la FORSU de 13 ciudades en 6 países diferentes. De forma general, en la caracterización bromatológica se determina el contenido de grasas y aceites, proteínas, fibras crudas (lignina más celulosa más hemicelulosa) y carbohidratos (celulosa, hemicelulosa, almidones y azúcares libres); la celulosa y hemicelulosa están tanto en el grupo de fibras crudas como de carbohidratos. Estas macromoléculas constituyen el 100% de los SV, por lo tanto los datos presentados en la Tabla 2.5 están en porcentaje con respecto a los SV. La variación en los datos de estos componentes es más notoria que la presentada en las Tablas 2.2 y 2.3. El contenido de grasas y aceites varía entre 6.09 y 20.7 %SV, con un promedio de 15.6 ± 4.2 %SV; para proteínas el rango fue de 7.7 a 23.1%SV con un promedio de 17.2 ± 4.0 %SV; en fibras crudas los valores fluctuaron entre 17.3 y 37.8 %SV con promedio de 24.0 ± 8.1 %SV. La mayoría de los trabajos reportan estos tres constituyentes y en menor medida los componentes de los carbohidratos y la lignina. Los valores promedio fueron: lignina= 10.2 ± 5.8 %SV, celulosa= 11.4 ± 5.1 %SV, hemicelulosa= 8.4 ± 4.2 %SV, almidones= 16.5 ± 1.6 %SV azúcares libres= 11.4 ± 6.2 %SV y carbohidratos totales= 55.1 ± 13.4 %SV. Los valores con menores variaciones se observaron en el contenido de



almidones con datos que oscilaron entre 14.8 y 18.8 %SV. Las variaciones tan amplias que se observaron en estos datos se atribuyen a las diferencias socioeconómicas, regionales y culturales, y a la concepción y gestión que se le da a la FORSU en los países que reportan los datos de la Tabla 2.5. En varios casos no se incluyen residuos de poda lo cual reduce el contenido de fibras crudas y lignina.

2.2. Acondicionamiento previo a la digestión anaerobia

La digestión anaerobia de la FORSU para recuperar energía es una opción común en varios países. Existen actualmente diferentes sistemas para la separación, recolección y pretratamiento de la FORSU antes de su *metanización*. Debido a las impurezas que contiene, se requiere efectuar tratamientos a la FORSU a diferentes niveles para acondicionarla previamente a su digestión (Hanse *et al.*, 2007a).

2.2.1. Ajuste del tamaño de partícula

Diversos trabajos se han realizado para determinar la influencia del tamaño de partícula en el proceso de digestión anaerobia. En la mayoría de los casos los estudios se han hecho a escala laboratorio (Zhang y Banks, 2013; Izumi *et al.*, 2010; Palmowski y Müller, 2000; Kim *et al.*, 2000; Sharma *et al.*, 1988). De acuerdo con los resultados, a menor tamaño de partícula se incrementa el área superficial de sustrato disponible para los microorganismos, mejorando de esta forma la producción de biogás. A nivel industrial se realiza una reducción de tamaño que no es tan fina como lo conseguido a escala laboratorio, principalmente por costos. La reducción de tamaño se realiza de forma mecánica o biológica (CEPA, 2008).

Tomando en consideración que la reducción de tamaño de la FORSU es más sencilla en comparación con la fracción no degradable, esta operación suele realizarse previamente a la separación de materiales contaminantes, lo cual facilita la operación de los sistemas de separación por tamaño (CEPA, 2008). A escala comercial se han realizado esfuerzos para disminuir lo más posible el tamaño de los residuos sin incrementar los costos de forma excesiva. En la Tabla 2.6 se presentan los tamaños de partícula de diferentes procesos comerciales. Pocas veces se encuentran los datos en literatura. El menor tamaño corresponde a una planta del proceso Valorga. Actualmente la regulación europea solicita una reducción de tamaño a menos de 12 mm (Bernstad *et al.*, 2013).

2.2.2. Separación de materiales no orgánicos

Cuando las tecnologías de tratamiento anaerobio para aguas residuales y lodos comenzaron a adaptarse para la digestión de RSU, los problemas de operación por la presencia de compuestos no degradables provocaban la formación de capas de inertes. En la mayoría de los casos la digestión no se completaba cuando se presentaban cortocircuitos u obstrucción de bombas o tuberías (CEPA, 2008). Este problema fue una de las limitantes iniciales para la aceptación del proceso para degradar RSU hasta la implementación de la separación en fuente por normativa de la Comunidad Europea.



Tabla 2.5. Características bromatológicas de la FORSU de acuerdo con varios autores

País	Localidad	Grasas y aceites (%SV)	Proteínas (%SV)	Fibras crudas (%SV)	Lignina (%SV)	Carbohidratos (%SV)				Totales	Referencia
						Cel.	Hemi.	Alm.	Azúcares libres		
Italia	Padua	20.7	17.4	22.9	5.4	12.0	5.5	17.4	22	62	Alibardi y Cossu, 2015
	Udine	6.09	14.61	-	-	-	-	-	-	35.04	Cabbai <i>et al.</i> , 2013
	Milán			22.6	7.1	11.2	4.3	-	-		Schievano <i>et al.</i> , 2010
Irlanda	Cork	19.9	18.9	-	-	-	-	-	-	61.9	Browne y Murphy, 2013
Reino Unido	Luton	14.8	21.3	-	-	-	-	-	-	-	VALORGAS, 2010
	Eastleigh	15.2	18.3	-	-	-	-	-	-	-	
China	Cantón	15.6	23.1	13.6	-	-	-	-	-	61.4	Dong <i>et al.</i> , 2010
Dinamarca	Copenhague	14.4	16.3	23.1	-	-	-	14.8	9.1	-	Davidsson <i>et al.</i> , 2007
		16.0	15.3	22.8	-	-	-	16.2	10.2	-	Hansen <i>et al.</i> , 2007a
	Aalborg	16.5	17.5	17.3	-	-	-	18.8	10.0	-	
	Kolding	18.0	19.2	19.2	-	-	-	15.4	5.9	-	
	Grindsted			36.6	18.5	5.0	13.1	-	-	-	Hartmann y Ahring, 2005
India	Indore	9.6	7.7	37.8	9.6	17.5	10.7	-	-	-	Rao y Singh, 2004
Promedio		15.2 ± 4.2	17.2 ± 4.0	24.0 ± 8.1	10.2 ± 5.8	11.4 ± 5.1	8.4 ± 4.2	16.5 ± 1.6	11.4 ± 6.2	55.1 ± 13.4	

Cel.=celulosa; Hemi. =hemicelulosa; Alm.= almidones

Tabla 2.6. Tamaños de partícula de la FORSU para digestión anaerobia a escala industrial

Ubicación de la planta	Tecnología	Tamaño de partícula	Referencia
Bassano, Italia	Valorga	10 mm	CEPA, 2008
Holsworthy, Reino Unido	Andigestion	12 mm	Andigestion, 2015
Manchester, Reino Unido	BTA	< 60-80 mm	BTA, 2015
Todas las plantas	Dranco	< 40 mm	OWS, 2015



Las impurezas presentes en la FORSU que no ha sido separada y colectada de forma correcta representan un riesgo en el proceso de digestión anaerobia: provocan fallas mecánicas en los equipos, como atascos en las bombas, y la producción de un *digestato* que no es adecuado para utilizarse como fertilizante (Brown y Murphy, 2013; Zhu *et al.*, 2010; CEPA, 2008; Hanse *et al.*, 2007a). De forma inevitable, aunque los residuos sean separados en fuente, suelen contener restos de bolsas de plásticos o papel y metales (Bernstad *et al.*, 2013; CEPA, 2008); estas impurezas deben ser removidas desde la fuente generadora o mediante métodos mecánicos, magnéticos y manuales en la planta de *biometanización* (Al Seadi, 2008).

Existen varias plantas de tratamiento mecánico-biológico (MBT por sus siglas en inglés) que tienen integradas diferentes operaciones de separación y un tratamiento biológico posterior para la fracción orgánica, el cual suele ser compostaje. Actualmente se busca acoplar a estas plantas un procesos anaerobio previo al compostaje, lo cual permitiría una mejor estabilización de los residuos y una mayor reducción de la masa final, así como mayor eficiencia energética (Di María *et al.*, 2012). La FORSU separada en forma mecánica de los residuos municipales mezclados ha sido un sustrato aceptado para digestión anaerobia, pero contiene altas concentraciones de compuestos potencialmente tóxicos y un bajo contenido de nutrientes en comparación con la FORSU separada en fuente: el *digestato* de procesos con FORSU separada mecánicamente no puede ser empleado como fertilizante de acuerdo con el Departamento de Regulaciones en Agricultura de la Unión Europea (Brown y Murphy, 2013). La separación de los residuos mediante equipos mecánicos se basa en procesos de separación por magnetismo, densidad y tamaño (CEPA, 2008).

En la Figura 2.2 se presenta el diagrama de una planta de tratamiento biológico ubicada en Italia. La configuración es similar a la reportada en otros casos de estudio (Bernstad *et al.*, 2013; Infoenviro, 2007). Con esta configuración se busca remover compuestos no biodegradables de la FORSU separada en fuente. Los residuos son sometidos a un proceso para romper bolsas de plástico y disminuir el tamaño de partícula, posteriormente se hacen pasar por un “trómel”, equipo que separa los residuos en dos fracciones. La fracción de menor tamaño, la cual contiene la parte orgánica, se hace pasar a través de una banda a los sistemas de separación de compuestos ferrosos y no ferrosos (aluminio). Posteriormente, los residuos son enviados para su acondicionamiento, dependiendo del tipo de digestión al que son sometidos (húmeda o seca), y alimentados al reactor. Otras configuraciones reportadas para la separación de compuestos no orgánicos son: molino-*pulper*-prensa, triturador-prensa, prensa-criba, rompedora de bolsas-trómel-pulper-dispersión-criba. Cada configuración se adapta de acuerdo con el sistema de gestión de los residuos locales (Bernstad *et al.*, 2013).

Bernstad *et al.* (2013) evaluaron las características de 17 plantas de digestión anaerobia en Suecia, enfocándose en la etapa de separación de compuestos contaminantes. Debido a la legislación europea los residuos orgánicos son separados en fuente y los compuestos contaminantes son principalmente bolsas de plástico y papel y algunos otros residuos que se disponen en la fracción orgánica por desconocimiento o error de los generadores. La evaluación se realizó mediante una encuesta a los operarios y los principales resultados indican



que, debido a la incorrecta separación por parte de los generadores, se presentan problemas de mantenimiento en las plantas y, además, la fracción orgánica separada no presenta la calidad adecuada para su empleo en digestión anaerobia. Las cantidades rechazadas después del proceso de separación están entre 2 y 45% en peso (base húmeda). Las configuraciones del tren de separación con los menores porcentajes de rechazo fueron triturador-*pulper* (2-5%) y separador óptico-*pulper*-criba (5%). Las configuraciones en las que se obtienen los mayores porcentajes de rechazo fueron: separación óptica-mezclado-prensa (30-35%) y trituración-separación magnética de materiales ferrosos y no ferrosos-criba-prensa (45%).

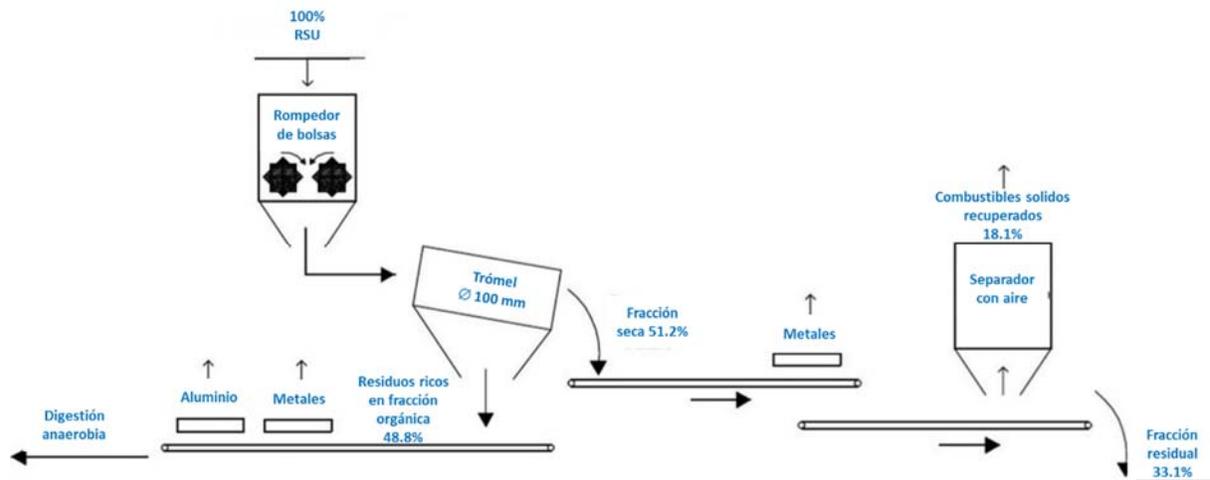


Figura 2.2. Configuración de una planta de tratamiento mecánico-biológico en Italia. **Fuente:** Adaptado de Di Maria *et al.*, 2012

La mayor parte de la fracción de rechazo es incinerada o dispuesta en rellenos sanitarios y, en menor proporción, sometida a compostaje. De una selección de cuatro plantas con distintas configuraciones en su proceso de separación, Bernstad *et al.* (2013) tomaron muestras de los residuos recibidos y de las fracciones obtenidas después de la separación (orgánica y de rechazo). Cada muestra fue caracterizada y sometida a pruebas de potencial bioquímico de metano. Determinaron que entre el 9 y 28% del potencial de producción de metano de los residuos que reciben en la planta (antes de la separación) se pierde con la fracción de rechazo, así como entre el 13 y 32% del nitrógeno total. Los autores concluyen que se requiere incrementar la eficiencia en los procesos de separación de compuestos no orgánicos. De forma similar Hansen *et al.* (2007a) determinaron que la selección del tren de separación tiene influencia en la cantidad y calidad de la FORSU separada, y que afecta el contenido de humedad, la composición química y el tamaño de partícula. También observaron que en la fracción de rechazo se pierde una alta cantidad de fracción orgánica, ya que entre 81 y 98% de la composición en base húmeda de la fracción de rechazo corresponde a materia orgánica.



3. DIGESTIÓN ANAEROBIA

La digestión anaerobia consiste en una serie de reacciones bioquímicas complejas catalizadas por diferentes consorcios de microorganismos y reacciones fisicoquímicas de asociación y disociación de iones y transferencia gas-líquido (Batstone *et al.*, 2002; Burke, 2001). Como producto de valor de este proceso se obtiene biogás, que es una mezcla de metano, dióxido de carbono y trazas de otros gases (Fernández *et al.*, 2010; Burke, 2001; Angelidaki *et al.*, 1993). La composición de biogás varía dependiendo del sustrato y los microorganismos, pero una composición típica es de 70% de metano, 25-30% de dióxido de carbono y 0.5% de sulfuro de hidrógeno y trazas de otros gases (Ulber y Sell, 2007; Svensson *et al.*, 2005). El biogás producido mediante la digestión de los residuos orgánicos es utilizado directamente como combustible o, mejorado en calidad removiendo CO₂, utilizado como combustible para automóviles o para la producción de electricidad (Burke, 2001). En los últimos años el proceso de digestión anaerobia se ha presentado como una de las principales opciones para el manejo sustentable de la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos (FORSU) gracias a su alta recuperación de energía y su limitado impacto al ambiente (Mata-Álvarez *et al.*, 2000).

3.1. Bioquímica de la digestión anaerobia

El proceso de digestión anaerobia se divide en cuatro etapas: hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis (CEPA, 2008; Deublein y Steinhäuser, 2008; Mata-Álvarez, 2003).



El primer esquema de la ruta bioquímica del proceso fue propuesto por Gujer y Zehnder en 1983 para la digestión de lodos y es la misma ruta que siguen los sustratos complejos como la FORSU. En la Figura 3.1 se presenta un diagrama simplificado del proceso de digestión anaerobia. Cada etapa se presenta con su respectivo número: 1) hidrólisis, 2) acidogénesis, 3) acetogénesis, 4.1) metanogénesis acetoclástica y 4.2) metanogénesis hidrogenotrófica. Los números en los círculos amarillos corresponden al grupo de microorganismos que participan en cada etapa.

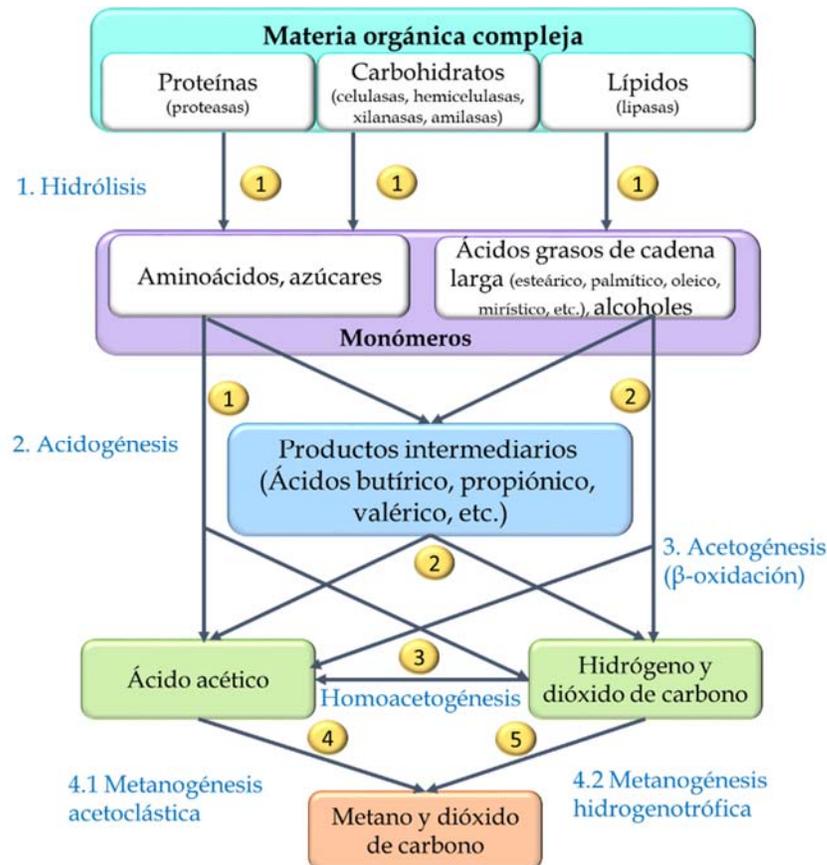


Figura 3.1. Etapas de la digestión anaerobia. **Fuente:** Adaptaciones de Nayono (2009); Khanal (2008); Pavlosthatis y Giraldo-Gomez (1991), Gujer y Zehnder (1983). 1) Bacterias fermentativas, 2) bacterias acetogénicas productoras de hidrógeno, 3) bacterias acetogénicas consumidoras de hidrógeno, 4) arqueas acetoclásticas, 5) arqueas hidrogenotróficas.

3.1.1. Hidrólisis

Es la primer etapa del proceso de digestión anaerobia, en este paso los compuestos suspendidos, el materia coloidal y compuestos solubles de alto peso molecular son hidrolizados a sus monómeros o dímeros, como los aminoácidos, azúcares simples y ácidos grasos de cadena larga (AGCL) (Shah *et. al.*, 2014; Zupancic y Grilic, 2012; Mata-Álvarez, 2003). Los productos de la hidrólisis, que ya atraviesan la pared celular de los microorganismos, son empleados en las siguientes etapas del proceso. Los microorganismos secretan enzimas hidrolíticas en los alrededores de la partícula y posteriormente se benefician con el sustrato que



logra disolverse (Shah *et. al.*, 2014; Jördening y Winter, 2005; Sanders, 2001). Las enzimas que intervienen dependen del sustrato a degradar; en la Figura 3.1, debajo de cada macromolécula que integra el material orgánico complejo, se mencionan las enzimas que participan en la degradación de cada macromolécula para producir los monómeros correspondientes (Khanal, 2008).

Ghosh (1981) observó que la velocidad específica máxima de crecimiento de las bacterias acidogénicas ($\mu_{\text{máx}}$) es mayor en orden de magnitud y la constante de saturación (K_s) tres veces menor durante la acidogénesis usando como sustrato glucosa en comparación con lodos de aguas residuales, lo cual fue atribuido a la etapa de hidrólisis. Posteriormente, Eastman y Ferguson (1981) confirmaron que la hidrólisis es la etapa limitante en la acidogénesis de los lodos primarios debido a la complejidad del sustrato. Concluyeron que la cinética del proceso global debe ser determinada en primer lugar por la velocidad de hidrólisis y no por la cinética de crecimiento de los microorganismos. Cuando la digestión anaerobia se efectúa con sustratos con altas concentraciones de ST, como residuos de frutas, vegetales y de jardín con valores entre 35-40%ST y altos contenidos de compuestos celulósicos, los mecanismos de difusión pueden ser la etapa limitante (Zupancic y Grilic, 2012; Khanal, 2008; Sanders, 2001). La tasa de hidrólisis depende de: a) la naturaleza, tamaño y concentración del sustrato; b) los microorganismos presentes, la producción y difusión de las enzimas y su adsorción al sustrato, y c) de la temperatura y el pH (Shah *et. al.*, 2014; Evans y Furlong, 2003).

3.1.1.1. Hidrólisis de proteínas

La hidrólisis de las proteínas se lleva a cabo con las enzimas hidrolíticas proteasas, también conocidas como peptidasas. La producción de proteasas por bacterias puede verse inhibida por compuestos como aminoácidos, altos niveles de fosfato inorgánico y glucosa, lo que implica que para lograr una alta actividad de proteasas no debe existir acumulación de aminoácidos.

3.1.1.2. Hidrólisis de carbohidratos

La hidrólisis de las celulosas es efectuada por una mezcla de enzimas celulolíticas como las exo-glucanasas, endo-glucanasas y celobiasas o glucosidasas: estas enzimas son denominadas genéricamente celulasas (Palmqvist y Hahn-Hägerdal, 2000; Sanders, 2001). La producción de celulasas esta regulada por la concentración de glucosa: es inhibida a altas concentraciones y estimulada a bajas concentraciones. No se tienen reportes de que los niveles de aminoácidos afecten la producción de celulasas (Sanders, 2001). La hidrólisis de almidones es efectuada por una mezcla de amilasas (las más importantes son α -amilasas y β -amilasas) que hidrolizan los enlaces α -1,4 y α -1,6 de la amilosa y la amilopectina (Sanders, 2001). Las α -amilasas son endoenzimas (atacan únicamente los enlaces internos α -1,4 glucosídicos) que convierten el almidón en glucosa, maltosa, maltotriosina y α -dextrinas. La β -amilasas actúan sobre los extremos no reductores de la amilosa, amilopectina o glicógeno e hidrolizan enlaces glucosídicos alternantes produciendo formas β -anoméricas de maltosa; también se producen glucosa y maltotriosa (Vargas, 2002).



3.1.1.3. Hidrólisis de grasas

Estos compuestos se hidrolizan en una molécula de glicerol y tres ácidos grasos de cadena larga (AGCL). La reacción enzimática es efectuada por la enzima lipasa. Las lipasas son más activas sobre sustratos insolubles que solubles. Las lipasas presentan una pobre selectividad y se llegan a adherir al inóculo, lo que dificulta el contacto con los lípidos (Sanders, 2001). La hidrólisis de la mayoría de los lípidos no conduce a la formación de monómeros solubles. Los AGCL ionizados se adsorben parcialmente a la biomasa presente y a las paredes del reactor, formando micelas de aproximadamente 200 Å que difícilmente son distinguidas de la fracción disuelta (Sanders, 2001).

3.1.2. Acidogénesis

Durante esta etapa, los productos de la hidrólisis son convertidos a ácido acético y otros ácidos grasos volátiles (AGV), ácidos grasos de cadena larga (AGCL), alcoholes, aldehídos, hidrógeno y dióxido de carbono (Shah *et al.*, 2014; Khanal, 2008; Evans y Furlong, 2003; Mata-Álvarez, 2003; Sanders, 2001). En esta etapa se producen principalmente ácidos grasos de más de dos átomos de carbono como los ácido propiónico o butírico (Khanal, 2008). Las proporciones de los diferentes subproductos dependen de las especies de microorganismos y de las condiciones ambientales dentro del reactor (Evans y Furlong, 2003).

3.1.3. Acetogénesis

Los sustratos para las arqueas son el ácido acético, metanol y el CO₂ con H₂, por lo que es necesaria una transformación de los AGCL y AGV diferentes al ácido acético que se producen durante la acidogénesis. En esta etapa los AGCL son convertidos a ácido acético, hidrógeno y dióxido de carbono. El mecanismo de oxidación anaerobia de los AGCL es la β-oxidación (Sanders, 2001). Las bacterias que catalizan esta reacción son productoras obligadas de hidrógeno y su metabolismo se ve inhibido a presiones de H₂ mayores a 10⁻³ atm, debido a condiciones termodinámicas desfavorables por encima de esta presión. Se logra disminuir la presión de H₂ por su consumo durante la metanogénesis hidrogenotrófica y la homoacetogénesis (Khanal, 2008). Debe prevalecer una asociación sintrófica con las bacterias consumidoras de hidrógeno para que se pueda llevar a cabo la degradación anaerobia de los AGCL (Khanal, 2008; Mata-Álvarez, 2003). Una presión parcial de hidrógeno extremadamente baja favorece energéticamente la degradación de los AGCL y de los AGV; la degradación de ácido propiónico es especialmente inhibida a altas presiones de H₂ (Khanal, 2008).

3.1.4. Metanogénesis

En esta etapa se produce el metano mediante dos grupos diferentes de microorganismos clasificados como arqueas (Shah *et al.*, 2014). De acuerdo con Khanal (2008), la metanogénesis se clasifica en fermentación anaerobia cuando el metano es producido a partir de acetato (metanogénesis acetoclástica) y en respiración anaerobia cuando se produce a partir de la reducción del dióxido de carbono (metanogénesis hidrogenotrófica). En la metanogénesis acetoclástica el acetato es la fuente de carbono, el aceptor y donador de electrones (Khanal,



2008). El 70% del metano es producido mediante esta ruta metabólica (Khanal, 2008; Jördening y Winter, 2005). En la metanogénesis hidrogenotrófica la fuente de carbono proviene del dióxido de carbono, el cual también es el aceptor de electrones mientras que el hidrógeno actúa como donador (Khanal, 2008). El 30% del metano restante se produce por esta ruta bioquímica (Khanal 2008; Jördening y Winter, 2005).

3.2. Microbiología

En el proceso de digestión anaerobia intervienen un gran número de microorganismos que utilizan en forma secuencial los productos metabólicos generados en las etapas anteriores mediante acción sinérgica para transformar la materia orgánica en biogás (Khanal, 2008; Molina, 2007; Burke, 2001). Son cinco los grupos de microorganismos que se han identificado en el proceso, ver Figura 3.1: bacterias fermentativas o acidogénicas, bacterias acetogénicas productoras obligadas de hidrógeno, bacterias acetogénicas consumidoras de hidrógeno o homoacetogénicas, arqueas acetoclásticas y arqueas hidrogenotróficas (Nayono, 2009; Khanal, 2008).

Para un mejor estudio y comprensión de la digestión anaerobia, diversos autores dividen al proceso en cuatro etapas: hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis (Molina, 2007; Álvarez *et al.*, 2004; Sanders, 2001). De acuerdo con los requerimientos ambientales de los microorganismos que participan en cada etapa se identifican dos etapas principales: la acidogénesis y la metanogénesis (Shah *et al.*, 2014). La acidogénesis se lleva a cabo por acción de bacterias acidogénicas y acetogénicas (productoras obligadas de hidrógeno), mientras que la metanogénesis la realizan las arqueas. Los requerimientos de ambos grupos de microorganismos son diferentes en cuanto a pH, relación de nutrientes (C:N:P:S), potencial óxido-reducción y elementos traza: estas diferencias permiten aprovechar tecnológicamente los dos procesos por separado con un sistema de digestión anaerobia en dos etapas (Bouallagui *et al.*, 2004)

En los procesos de digestión anaerobia en una sola etapa se le da prioridad a las condiciones requeridas por las arqueas debido a que su crecimiento es más lento y son más sensibles a las condiciones operacionales (Zupancic y Grilic, 2012). Los tipos y diversidad de microorganismos en el sistema de digestión anaerobia dependen de las condiciones ambientales y operacionales (temperatura, pH, TRH, y carga orgánica) y del sustrato (Carballa *et al.*, 2015).

Para lograr un funcionamiento confiable y una operación estable es necesario conocer la información básica de los aspectos microbiológicos en el proceso de digestión. Si el metabolismo de un grupo de microorganismos falla, el proceso global se para (Khanal, 2008; Bouallagui *et al.*, 2004). Bouallagui *et al.* (2004) identificaron siete especies predominantes en la etapa de hidrólisis y acidogénesis y 10 en la etapa de metanogénesis en un proceso de digestión anaerobia en dos etapas para el tratamiento de residuos de frutas y vegetales. En el reactor de acidogénesis observaron un menor cambio en la comunidad bacteriana, mientras que en las arqueas se presenta un rápido cambio al variar la carga orgánica y el tiempo de residencia



hidráulico. En el reactor acidogénico los SST incrementan más rápido que en el reactor metanogénico debido al menor tiempo de multiplicación de las bacterias acidogénicas en comparación con las arqueas metanogénicas.

La conversión de los polímeros complejos a metano y dióxido de carbono solo es posible por la relación sintrófica entre los diferentes microorganismos que participan en el proceso (Carballa *et al.*, 2015; Shah *et. al.*, 2014). Las principales características de los grupos de microorganismos presentados en la Figura 3.1 son:

Grupo 1-bacterias acidogénicas.- Grupo de bacterias que incluye bacterias anaerobias obligadas y bacterias facultativas (Jördening y Winter, 2005). Son las encargadas de realizar la primeras dos etapas del proceso de digestión anaerobia (hidrólisis y acidogénesis). Las familias Streptococcaceae y Enterobacteriaceae (Shah *et. al.*, 2014; Khanal, 2008) y los géneros: *Pseudomonas*, *Bacillus*, *Micrococcus*, *Flavobacterium*, *Bacteroides*, *Clostridium*, *Butyrivibrio*, *Eubacterium*, *Bifidobacterium* y *Lactobacillus* son los más comunes (Shah *et. al.*, 2014; Khanal, 2008).

Grupo 2-bacterias acetogénicas productoras de hidrógeno.- Este grupo metaboliza los ácidos grasos de tres o más átomos de carbono, etanol y algunos compuestos aromáticos a acetato, H₂ y CO₂ (Khanal, 2008). Este proceso no se observa en cultivos puros debido a que no es termodinámicamente favorable con energías libres de Gibbs positivas. Estas reacciones son posibles por la acción sinérgica con los microorganismos que consumen hidrógeno (Grupo 3 y 5) y que se encuentran en los inóculos utilizados para digestión anaerobia (Khanal, 2008). Algunos organismos de este grupo son: *Syntrophobacter wolinii* y *Syntrophomonas wolfei* (Shah *et. al.*, 2014; Jördening y Winter, 2005).

Grupo 3-bacterias homoacetogénicas.- Este grupo ha cobrado especial interés debido a que produce acetato, principal sustrato para las metanogénicas acetoclásticas. Pueden ser heterótrofas o autótrofas. Las primeras utilizan compuestos orgánicos como metanol o formaldehído para la producción de acetato y las segundas utilizan CO₂ y, en algunos casos, CO (Khanal, 2008). Debido a que requieren de H₂ para su metabolismo, son competidoras de las metanogénicas hidrogenotróficas (Khanal, 2008; Mata-Álvarez, 2003). Se cuenta con poca investigación sobre este proceso competitivo. Se han aislado *Clostridium aceticum*, *Clostridium thermoaceticum* y *Acetobacterium woodii* (Khanal, 2008; Jördening y Winter, 2005).

Grupo 4 y 5- arqueas acetoclásticas e hidrogenotróficas.- De acuerdo con su clasificación taxonómica son clasificadas como arqueas (Shah *et. al.*, 2014). Son microorganismos anaerobios estrictos sensibles a cambios medioambientales como pH, temperatura, potencial óxido-reducción, disponibilidad y concentración de nutrientes, AGV, amoníaco, hidrógeno y elementos traza (Shah *et. al.*, 2014; Khanal, 2008). Las condiciones ideales de crecimiento son en los rangos de temperatura mesofílica (28-45 °C) y termofílica (55-72°C) y pH entre 6.8 y 7.5 (Shah *et al.*, 2014). Estos microorganismos se diferencian de las bacterias por las características de sus células: las arqueas no tienen en su estructura peptidoglucanos (mureinas), presentan ácidos ribonucleicos (ARN) distintivos (Shah *et. al.*, 2014; Khanal, 2008) y los lípidos de su



membrana tienen una estructura única que les permite la supervivencia en condiciones extremas (Villanueva *et al.*, 2014). Se clasifican generalmente en dos grupos: hidrogenotróficos (Grupo 5) y acetotróficos (Grupo 4). Las metanogénicas hidrogenotróficas consumen H_2 y CO_2 , son sensibles a la presión parcial de hidrógeno y su actividad es esencial para la estabilidad y eficiencia del proceso global: los principales géneros son *Methanosarcina* y *Methanobacteriales*. Las acetotróficas consumen principalmente acetato y de acuerdo con McMahon *et al.* (2004) la especie dominante es *Methanosaeta concilii*. La contribución en la generación de biogás de cada grupo depende de las características del inóculo, sustrato y las condiciones de operación (Shah *et al.*, 2014). Desde el punto de vista global, los microorganismos metanogénicos son los que determinan la estabilidad del sistema (Zupancic y Grilic, 2012).

3.3. Condiciones de operación de sistemas para digestión anaerobia

En el proceso de digestión anaerobia se requieren condiciones ambientales y operacionales adecuadas para su correcto funcionamiento, ya que el metabolismo de los microorganismos depende de varios parámetros que en la práctica deben ser controlados (Zupancic y Grilic, 2012). La estabilidad del sistema suele ser evaluado por el rendimiento de metano principalmente debido a la sensibilidad de las arqueas (Khanal, 2008).

3.3.1. Temperatura

El proceso de digestión anaerobia se puede operar en un amplio intervalo de temperaturas (5-65 °C) y se han establecido tres rangos de operación: psicrófila (15-20 °C), mesófila (30-40 °C) y termófila (50-60 °C) (Zupancic y Grilic, 2012; Khanal, 2008). Los rangos mesofílicos y termofílicos son los más empleados. La temperatura afecta a la cinética enzimática, el crecimiento de los microorganismos, la tasa de decaimiento, la solubilidad del sustrato y del biogás, la concentración de amoníaco y la producción de biogás (Khanal, 2008; Mata-Álvarez, 2003; Burke, 2001; Sanders 2001). La solubilidad de los lípidos incrementa con la temperatura lo que evita la acumulación de AGCL en la superficie (Sanders, 2001).

Del total de la capacidad instalada para digestión de FORSU, en el año 2003 el 100% operaba bajo condiciones mesofílicas, al 2010 el porcentaje disminuyó a 68%, y para el 2014 se mantiene en 67% (Thomé-Kozmiensky y Thiel, 2012; De Baere *et al.*, 2010). Se han demostrado las ventajas de trabajar a condiciones termofílicas: mayor capacidad carga, aumento de la producción de biogás, mejora de la hidrólisis, mayor remoción de SV, y destrucción de los microorganismos patógenos (De Baere *et al.*, 2010; Khanal, 2008; Angelidaki *et al.*, 2006; Burke, 2001). El rango termofílico es más eficiente, logrando incrementar hasta cinco veces la velocidad de hidrólisis de la celulosa con respecto al proceso mesofílico (De Baere *et al.*, 2010).

A pesar de las ventajas mencionadas, la aplicación de procesos termofílicos está limitada por los largos procesos de arranque y la inestabilidad del proceso (Khanal, 2008; Angelidaki *et al.*, 2006) mientras que el proceso mesofílico es más estable, con menor requerimiento energético y es menos susceptible a la toxicidad por amoníaco cuando el sustrato tiene altas cantidades de nitrógeno (De Baere *et al.*, 2010). Las fluctuaciones de temperatura afectan menos a los



procesos mesofílicos ($\pm 3^{\circ}\text{C}$) mientras que los termofílicos no toleran fluctuaciones de más de $\pm 1^{\circ}\text{C}$ (Zupancic y Grilic, 2012).

3.3.2. pH

Los microorganismos tienen regiones óptimas de pH y frecuentemente una mínima variación puede inhibir su actividad. El intervalo óptimo de pH para las metanogénicas es de 6.8 a 7.5, cercano a la neutralidad y su actividad se ve inhibida a pH inferiores a 6.0 (Burke, 2001) o 6.5 (Zupancic y Grilic, 2012). Para la etapa de hidrólisis/acidogénesis, el pH óptimo depende del sustrato utilizado y puede operarse a pH menores de 6.0 si se busca evitar la metanogénesis. De forma general el intervalo oscila entre 5.5 y 6.5 (Khanal, 2008). Se tienen reportes que indican que, para celulosa comercial, el pH óptimo varía entre 5.2 y 6.0 (Chyi y Levine, 1992), para lodos primarios y secundarios es de 6.8 (Perot *et al.*, 1998) y para gelatina cercano a 6.0 (Yu y Fang, 2003). De forma global, para sistemas en una etapa, el pH debe estar en el rango de 6.8 a 7.4 (Khanal, 2008).

Durante el proceso de digestión anaerobia es común que estén presentes diversas enzimas con diferentes rangos de pH óptimo y entonces el efecto del pH en el proceso es complejo. En la etapa de hidrólisis la velocidad depende del pH óptimo para las diferentes enzimas presentes en el digestor. El pH afecta a la solubilidad del sustrato, en especial cuando contienen proteínas (Sanders, 2001). Al afectarse la actividad de los microorganismos por variaciones en el pH se presentan efectos en otros parámetros operacionales como la producción de AGV, la *solubilización* del sustrato, el tipo de microorganismos dominantes, y la cantidad y tipo de los productos finales (Horiuchi *et al.*, 1999; Ren *et al.*, 1997; Elefsiniostis y Oldham, 1994; Eastman y Ferguson, 1981).

Hay dos sistemas de amortiguación del pH en los digestores anaerobios: uno se debe a la alcalinidad del sistema de carbonatos y al dióxido de carbono y, el otro, al amonio. Cada mol de nitrógeno orgánico genera un equivalente de alcalinidad (Zupancic y Grilic, 2012; Khanal, 2008). Se ha observado que el pH es un parámetro que no indica de forma inmediata la acidificación del sistema, en especial cuando hay altos valores de alcalinidad y no se debe considerar como único indicador de estabilidad (Ghanimeh *et al.*, 2012). Es recomendable utilizar la relación de alcalinidad intermedia (alcalinidad por AGV) /alcalinidad parcial (alcalinidad por bicarbonatos) para determinar el estado del reactor. Se recomienda mantener esta relación entre 0.1 y 0.25. Valores entre 0.3 y 0.4 indican alteraciones en el digestor y valores superiores a 0.8 indican inhibición de las arqueas (Khanal, 2008).

3.3.3. Contenido de sólidos

Si la digestión se efectúa con un contenido de sólidos superior a 15-20% se denomina digestión “seca” y si es menor al 10% se le nombra “húmeda” (De Baere *et al.*, 2010); al intervalo de 10 a 20% algunos autores lo nombran digestión semi-seca (Bolzonella *et al.*, 2003). En Europa, con excepción del periodo de 2005 a 2006, ha predominado la instalación de plantas para la digestión seca. En la actualidad el 60% de las plantas operan con digestión seca y el 40% restante con digestión húmeda (De Baere *et al.*, 2010).



Ambos procesos, digestión húmeda o seca, presentan ventajas y desventajas tanto desde el punto de vista de proceso como de costos de los equipos. Las características de la operación y manejo del sustrato son también diferentes. En la fermentación seca los costos de los equipos disminuyen por requerir equipos de menor tamaño. En la digestión húmeda el sustrato tiene mayor fluidez y permite un mejor mezclado en el reactor, lo que disminuye el tiempo de reacción y los costos de los equipos de bombeo. El residuo resultante de la digestión (*digestato*) es sometido a compostaje con mayor facilidad (De Baere *et al.*, 2010).

3.3.4. Tiempo de residencia hidráulica

El tiempo (número de días u horas) que el sustrato permanece en el reactor en contacto con la biomasa se denomina tiempo de residencia hidráulica o TRH (Khanal, 2008). El tiempo de residencia hidráulica es igual al volumen del reactor dividido por el caudal, $TRH = V/Q$. El TRH es una variable importante que establece el tiempo disponible para el crecimiento de los microorganismos y la subsecuente conversión de la materia orgánica en biogás. Existe una relación directa entre el TRH y los sólidos volátiles convertidos en biogás (Burke, 2001).

Diversos autores han reportado que la producción de AGV, la *solubilización* de la DQO y la degradación de sustratos complejos depende del TRH (Demirel y Yenigün, 2002). De acuerdo con Penaud *et al.* (1997) y Cha y Noike (1997) el tiempo de residencia hidráulica (TRH) y la temperatura producen variaciones importantes en el tipo de microorganismos que predominan en el reactor de acidogénesis. La *biodegradabilidad* de los principales polímeros en los residuos orgánicos incrementa proporcionalmente con el TRH en el siguiente orden: carbohidratos, proteínas y lípidos (Demirel y Yenigün, 2002).

3.3.5. Tiempo de retención celular

El tiempo de retención celular (TRC), también llamado tiempo de retención de sólidos (TRS), es un factor importante para la degradación de la materia orgánica, la producción de biogás, la estabilidad del digestor y la tolerancia a compuestos tóxicos o sobrecargas (Khanal, 2008). El TRC es el tiempo medio que el lodo o inóculo permanece en el proceso, y se determina al dividir la cantidad de microorganismos en el reactor entre la cantidad de microorganismos que salen del sistema por unidad de tiempo (Burke, 2001; Seoáñez, 2004). En un reactor completamente mezclado (CSTR) o flujo pistón (PFR), el TRC es igual al TRH. Sin embargo, en una variedad de reactores, como los de biopelícula, el TRC excede al TRH (Burke, 2001).

Los TRC bajos no permiten que los microorganismos se reproduzcan en cantidades adecuadas: si el TRH es mayor al TRC se puede producir un lavado (wash-out) del reactor, perdiéndose el inóculo que genera el biogás. El objetivo es que el TRC sea mayor al TRH lo que permite reducir el tamaño de los digestores. En los sistemas de digestión de FORSU, esto se logra mediante la recirculación de *digestato* (líquido o sólido) con la alimentación de residuos frescos en el reactor (Cuesta *et al.*, 2009; Nayono, 2009).



3.3.6. Carga orgánica

Se define la carga orgánica como la cantidad en masa de sustrato orgánico (SV o DQO) alimentado por volumen de reactor y por día (Zupancic y Grilic, 2012). Las máximas cargas orgánicas a las que se puede operar varían de acuerdo con la *biodegradabilidad* del sustrato, la temperatura de operación (Zupancic y Grilic, 2012), la configuración del sistema de reacción - si es en una o dos etapas- (Ganesh *et al.*, 2014), la cinética de degradación, la cantidad de biomasa en el reactor, el tipo y volumen del reactor (Khanal, 2008; Evans y Furlong, 2003) y el tiempo de retención esperado (Evans y Furlong, 2003). Se puede variar la carga orgánica por cambio en la concentración en el influente o por el caudal (del Real Olvera y Lopez-Lopez, 2012). El incremento en la carga orgánica sobre el valor óptimo provoca disturbios en el proceso como incrementos en las concentraciones de AGV o de compuestos tóxicos, lo que conduce a disminuir la remoción del sustrato (ST, SV o DQO) y en la producción de metano, y puede provocar el lavado de microorganismos en el reactor (del Real Olvera y Lopez-Lopez, 2012).

3.3.7. Nutrientes

Para que los microorganismos realicen sus funciones metabólicas de forma eficiente requieren de condiciones fisicoquímicas apropiadas (Khanal, 2008) y tener en el medio suficientes micro y macro nutrientes biodisponibles (Burke, 2001). Los macronutrientes son carbono, hidrógeno, oxígeno, nitrógeno, azufre y fósforo (CHONSP). Durante la digestión anaerobia se tiene especial atención en la relación de carbono y nitrógeno (C:N) y algunos autores especifican también el fósforo (C:N:P). Si la relación C:N es baja, se puede incrementar la producción de amoníaco e inhibir la producción de metano; si es elevada, puede haber consecuencias negativas en la producción de proteínas y, por lo tanto, en la energía y material estructural necesario para el metabolismo de los microorganismos (Zupancic y Grilic, 2012; Deublein y Steinhauser 2008). En la Tabla 3.1 se presenta la relación de nutrientes propuesta por diversos autores.

Tabla 3.1. Relación de macronutrientes recomendados para digestión anaerobia

C:N	C:N:P	Referencia
20-30:1	150-200: 6.7-7.5: 1	Zupancic y Grilic, 2012
16-25:1	100-200: 3-4: 1	Deublein y Steinhauser 2008
-	350: 7:1**	Khanal, 2008
-	600: 7: 1**	Mata-Álvarez, 2003
-	187: 5: 1	Burke, 2001
25-32:1*	-	Hills y Roberts, 1981

*En la relación no se considera el aporte de carbono de la lignina ** Carbono como DQO

Los micronutrientes se refieren a los elementos traza que también son necesarios para el metabolismo de las bacterias, pero no todos son imprescindibles. Entre los micronutrientes se encuentran: níquel, cobalto, magnesio, zinc, molibdeno, cobre, vanadio, boro y las vitaminas (Khanal, 2008; Mata-Álvarez, 2003; Burgess *et al.*, 1999).



3.3.8. Compuestos tóxicos e inhibitorios

Algunos compuestos, a bajas concentraciones, son esenciales para el proceso de digestión anaerobia como elementos traza, y a dosis elevadas pueden ser tóxicos para el metabolismo de los microorganismos. Pueden ser provistos por el sustrato o producidos durante el metabolismo (Khanal, 2008). La mayor parte de los reportes sobre compuestos tóxicos establecen concentraciones a las cuales se observa una disminución en la producción de biogás (Zupancic y Grilic, 2012). Estos reportes son contradictorios debido a que la inhibición depende no solo de la concentración de los compuestos sino que también afectan a su biodisponibilidad factores operacionales como son el pH, la temperatura y la presencia de otros compuestos (Mata-Álvarez, 2003). Los principales compuestos inhibitorios son los AGV no disociados, amoníaco, cationes alcalinos y alcalinotérreos, metales pesados y varios tipos de compuestos orgánicos como herbicidas, desinfectantes, pesticidas, surfactantes, antibióticos y fenoles. La tolerancia a los compuestos tóxicos puede incrementarse mediante la aclimatación de los microorganismos a estos (Khanal, 2008).

La toxicidad a los metales pesados tiene el siguiente orden: Ni>Cu>Pb>Cr>Zn (Zupancic y Grilic, 2012; Khanal, 2008). La sensibilidad de los microorganismos a los compuestos inhibitorios es diferente para las bacterias acidogénicas y para las arqueas. Se ha reportado inhibición a concentraciones más bajas de metales para las arqueas: para cobre, zinc y cadmio las bacterias acidogénicas toleran concentraciones de 1-10 mg/L, 5-40 mg/L y 20 mg/L, y las arqueas de 0.04-0.07 mg/L, 10 mg/L y 0.1 mg/L, respectivamente (Demirel y Yenigün, 2002).

El pH juega un papel importante en la inhibición por AGV debido a que son tóxicos en su forma no disociada: en esta forma es más fácil su difusión al interior de la célula (Mata-Álvarez, 2003). Los ácidos grasos volátiles (AGV) muy concentrados pueden inhibir la metanogénesis. Labib *et al.* (1992) reportan que a concentraciones de acetato de 5,000 mg DQO/L se inhibe completamente la oxidación del butirato en un reactor continuo de lecho fluidizado. Otros autores han determinado procesos inhibitorios a concentraciones de 10 g/L de AGV totales (Zupancic y Grilic, 2012). Se ha reportado que los ácidos propiónico y butírico son los que tienen un mayor efecto inhibitorio, y que a concentraciones superiores de 3,000 mg/L de ácido propiónico el sistema falla (Mata-Álvarez, 2003). Yu y Pinder (1993) mencionan que a altas concentraciones de propionato se inhibe el consumo del butirato bajo condiciones mesófilicas.

La concentración de tóxica de amoníaco depende de la temperatura. Los microorganismos termófilos son más sensibles al amonio (Zupancic y Grilic, 2012; Khanal, 2008). Su toxicidad está relacionada con el tipo de sustrato que se degrada y el pH del sistema, ya que a pH mayores de 7.4 incrementa la toxicidad por el efecto de su forma no disociada (amoníaco libre) (Mata-Álvarez, 2003). Se han reportado trabajos que observan inhibición a partir de 4,900 mg/L (Zupancic y Grilic, 2012) y otros a partir de 3,000 mg/L con pH mayor a 7.4 (Khanal, 2008). La tolerancia al amonio se puede aumentar mediante la exposición de los microorganismos a altas concentraciones, reportándose tolerancia hasta concentraciones de 9,000 mg/L después de la



aclimatación (Khanal, 2008). Estudios de la digestión seca de FORSU establecen que a partir de 1,200 mg/L de amoníaco se presenta inhibición en el sistema (Mata-Álvarez, 2003).

Los cationes alcalinos y alcalinotérreos también pueden causar efectos nocivos en el proceso. Los reportes más frecuentes son sobre la inhibición por sodio debido al empleo de sales de sodio e hidróxidos para incrementar el pH (Zupancic y Grilic, 2012). Si un parámetro del proceso de digestión anaerobia no está en los límites establecidos pueden presentarse disturbios que inhiban las diferentes etapas del proceso. Para el caso del amoníaco libre, si está en exceso, se inhibe la etapa de metanogénesis provocando acumulación de acetato que a su vez inhibe la etapa de acetogénesis. Al inhibirse la acetogénesis hay acumulación de propionato y butirato que provocan la inhibición de la hidrólisis. Todos los posibles disturbios que superen la capacidad buffer del sistema harán que este colapse (Angelidaki *et al.*, 1993).

3.3.9. Recirculación

La técnica de recirculación en el proceso de digestión anaerobia ha sido reportada por varios autores (Ganesh *et al.*, 2014; Bhattacharyya *et al.*, 2008; Chen *et al.*, 2007; Hai-Lou *et al.*, 2002; Penaud *et al.*, 1997; Jarvis *et al.*, 1995; Gosh, 1981). Esta práctica se basa en las observaciones de la recirculación de lixiviados en rellenos sanitarios, la cual mejora la actividad microbiana y la estabilización de los residuos (Stabnikova *et al.*, 2008).

En el proceso de digestión anaerobia es posible recircular sólidos (inóculo) o líquido (posterior a la separación de sólidos). La recirculación de sólidos permite incrementar el tiempo de retención celular (TRC), en especial en reactores completamente mezclados en los cuales el TRH y el TRC no se pueden separar. La recirculación de sólidos permite incrementar la actividad de los microorganismos y mejorar la degradación de materia orgánica, y la de líquido provee al sistema de alcalinidad y mejora la hidrólisis de sólidos (Ganesh *et al.*, 2014). Jarvis *et al.* (1995) reportan un aumento en la alcalinidad del reactor con el consecuente aumento de pH de 5.2 a 6 cuando hay recirculación.

3.3.10. Arranque del reactor

Un factor importante en el proceso de digestión anaerobia tanto para la digestión húmeda como la seca es el arranque. Los microorganismos requieren de un periodo de aclimatación a las condiciones ambientales (Li *et al.*, 2014; Khanal, 2008). De realizarse un mal arranque se puede tener una ineficiente remoción de materia orgánica. Diversos estudios han demostrado que el arranque depende de factores como: origen y actividad del inóculo, el cual idealmente debe provenir de la digestión del mismo sustrato (Li *et al.*, 2014), carga orgánica inicial, tiempo de residencia hidráulico, tiempo de retención celular (Angelidaki *et al.*, 2006), cantidad de inóculo inicial y factores operacionales como pH, temperatura y potencial óxido-reducción (Khanal, 2008). Estos estudios incluyen estrategias de arranque usando inóculo de plantas que tratan residuos similares, aclimatación gradual al proceso mesofílico o termofílico, incremento gradual de la carga orgánica, y suspensión temporal de la alimentación después de la inoculación. El arranque en condiciones termofílicas es rápido si el inóculo proviene de un



proceso termofílico, pero si se usa un inóculo mesofílico se requiere de un largo e inestable proceso de arranque (Angelidaki *et al.*, 2006).

3.4. Potencial bioquímico de metano

El potencial bioquímico de metano (PBM) es una prueba experimental que permite determinar la *degradabilidad* anaerobia, la tasa de producción de metano y la cinética del proceso de un determinado sustrato bajo diferentes condiciones operacionales (Esposito *et al.*, 2012; Raposo *et al.*, 2011a; Moody *et al.*, 2009). El principio general de la técnica es la incubación de un sustrato como fuente de carbono con una variedad de microorganismos anaerobios, en un medio adecuado (agua y minerales) a pH neutro y a un rango específico de temperatura (Raposo *et al.*, 2011b). Es una prueba relativamente simple, confiable, económica y reproducible. Es usada como herramienta para la optimización técnica-económica de las plantas de biometanización, determinar la mejor relación en co-digestión, conocer el tiempo de residencia necesario para completar la digestión y para la calibración, y validación de modelos matemáticos (Elbeshbishy *et al.*, 2012; Esposito *et al.*, 2012; Raposo *et al.*, 2011a).

Debido a la relevancia de los resultados que arroja esta prueba, diversas investigaciones se han centrado en estandarizarla, con resultados poco favorables. Desde 1979, año en el que Owen *et al.* publicaron el primer artículo sobre determinación de potencial de metano, a la fecha hay cientos de publicaciones sobre PBM. La estandarización del método no se ha logrado por las numerosas variables que se involucran en la prueba, lo cual limita la comparación de los resultados (Raposo *et al.*, 2011a). En la Tabla 3.2 se presentan las variables que afectan a la prueba de PBM, las cuales se describen a continuación.

Inóculo. Es un factor que no puede ser estandarizado aun cuando el resto de las condiciones experimentales se homogenicen. Las características de los microorganismos en el inóculo pueden variar aun cuando provengan de la misma planta (variaciones diarias o estacionales) y suelen ser diferentes de una planta a otra (tiempo de retención hidráulica, carga orgánica, tiempo de retención celular, etc). Los diferentes inóculos conducen a diferencias en los resultados de la biodegradación por las diferentes poblaciones microbianas presentes. Los resultados no son reproducibles si se cambia la fuente del inóculo a lo largo de la investigación. Varios autores sugieren restar la producción de metano por consumo endógeno del inóculo de la producción del sustrato, colocando un blanco sin sustrato. La guía alemana VDI 4630 (2006) sugiere pre-incubar el inóculo por 5 días para evitar la resta (Elbeshbishy *et al.*, 2012).

Sustrato. Diversos tipos de sustratos pueden ser sometidos a la prueba (residuos agrícolas, FORSU, residuos de frutas y vegetales, pastos, lodos, etc) y es necesario tomar en cuenta sus características. El tamaño de partícula y el procedimiento para reducirlo tienen influencia sobre la biodegradación. El área superficial y el tamaño de partícula son características importantes en la tasa de degradación inicial. Dentro de las características que se deben tener en cuenta están: i) componentes presentes, entre los que se incluyen las grasas, proteínas, carbohidratos y lignina (una parte de los carbohidratos no es soluble (la fibra) o su solubilización es muy difícil por lo que la degradabilidad está limitada por el contenido de celulosa y lignina); ii)



composición elemental, lo cual permite determinar la fórmula empírica y la producción teórica de metano, y iii) la DQO.

Tabla 3.2. Factores que afectan la prueba de potencial bioquímico de metano

I. Inóculo
I.1. Origen
I.2. Características: pH, ST, SV, SST, SSV
I.3. Cantidad (g) y concentración (gSV/l) al arranque del experimento
I.4. Actividad
I.5. Pre-incubación
I.6. Tiempo de almacenamiento del inóculo (días)
II. Sustrato
II.1. Tipo (tamaño de partícula)
II.2. Características: humedad, ST, SV, NK, fracción orgánica, composición elemental, contenido de fibras
II.3. Cantidad (g) y concentración (gSV/l) al iniciar la prueba
III. Condiciones experimentales
III. 1. Cuantificación del biogás
III.1.1. Sistema de medición
(a) Manométrico, por presión
(b) Volumétrico, por desplazamiento de agua o contador de biogás
(c) Cromatografía de gases (CG)
III.1.2. Tipo de gas; biogás o metano
III.1.3. Composición del biogás: Sí, por análisis de cromatografía / No, medición directa de metano
III.2. Condiciones operacionales
III.2.1. Físicas
(a) Capacidad del reactor: Volumen de trabajo y volumen total
(b) Temperatura: mesofílica (35 °C) o termofílica (55°C)
Sistema: Baño de agua termostático o cuarto con control de temperatura
(c) Agitación: Manual/ Automática y continua/ Batch
Si es automática: Barra magnética / con orbital, si es batch: veces por día
(d) Tiempo: Pre-incubación y duración de la prueba
III.2.2. Químicas
(a) Gas para lavar el oxígeno del medio
(b) pH/ajuste de la alcalinidad. Si se ajusta, con qué reactivo químico y concentración en la prueba
(c) Solución de micronutrientes o minerales. Si se adiciona, composición química y concentración en los reactores
III. 2.3. Relación sustrato-inóculo

Fuente: Raposo *et al.*, 2011

Condiciones experimentales físicas. De acuerdo con las características del equipo a emplear y del sustrato pueden presentarse diferencias físicas del equipo experimental importantes que influyen en la comparación de los resultados. Cuanto más pequeño sea el reactor donde se efectúa la prueba, se requerirá de más replicas para obtener datos confiables. Las características del sustrato influyen en la selección del tamaño del reactor; cuanto más homogénea sea la muestra se requieren reactores de menor tamaño. La agitación también es factor de afectación



en la prueba; tanto la intensidad como la duración determinan el contacto que hay entre los microorganismos y el sustrato y, por tanto, la transferencia de materia.

Condiciones experimentales químicas. Entre los factores químicos relevantes que afectan a la prueba se encuentran: el desplazamiento del oxígeno del medio, el cual se puede realizar con diversos gases como nitrógeno, dióxido de carbono, mezcla de los dos o helio, y el ajuste de pH y alcalinidad, debido a que si el sistema no tiene capacidad de amortiguamiento se pueden presentar problemas de inhibición. El medio mineral necesario para el crecimiento de los microorganismos juega un papel esencial y los resultados serán afectados por la presencia o ausencia de micronutrientes.

3.5. Cinética de la digestión anaerobia

El desarrollo de modelos matemáticos para simular y optimizar el proceso de digestión anaerobia es necesario por la complejidad del proceso, el cual puede presentar inestabilidad por factores como sobrecarga, presencia de compuestos tóxicos o inadecuado control de la temperatura (Ahring, 2003). Los modelos cinéticos son una herramienta de diseño, operación, control y optimización de los procesos anaerobios, y también son de utilidad para describir el proceso de forma cuantitativa y hacer predicciones a largos tiempos (Khanal, 2008; Rao y Singh, 2004). La cinética se puede establecer mediante modelos matemáticos con base en la tasa de crecimiento de microorganismos, la utilización del sustrato y la formación de productos, y es posible interrelacionarlos por diferentes coeficientes (Fernández-Rodríguez *et al.*, 2013).

Se han propuesto y estudiado diferentes modelos, desde el más simple de primer orden hasta modelos complejos como el ADM1 (Anaerobic Digestion Model 1). Algunos fueron desarrollados para aplicaciones específicas o para un tipo reactor o sustrato (Khanal, 2008). Los modelos más recurrentes se presentan en la Tabla 3.3. Todas las ecuaciones se presentan en función del crecimiento de microorganismos y es posible relacionarlas con consumo de sustrato o producción de metano. No existe a la fecha un modelo unificado para el proceso de digestión anaerobia y cada modelo propuesto tiene potencial de aplicación (Ahring, 2003).

El modelo de primer orden es un modelo de fácil aplicación, pero no siempre se logra una buena correlación con los datos experimentales; se ha observado que es adecuado para sustratos complejos donde la hidrólisis tiene un papel importante (Fernández *et al.*, 2010). Se asume que no hay problemas de difusión que limiten el transporte del material soluble (hidrolizado) a los microorganismos (Khanal, 2008). Este modelo es una base simple para visualizar la estabilidad de un proceso en determinadas condiciones (Rao y Singh, 2004).

El modelo de Monod establece la tasa de crecimiento de microorganismos en función de la disponibilidad del sustrato limitante (Fernández-Rodríguez *et al.*, 2013; Khanal, 2008; Mata-Álvarez, 2003). Contois establece el efecto de la concentración de microorganismos en su tasa específica de crecimiento. Con base en el modelo de Contois, Chen y Hashimoto desarrollan dos ecuaciones aplicables al consumo de sustrato y a la producción de metano en reactores CSTR (Fernández-Rodríguez *et al.*, 2013). En el modelo de Contois la tasa específica de crecimiento depende de la concentración de biomasa (Mata-Álvarez, 2003). En el modelo de



Chen y Hashimoto se incluye la influencia de la concentración inicial de sustrato como forma de expresar limitaciones en la transferencia de masa (Fernández-Rodríguez *et al.*, 2013; Mata-Álvarez, 2003).

Tabla 3.3. Modelos cinéticos de uso frecuente en digestión anaerobia

Modelo	Ecuación general
	$X = X_0 \cdot \exp(\mu \cdot t)$
Primer orden	donde: X= Concentración de la biomasa X ₀ = Concentración inicial de la biomasa μ= Tasa de específica de crecimiento de la biomasa
	$\mu = \mu_{m\acute{a}x} \cdot \frac{S}{K_s + S}$
Monod	donde: μ _{máx} =máxima tasa específica de crecimiento de los microorganismos; puede ser calculada por la tasa de consumo de sustrato K _s =constante de saturación media a la cual la tasa de crecimiento es la mitad de la tasa máxima S=Concentración del sustrato
	$\mu = \mu_{m\acute{a}x} \cdot \frac{S}{K \cdot X + S}$
Contois	donde: μ _{máx} =máxima tasa específica de crecimiento de los microorganismos; puede ser calculada por la tasa de consumo de sustrato K= constante cinética S=Concentración del sustrato X= Concentración de la biomasa
	$\mu = \mu_{m\acute{a}x} \cdot \frac{S}{K \cdot S_0 + (1 - K) \cdot S}$
Chen y Hashimoto	donde: μ _{máx} =máxima tasa específica de crecimiento de los microorganismos; puede ser calculada por la tasa de consumo de sustrato K=constante cinética S=Concentración del sustrato S ₀ = Concentración inicial del sustrato
	$\mu = \mu_{m\acute{a}x} \cdot \frac{(S_t - S_{nb}) \cdot (h - S_t)}{(S_0 - S_{nb})}$
Romero García	donde: S _t = Concentración total de sustrato al tiempo t S ₀ = Concentración inicial del sustrato S _{nb} = Concentración de sustrato no biodegradable h= Máxima cantidad de sustrato disponible para producir biomasa μ _{máx} = Máxima tasa de crecimiento de microorganismos

El modelo de Romero García se utiliza para el modelamiento de diferentes procesos microbiológicos y ha sido empleado especialmente en procesos de digestión seca de FORSU.



Puede ser empleado por consumo de sustrato medido como carbono orgánico disuelto (COD) y con la producción de metano. Es un modelo complejo que puede ser simplificado tomando diferentes consideraciones. El cálculo de las constantes puede hacerse mediante regresión lineal y no lineal (Fernández-Rodríguez *et al.*, 2013).

El modelo ADM1 de la IWA es un modelo de simulación dinámica de la digestión anaerobia. Se basa en una compleja matriz con constantes cinéticas para las diferentes etapas de degradación de la materia orgánica (Fdez.-Güelfo *et al.*, 2011a). En cada etapa utiliza diferentes modelos: en la etapa de hidrólisis y decaimiento celular emplea un modelo de primer orden y en las etapas donde hay crecimiento de microorganismos utiliza un modelo tipo Monod. Dependiendo del tipo de reacción se pueden incluir términos de inhibición en los modelos y procesos fisicoquímicos como la transferencia de masa líquido-gas de los compuestos gaseosos y las reacciones químicas de disociación (Khanal, 2008).

Otros autores han propuesto sus propios modelos y con algunos casos se han tenido buenos resultados, como el modelo de fases-dispersionales para la modelación de la degradación de FORSU (Fernández *et al.*, 2010), los modelos con base en la ecuación de Gompertz (Nopharatana *et al.*, 2007) y el modelo de distribución 2D (Vavilin y Angelidaki, 2004). Es posible modelar procesos de inhibición (Ahring, 2003; Mata-Álvarez, 2003) o las etapas del proceso de digestión anaerobia de forma separada: hidrólisis, acidogénesis, y metanogénesis (Fernández *et al.*, 2010; Ahring, 2003; Mata-Álvarez, 2003; Batstone *et al.*, 2002).

Uno de los modelos más empleados es el propuesto por Rao y Singh (2004), que correlaciona la ecuación de primer orden (con base en consumo de sustrato) $S = S_0 \cdot \exp(-k \cdot t)$, donde S = concentración de sustrato al tiempo t y S_0 es la concentración de sustrato inicial con la relación $(P_{\text{máx}} - P) / P_{\text{máx}} = S / S_0$ donde $P_{\text{máx}}$ corresponde a la máxima producción de metano y P a la producción de metano a un tiempo t . De esta relación se obtiene la ecuación $P = P_{\text{máx}} \cdot (1 - \exp^{-k \cdot t})$. Este modelo ha sido empleado por diversos autores (Alibardi y Cossu, 2015; Sajeena Beevi *et al.*, 2015; Brown y Murphy, 2013) con buenos resultados al modelar el proceso de digestión anaerobia de la FORSU de forma global.



4. PROCESOS COMERCIALES DE DIGESTIÓN ANAEROBIA DE RESIDUOS SÓLIDOS ORGÁNICOS

Europa ha tenido gran auge en la construcción y puesta en marcha de plantas a gran escala para producción de biogás a partir de FORSU debido a la obligatoriedad de reducir la cantidad de residuos orgánicos dispuestos en rellenos sanitarios (Eur-lex, 2015). La digestión anaerobia para el tratamiento de la fracción orgánica de residuos sólidos urbanos (FORSU) se ha desarrollado rápidamente durante los últimos 20 años. En Europa, entre 1990 y 2010 se instalaron 184 plantas a escala comercial para el tratamiento de residuos orgánicos (De Baere *et al.*, 2010). Para el año 2014 se tiene el registro de 244 plantas en Europa con una capacidad de tratar 7,750,000 toneladas anuales. En Europa se trata por vía biológica el 20% de la FORSU generada, y de esta cantidad el 25% es por vía anaerobia (Thomé-Kozmiensky y Thiel, 2012). La instalación de nuevas plantas y la capacidad instalada de las existentes va en aumento; para finales de 1995 se instalaron 15 plantas para la digestión de residuos sólidos urbanos y en el lapso de 2006 a 2010 se instalaron 70 plantas. Durante el periodo de 1991 a 1995 se instalaron 3 plantas por año; de 1996 a 2000 un promedio de 8.8 plantas por año; de 2001 a 2005, 10.4, y para el periodo de 2006 a 2010 se llegó a la cifra de 14.6 plantas por año (De Baere *et al.*, 2010), lo que demuestra claramente la tendencia ascendente en la instalación de plantas.



En la Figura 4.1 se presenta la comparación de la capacidad instalada total y el tamaño promedio de las plantas de 17 países europeos. Alemania es el país con la mayor capacidad instalada, con 2,000,000 toneladas, seguido de España, con 1,600,000 toneladas. En algunos países la capacidad instalada es muy pequeña, con menos de 50,000 toneladas, como son Luxemburgo y Finlandia. En toda Europa el tamaño promedio de las plantas es de 31,700 t/año y las variaciones en los tamaños promedios de los países es muy amplia. Las plantas más grandes se encuentran en España, Francia y Holanda, con capacidades mayores a 50,000 t/año, mientras en Suiza, Austria, Suecia, Finlandia, Luxemburgo, Polonia y Noruega las capacidades promedio son menores de 20,000 t/año. Si se relaciona la capacidad instalada con el número de habitantes en cada país, Luxemburgo, Malta, Holanda y Suiza son los países que tienen la mayor capacidad de tratar sus residuos por número de habitantes (Thomé-Kozmiensky y Thiel, 2012).

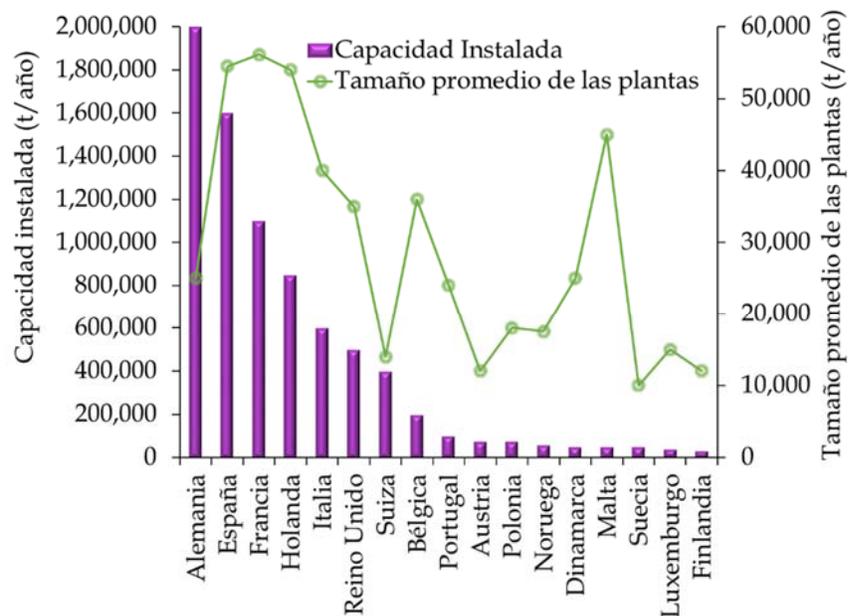


Figura 4.1. Capacidad instalada y tamaño de plantas por país. **Fuente:** Modificado de Thomé-Kozmiensky y Thiel, 2012

Actualmente existe la tendencia de integrar el proceso de digestión anaerobia con el proceso de compostaje (Kraemer y Gamble, 2014). Se espera que para el 2015, el 80% de las plantas de compostaje en Holanda y Bélgica tengan integrado el proceso de digestión anaerobia como tratamiento previo (Thomé-Kozmiensky y Thiel, 2012). La integración de ambos procesos permite mejorar la estabilización de los residuos. Si el sistema de recolección permite separar los restos de alimentos de los residuos de jardinería y poda, estos últimos se pueden tratar mediante compostaje; con esto se evita introducirlos al reactor de digestión anaerobia, dada su baja degradabilidad, mezclándolos posteriormente con el digestato como material estructurante en la composta. Algunas plantas operan ya con este concepto y se ha observado una disminución en el tiempo de compostaje que, en promedio, oscila entre 8 y 12 semanas a



tiempos entre 5 a 8 semanas: esto se traduce en una disminución del área que se requiere para compostaje (Kraemer y Gamble, 2014).

4.1. Clasificación y tipo de reactores

El tratamiento de la FORSU mediante digestión anaerobia es un proceso que ha cobrado auge, por lo que se han desarrollado diferentes tecnologías y sistemas que operan bajo diferentes criterios. En todos los casos las tecnologías se centran en la producción de energía alterna y en la minimización de olores y del área requerida para la planta (Thomé-Kozmiensky y Thiel, 2012). Se considera que una planta es de escala industrial si tiene una capacidad instalada de más de 2,500 t/a, sea para digerir FORSU sola o en co-digestión. La recomendación por las implicaciones en costos es construir plantas mayores a las 30,000 t/a.

La tecnología más adecuada depende de varios factores: el tipo, las características y la variación en la disponibilidad del sustrato, y la cantidad y calidad del digestato producido, ligado a su vez con el mercado potencial para su empleo o comercialización. Se deben considerar aspectos como la recolección, transportación, pre-tratamiento y post-tratamiento (CEPA, 2008; Kraemer y Gamble, 2014).

Se tienen registradas más de 40 tecnologías para el tratamiento de FORSU. Los principales parámetros del proceso son empleados para clasificar las tecnologías según los criterios de operación, tal como se muestra en la Tabla 4.1. Existen varias configuraciones en las plantas considerando todas las combinaciones en los criterios de clasificación excepto una: la digestión seca en dos etapas, dada la dificultad de trasladar el efluente del primer reactor al segundo. Para estos sistemas la operación es únicamente por vía húmeda.

Tabla 4.1. Criterios de clasificación de las tecnologías de digestión anaerobia

Criterio de clasificación	Clasificación	Capacidad instalada en escala comercial (%)
1. Temperatura de operación	a. Mesofílica (35 a 40°C)	67
	b. Termofílica (50 a 55°C)	33
2. Contenido de sólidos en el reactor	a. Digestión seca (>15%)	62
	b. Digestión húmeda (<15%)	38
3. Configuración de la planta	a. Una etapa	93
	b. Dos etapas	7
4. Característica del sustrato	a. Digestión simple	89
	b. Co-digestión	11

Fuente: Thomé-Kozmiensky y Thiel, 2012

El 67% de la capacidad instalada para tratar FORSU se opera bajo condiciones mesofílicas, debido a que el sistema es más estable. Hay diversos autores (Li *et al.*; 2014; Fernández-Rodríguez *et al.*, 2013; Fdez.-Güelfo *et al.*, 2011; Ghanimeh *et al.*, 2012; Angelidaki *et al.*, 2006) que promueven el empleo de la digestión en condiciones termofílicas. Entre los beneficios que



indican están: el incremento en la actividad de agua, (Fernández- Rodríguez *et al.*, 2013), mayores cargas orgánicas que permiten disminuir el TRH, mayor potencial de producción de biogás, mejora la hidrólisis, aumento de la destrucción de sólidos y mejora del control de patógenos (Fernández- Rodríguez *et al.*, 2013; Angelidaki *et al.*, 2006). La actividad de agua tiene efecto en la actividad microbiana; a mayor cantidad de agua disponible, la tasa de crecimiento microbiano aumenta entre 27 y 60% en los procesos termofílicos en comparación con los mesofílicos (Fernández- Rodríguez *et al.*, 2013). Como principal desventaja se menciona la mayor sensibilidad de los microorganismos a esta temperatura (Fernández- Rodríguez *et al.*, 2013).

De los procesos comerciales de digestión anaerobia que existen actualmente para tratar FORSU algunos fueron diseñados específicamente para este fin y otros adaptadas de tecnologías para el tratamiento de agua residual y lodos. Se tienen registrados más de 40 procesos para tratar FORSU. En la Tabla 4.2 se presentan las principales tecnologías que existen para el tratamiento de FORSU, sola o en *codigestión* con otros sustratos, y sus posibles configuraciones en cuanto a contenido de sólidos, temperatura de operación y complejidad. Se presentan únicamente las tecnologías que reportan la existencia de más de 10 plantas para el tratamiento de FORSU.

Tabla 4.2. Características de las principales tecnologías comerciales

Proceso	Características					
	húmeda	seca	mesofílica	termofílica	1 etapa	2 etapas
BEKON		✓	✓	✓	✓	
BioFerm		✓	✓		✓	
Biogas Nord	✓		✓	✓		✓
BTA	✓		✓	✓	✓	✓
Dranco		✓	✓	✓	✓	
Kompogas		✓		✓	✓	
Krieg and Fisher	✓	✓	✓	✓	✓	✓
Ros Roca	✓	✓	✓		✓	
Linde KCA	✓		✓			✓
Linde BRV		✓	✓	✓	✓	
Valorga		✓	✓	✓	✓	

Fuente: Investigación personal

En la Tabla 4.3 se presenta el origen de cada tecnología, el número de plantas instaladas a escala industrial, una comparación en sus tiempos de retención hidráulica (TRH), y la producción promedio de biogás. Los TRH de las tecnologías húmedas son más cortos en comparación con las tecnologías secas; el TRH promedio en los procesos por vía húmedas es de 15 días mientras que en las secas es de 25 días. La cantidad de biogás producido por tonelada de residuo bruto es en promedio 120 m³, sea la tecnología húmeda o seca. Los sistemas en lote (BEKON y BioFerm) presentan de los mayores tiempos de residencia hidráulica y una baja producción de biogás específico en comparación con los sistemas en continuo.

Los reactores se pueden clasificar de acuerdo con la forma de alimentarlos (continuo y en lote), el tipo de flujo (completamente mezclado y flujo pistón), y su forma (horizontales o verticales, rectangulares o cilíndricos) (Nayono, 2009; Jördening y Winter, 2005; Evans y Furlong, 2003).



Los reactores en lote (también conocidos como cajas fermentadoras) son sistemas utilizados principalmente para digestión seca (25-40%ST) (Li *et al.*, 2014; Mata-Álvarez, 2003) y también pueden emplearse para digestión húmeda (Jördening y Winter, 2005). Son sistemas de fácil diseño, tecnología simple y bajo costo (Li *et al.*, 2014; Jördening y Winter, 2005; Mata-Álvarez, 2003). No requieren agua y, en caso de requerirla, se emplea agua de proceso o lixiviado para mejorar la eficiencia en la digestión y en la producción de biogás (Li *et al.*, 2014). Presentan menor rendimiento de biogás debido a problemas de obstrucción, que no permiten un correcto percolado (Mata-Álvarez, 2003), y por la presencia de diferentes microorganismos de forma seccionada (Zupancic y Grilic, 2012). Debido a sus mínimos requerimientos tecnológicos y bajo costo de inversión tienen potencial de aplicación en países en desarrollo (Mata-Álvarez, 2003; Nayono, 2009).

Tabla 4.3. Comparación del TRH y producción de biogás de los principales procesos comerciales

Proceso	País de origen	Plantas instaladas (plantas en construcción)	TRH (días)	Producción de biogás (m ³ /t)
BEKON	Alemania	15 (4)	28-35	72
BioFerm	Alemania	11	25-35	NR
Biogas Nord	Alemania	13	60	NR
BTA	Alemania	24 (3)	13-15	80-120
Dranco	Bélgica	25 (1)	15-30	100-200
Kompogas	Suiza	76 (5)	15-20	105-130
Krieg and Fisher	Alemania	18	20-40	NR
Ros Roca	España	23	25-30	120
Linde KCA	Alemania/ Austria	11	16	90-130
Linde BRV	Alemania/ Austria	17	18-25	100
Valorga	Francia	27	25	80-160

Fuente: Investigación personal. **NR**= No reportado

En la Figura 4.2 se presenta un diagrama simplificado de un reactor en lote de la tecnología BEKON con recirculación del lixiviado generado durante la digestión. El ciclo de estos reactores se divide en cuatro fases: carga, reacción, asentamiento y descarga (Zupancic y Grilic, 2012). Los sistemas en lote suelen construirse en módulos de al menos dos reactores con ciclos alternados, lo cual mantiene un flujo estable de producción de biogás (Zupancic y Grilic, 2012). Una parte del producto digerido (*digestato*) es utilizado como inóculo y mezclado con FORSU fresca para el siguiente lote (Zupancic y Grilic, 2012; Cuesta *et al.*, 2009). Suelen ser reactores más grandes que los sistemas en continuo pero no requieren tanques de nivelación por lo que las plantas suelen ser más simples (Zupancic y Grilic, 2012). Algunos de los procesos que emplean sistemas en lote son: BioFerm, BEKON, HELECTOR, KompoFerm y RosRoca-digestión seca. En algunos casos se emplean sistemas en dos etapas: en la primera utilizan un sistema en lote y en la segunda un sistema en continuo (Biopercolat y GICON).

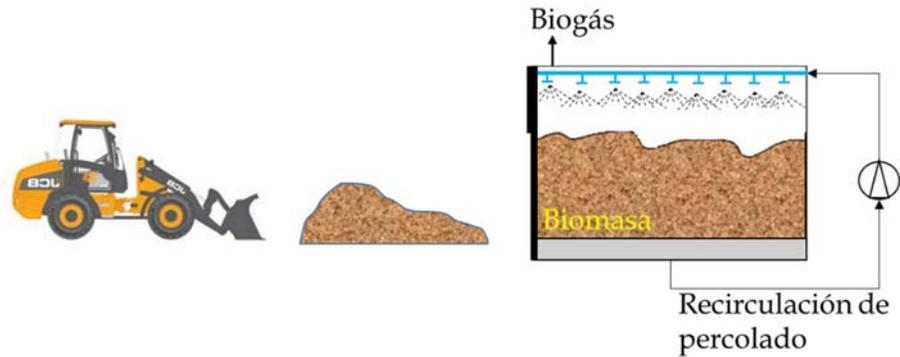


Figura 4.2. Diagrama simplificado de los sistemas de reacción en lote vía seca. **Fuente:** Modificado de BEKON, 2015

Los reactores CSTR (continuous stirred-tank reactor) son reactores con mezcla continua que mejoran la transferencia de masa en el reactor. Dado que no es posible la separación del sustrato de la biomasa, el tiempo de retención de sólidos (TRS) y el tiempo de retención hidráulico (TRH) son iguales (Lindmark *et al.*, 2014). Son empleados principalmente para sistemas de digestión húmeda (<15%ST). Los sistemas de mezclado son diversos: mecánico, recirculación de biogás y por combinación de agitadores de propelas con recirculación de biogás (Mata-Álvarez, 2003). En la Figura 4.3 se presentan los reactores con sistema de agitación mecánico y por recirculación de biogás. Estos sistemas suelen requerir tanques de preparación del sustrato antes de la alimentación y tanques de post-tratamiento, por lo cual las plantas con estos reactores son complejas. Sistemas como BTA, Linde KCA, o Ros Roca los emplean en su proceso. Suelen ser operados en forma *semicontinua* con alimentación un par de veces por día y no completamente en continuo para evitar cortocircuitos (Zupancic y Grilic, 2012).

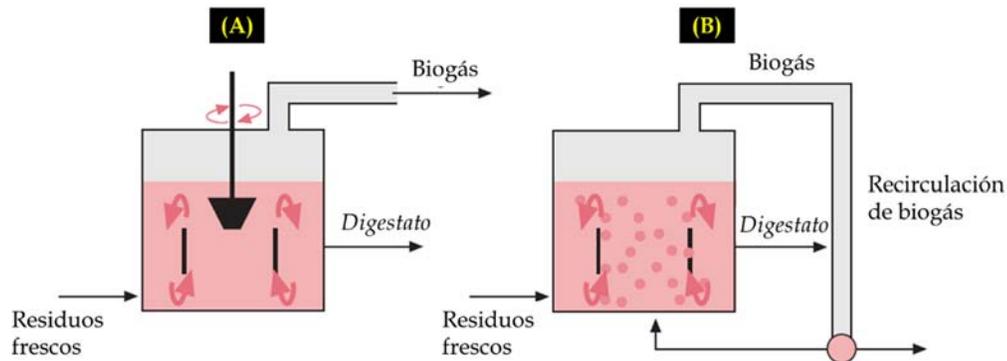


Figura 4.3. Sistemas de agitación en reactores CSTR A) mecánico y B) por recirculación de biogás.

Fuente: Cuesta *et al.* (2009)

Por la alta viscosidad de la FORSU, su movimiento en los sistemas en continuo para digestión seca se realiza en sistemas de tipo flujo pistón; el mezclado se logra mediante la recirculación de biogás o digestato, simplificando el funcionamiento mecánico dentro del reactor al disminuir las partes móviles (Mata-Álvarez, 2003). Los tres principales diseños de este tipo de reactores corresponden a las tecnologías Dranco, Kompogas y Valorga, las cuales han demostrado un adecuado mezclado a escala comercial (Ver Figura 4.4). En los sistemas Dranco



y Kompogas el mezclado se hace mediante la recirculación del *digestato* con los residuos frescos. La diferencia entre ambos reactores corresponde a su forma: los reactores Dranco son verticales con la alimentación en la parte superior del reactor y los de Kompogas, horizontales donde los residuos son movidos por un tornillo sin fin (Mata-Álvarez, 2003). En los sistemas Valorga el mezclado se realiza mediante recirculación de parte del biogás producido.

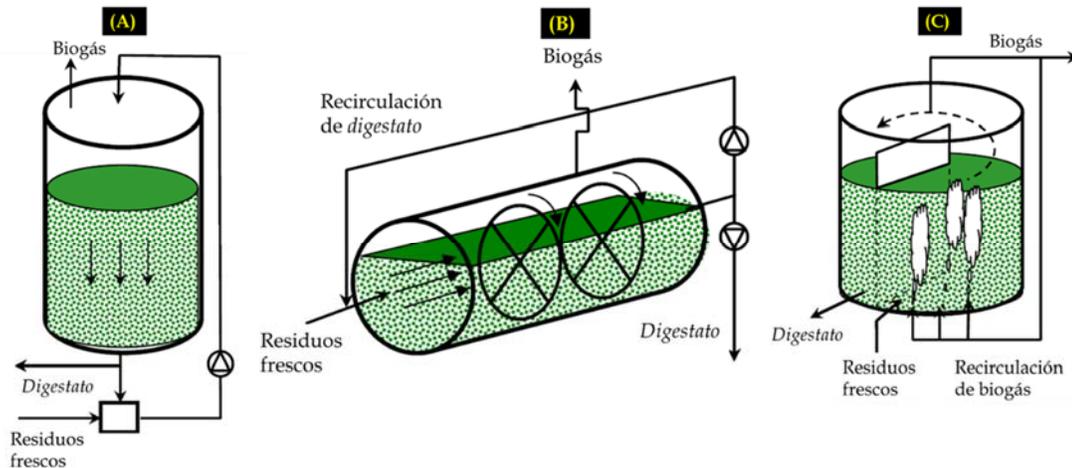


Figura 4.4. Reactores para digestión seca en continuo. A) Dranco, B) Kompoga y C) Valorga. **Fuente:** Modificado de Nayono (2009)

4.2. Procesos de digestión seca y húmeda

Dentro de las clasificaciones de las tecnologías, una de las más relevantes, es la clasificación por contenido de sólidos en el reactor, por las implicaciones que tiene en la configuración de la planta, los equipos utilizados y los parámetros operacionales. El rango de ST para clasificar las tecnologías varía según los autores. La Agencia de Protección Ambiental de California (CEPA, por sus siglas en inglés) establece en su reporte sobre tecnologías de digestión anaerobia para FORSU (CEPA, 2008) que los sistemas de digestión húmeda tienen un contenido de sólidos totales máximo de 15% mientras que en los sistemas de digestión seca es mayor de 15%.

De acuerdo con Kraemer y Gamble (2014) entre un 10 y un 20% de la energía producida como biogás es consumida como energía térmica para en el calentamiento del reactor, y otro 10 a 20% en los requerimientos energéticos como electricidad para operar la planta. Un argumento a favor de la digestión seca se basa en que sus requerimientos energéticos para calentar el reactor y operar la planta son menores en comparación con la digestión húmeda, la cual puede llegar utilizar hasta el 40% de la energía generada para mantener el reactor en condiciones termófilas.

En la Tabla 4.4 se presentan las ventajas y desventajas de ambos procesos de acuerdo con los reportes de diversos autores. La forma de abordar las ventajas y desventajas de los sistemas de digestión húmeda contra los de digestión seca suelen depender del autor y su experiencia con la operación de ambos sistemas. De acuerdo con CEPA (2008) la baja tasa de difusión en los



sistemas de digestión seca es una desventaja del proceso que se traduce en ventaja al ser sistemas menos susceptibles a inhibición por la presencia de compuestos tóxicos en la FORSU.

Tabla 4.4. Comparación de las ventajas y desventajas de los sistemas de digestión seca y húmeda

Tecnología	Ventajas	Desventajas
Digestión seca	✓ Mínima producción de efluente líquido	⊗ Baja tasa de difusión
	✓ Reactores de menor tamaño	⊗ Requiere equipo especial para el manejo de los residuos (bombas para trabajo pesado)
	✓ Tratamiento de cargas orgánicas más altas	⊗ Proceso más lento
	✓ Menor consumo de agua y energía	⊗ Concentración de compuestos tóxicos
	✓ Menor producción de espuma	⊗ Menor estabilidad
Digestión húmeda		⊗ Medio heterogéneo
		⊗ No se logra un mezclado adecuado
	✓ Fácil mezcla	⊗ Mayor consumo energético
	✓ Equipo de bombeo sencillo	⊗ Mayor producción de digestato
	✓ Alta tasa de difusión	⊗ Problemas de operación y abrasión por la presencia de arena, piedras, huesos o plásticos
	✓ Dilución de compuestos inhibitorios	⊗ Cortocircuitos
	✓ Co-digestión con agua residual o lodos para ajustar el contenido de ST	⊗ Preparación del sustrato más complicada (pretratamiento)
	⊗ Mayor sensibilidad a desestabilizarse por altas cargas y a inhibirse por rápida difusión	
	⊗ Reactores de gran tamaño	

Los sistemas húmedos tuvieron auge a principios de los años 90 por su operación similar a los sistemas ya establecidos de tratamiento de agua residual y lodos. El 56% de la capacidad instalada operaba bajo condiciones húmedas (De Baere, 2006). A partir del desarrollo de tecnologías de digestión seca por diversas empresas (Dranco, Valorga, Kompogas), cuyo principal reto fue el bombeo y el mezclado, se ha incrementado la capacidad instalada que se opera mediante digestión seca. En los sistemas de fermentación seca no se presentan problemas en los reactores por la presencia de arena, piedras o huesos, y no se requiere una separación exhaustiva de estos previamente. No se adiciona agua, por lo que los reactores son más pequeños, lo cual se traduce en una menor inversión inicial y menor costo en energía al calentar reactores de menor tamaño (Mata-Álvarez, 2003). Debido a estas ventajas, en la actualidad el 62% de la capacidad instalada es operada por digestión seca (Thomé-Kozmiensky y Thiel, 2012).

Los sistemas de digestión seca pueden presentar limitaciones en la transferencia de masa lo cual puede provocar acidificación localizada y reducción en la actividad metanogénica. La estabilidad depende de la actividad de agua, la cual es afectada por el contenido de sólidos o de humedad y de la temperatura (Li *et al.*, 2014). Los microorganismos anaerobios requieren un ambiente acuoso con actividad de agua mayor a 0.91 para realizar las etapas de la digestión



anaerobia de forma efectiva. En los sistemas con alto contenido de sólidos puede no existir suficiente agua disponible y en particular en sistemas que operan con contenidos de sólidos de 30% o más (Li *et al.*, 2014).

4.3. Sistemas en una y dos etapas

En los sistemas de una etapa las cuatro fases del proceso de digestión anaerobia se llevan a cabo en un solo reactor. En los sistemas de dos etapas, en el primer reactor se desarrollan las reacciones de hidrólisis y fermentación, produciendo principalmente ácidos grasos volátiles, metanol, aldehídos, CO₂ e H₂ (Shah *et al.*, 2014), y en el segundo reactor actúan los microorganismos metanogénicos para la producción de CH₄ y CO₂ a partir de acetato e hidrógeno y dióxido de carbono (Mata-Álvarez, 2003). La separación de fases entre los dos grupos de microorganismos que intervienen en digestión anaerobia permite mejorar el rendimiento del proceso total, debido a la adaptación de cada ecosistema a su propio sustrato y la optimización de ambos procesos (Bouallagui *et al.*, 2004). Los sistemas en dos etapas son los sistemas más complicados y caros de todas las configuraciones (Mata-Álvarez, 2003); debido a esto, la tendencia ha sido a construir nuevas plantas con sistemas de una etapa y reconfigurar las plantas que operaban con dos etapas; lo cual se observa por la disminución del aporte en la capacidad instalada de estas tecnologías. A principios de los años 90 esta configuración aportaba cerca del 40% de la capacidad instalada, para el 2006 fue del 13% (De Baere, 2006), y entre el 2010 y 2014 aporta entre el 7 y 8% de la capacidad instalada (Thomé-Kozmiensky y Thiel, 2012; De Baere *et al.*, 2010).

Los sistemas de dos etapas se basan en las diferentes fases del proceso bioquímico general de digestión anaerobia. En la etapa de hidrólisis-fermentación la hidrólisis de carbohidratos complejos limita la velocidad del proceso, mientras que en la etapa de metanogénesis la limitante es la cinética de crecimiento de los microorganismos (Cuesta *et al.*, 2009; CEPA, 2008). Otras de las principales diferencias es el pH; los microorganismos metanogénicos requieren un pH cercano a la neutralidad, entre 7-8.5, mientras que en la primera etapa las bacterias tienen un buen funcionamiento a pH menores (CEPA, 2008).

A escala laboratorio o piloto, diversos autores se han enfocado al estudio de sistemas en una y dos etapas y a su comparación considerando, entre otros parámetros, la producción de metano, la remoción o destrucción de SV, el incremento en las cargas orgánicas y los balances energéticos (Ganesh *et al.*, 2014; Shen *et al.*, 2013; Walker *et al.*, 2009; Pavan *et al.*, 2000b). Los resultados son contradictorios, ya que hay autores que indican que con sistemas en dos etapas se pueden obtener rendimientos de metano de 600 L/kgSV y disminuir el TRH a 12, días con una remoción de SV del 67 al 77% y cargas cercanas a 7 kgSV/m³·d (Pavan *et al.*, 2000b). Otros indican que no se mejora la producción de metano pero sí la remoción de SV hasta valores de 94% con cargas orgánicas similares, y se prefiere sobre el sistema en una etapa cuando las opciones en la disposición del digestato es limitada (Ganesh *et al.*, 2014; Rajeshwari *et al.*, 2001). Hay autores que establecen que la separación de fases resulta en una mayor estabilidad del proceso, incrementa la producción de biogás y mejora la calidad del efluente (Ganesh *et al.*,



2014). Estos autores reportan para la digestión de compuestos fácilmente biodegradables en sistemas de una etapa cargas orgánicas máximas de 3.6 kgSV/m³·d y para sistemas de dos etapas entre 5.7 y 7.7 kgSV/m³·d. Debido a la complejidad de los sistemas de dos etapas, en la actualidad únicamente el 7% de la capacidad instalada de las plantas a gran escala operan con esta configuración. En la Tabla 4.5 se presenta la comparación de las ventajas y desventajas de los procesos de una y dos etapas de acuerdo con lo reportado por diversos autores.

Tabla 4.5. Comparación de las ventajas y desventajas de los sistemas de una y dos etapas

Tecnología	Ventajas	Desventajas
Una etapa	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Diseño, construcción y operación simple ✓ Bajos costos de inversión 	<ul style="list-style-type: none"> ⊗ Inestabilidad ⊗ Susceptible a acidificación e inhibición para altas cargas orgánicas de compuestos altamente biodegradables ⊗ Tiempos de retención altos
Dos etapas	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Mejor control del proceso global ✓ Proceso flexible ✓ Mayor capacidad amortiguadora ✓ Posibilidad de operar altas cargas orgánicas de compuestos altamente biodegradables ✓ Tiempos de retención cortos 	<ul style="list-style-type: none"> ⊗ Mayor inversión inicial y costos de operación ⊗ Sistemas complejos



5. METODOLOGÍA

Parte de la materia orgánica que compone a la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos (FORSU) es recalcitrante y no soluble y su hidrólisis durante la digestión anaerobia es la etapa que controla la producción de metano. Se realizó un proceso de extracción líquido-sólido (lixiviación) de los compuestos solubles de la FORSU con el fin de disminuir el tiempo de reacción en un proceso de digestión anaerobia. La metodología propuesta buscó incrementar de forma significativa la rapidez en la producción de metano cuando se someten a digestión las fracciones obtenidas durante el proceso de lixiviación en comparación con las tecnologías convencionales de digestión húmeda y seca.

Con base en datos bibliográficos de las tecnologías, se sabe que los tiempos de reacción para los procesos de fermentación seca ($\geq 15\%$ de sólidos) oscilan entre 21 y 30 días, mientras que los procesos de digestión húmeda ($\leq 15\%$ de sólidos) pueden efectuarse en un mínimo de 15 días. La disminución en los tiempos de reacción repercute directamente en los costos de operación, por lo cual se buscó con este trabajo dar una propuesta que permita reducir el tiempo de reacción por abajo de los 15 días que algunas tecnologías de fermentación húmeda estipulan.

La metodología se divide en tres etapas principales (Figura 5.1). La primera etapa corresponde a la obtención, preparación y caracterización de la muestra. La FORSU se obtuvo de una estación de transferencia de la Ciudad de México, la cual, posteriormente, en la etapa 2, se sometió a un tratamiento físico-químico para separar las sustancias solubles de la FORSU de



las no solubles (proceso de lixiviación o extracción). En la etapa 3 se evaluó la producción de metano mediante digestión húmeda en una etapa de la FORSU y de los extractos y bagazos obtenidos en la etapa 2 y mediante digestión seca en una etapa de la FORSU.



Figura 5.1. Esquema de la metodología general

5.1. Obtención y caracterización de la FORSU

La FORSU usada en la experimentación fue una muestra representativa de los residuos orgánicos generados en la Ciudad de México. El objetivo es determinar las características de un sustrato real con potencial para ser usado en la producción de metano como energía alterna.

5.1.1. Recolección de la muestra de FORSU

Los residuos sólidos orgánicos se obtuvieron de realizar un muestreo en una estación de transferencia. Los días establecidos para recolección de orgánicos corresponden a los días martes, jueves y sábado y por cuestiones de logística el muestreo se programó para un jueves, siguiendo las indicaciones de la Secretaría de Obras y Servicios del Distrito Federal. La metodología empleada para el muestreo se hizo con base en la Norma NMX-AA-015-1985, la determinación del peso volumétrico con base en la Norma NMX-AA-019-1985 y la selección de los camiones para realizar el muestreo se realizó con tablas aleatorias siguiendo como referencia la Norma NMX-AA-061-1985.

5.1.2. Caracterización de la FORSU

Debido a las características heterogéneas de la FORSU, y para obtener resultados representativos, ésta fue triturada, extruida y molida para homogeneizarla. Los equipos se presentan en la Figura 5.2. Inicialmente se usó una licuadora tipo industrial marca International, posteriormente se pasaron los residuos por un extrusor marca Nixtamatic y por último, en un molino de discos con motor marca Molinos del Rey con motor de $\frac{1}{2}$ hp de potencia. Para realizar parte de la caracterización, una cantidad conocida de FORSU molida fue mezclada con agua limpia para facilitar su manejo y otra parte fue caracterizada sin mezclarse con agua. Las determinaciones efectuadas para la caracterización de la FORSU son: DQO, humedad, sólidos totales, fijos y volátiles, nitrógeno Kjeldahl, fósforo total, carbohidratos, proteínas, grasa y aceites, celulosas, hemicelulosas y lignina de acuerdo con el capítulo 5.6.



Licuadora



Extrusor



Molino de discos

Figura 5.2. Equipos utilizados en la trititación de la FORSU

5.2. Descripción del equipo de trabajo

El equipo para las pruebas de potencial bioquímico de metano (PBM) y digestión anaerobia es el Automatic Methane Potential Test System de la empresa Bioprocess Control (Suecia), el cual se muestra en la Figura 5.3. Consta de un baño de agua para controlar la temperatura con capacidad para pruebas en lote de 15 frascos de reacción de 500 mL, 8 de 1000 mL o 6 de 2000 mL (Figura 5.4a) o, para pruebas en *semicontinuo* con puertos de alimentación y muestreo, se pueden colocar 6 frascos de 1 litro (Figura 5.4b). Los frascos de reacción cuentan con agitación mecánica (Figura 5.4c) que puede ser continua o intermitente en el rango de 110 a 140 rpm. Los tapones de plástico (Figura 5.4d) usados para cerrar los frascos de reacción tienen una salida que conduce al biogás producido a un frasco lavador de dióxido de carbono (solución de hidróxido de sodio 3M) si se desea cuantificar metano, o directamente al contador si se desea cuantificar biogás. El contador es un recipiente con agua, en el cual hay 15 celdas calibradas a un volumen determinado (cada celda corresponde a una salida de un frasco) y cuenta con sensores de temperatura y presión para normalizar el metano o el biogás cuantificado a 0°C y 1 atm (NL= litros normalizados). El biogás generado desplaza el agua dentro de cada celda y, por fuerza boyante, la celda abre liberando el biogás a la atmósfera, y cada vez que la celda abre se envía una señal al software para cuantificar el volumen de metano o biogás con respecto al tiempo.

5.3. Inóculo y nutrientes

Para las pruebas de potencial bioquímico de metano y digestión anaerobia se requiere de un inóculo anaerobio y solución de micronutrientes. El inóculo fue lodo granular de un reactor UASB para el tratamiento de agua de la cervecera Grupo Modelo, el cual opera a 35°C. Los gránulos fueron destruidos para dar homogeneidad al inóculo y lavados y concentrados mediante centrifugación a 2500 rpm durante 10 min dos veces. Con ambas centrifugaciones se removieron sustancias solubles remanentes para disminuir la producción de metano por consumo de sustancias ajenas a la FORSU. En la segunda centrifugación el inóculo concentrado se mezcló con agua limpia para separar la mayor cantidad de sustrato disuelto remanente. Al inóculo preparado se le determinó ST y SV. La solución de micronutrientes se preparó con los



siguientes compuestos y concentraciones en mg/L: $\text{FeCl}_3 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$, 2000; $\text{MnCl}_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$, 2000; ZnCl_2 , 500; $\text{CoCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$, 30; $\text{CuCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$, 50; H_3BO_3 , 50; $(\text{NH}_4)_6\text{Mo}_7\text{O}_{24} \cdot 4\text{H}_2\text{O}$, 90; $\text{NiCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$, 50; EDTA, 1000; HCl, 1.

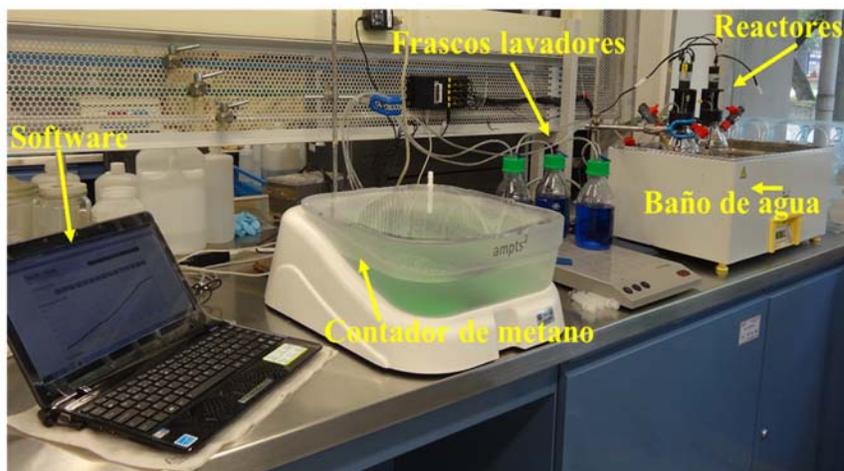


Figura 5.3. Sistema automático de potencial de metano (Automatic Methane Potential Test System)

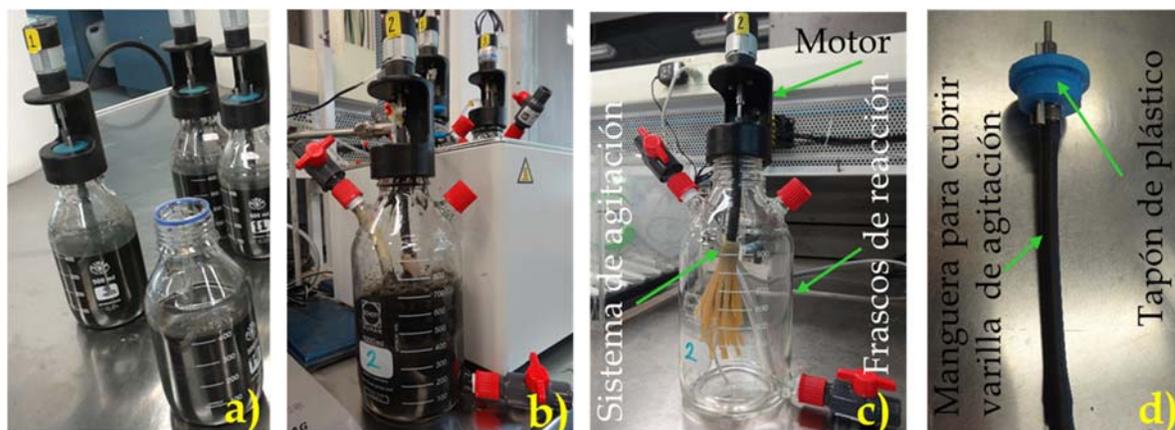


Figura 5.4. Accesorios del equipo AMPTS. a) Frascos para pruebas en lote, b) Frascos para pruebas en *semicontinuo*, c) Sistema de agitación y d) Tapón de plástico con salida para el biogás producido

5.4. Extracción de compuestos solubles

La lixiviación o extracción del sólido es una operación unitaria, en la cual un constituyente es separado de un sólido por medio de un solvente. El objetivo es disolver la materia soluble que se encuentra en mezcla con un sólido insoluble (McCabe *et al.*, 2007).

En esta etapa se busca determinar mediante qué condiciones es posible disolver con agua la mayor cantidad de componentes de la FORSU y comparar, con base en el objetivo de este trabajo, la producción de metano que se obtiene con los residuos sin ser tratados y con las fracciones resultantes del proceso de lixiviación. La base del experimento es poner en contacto una cantidad conocida en masa de FORSU con una cantidad en volumen de agua,



considerando cuatro variables: el número de extracciones, el tiempo de contacto, la relación FORSU:agua, y la temperatura de extracción.

5.4.1. Número de extracciones

Para evaluar el número de extracciones que tienen efecto significativo en la transferencia de material orgánico soluble y en la producción de metano se realizaron dos pruebas. En ambas el mezclado se realizó con un agitador orbital a 250 rpm (Figura 5.5a) durante 5 min; posteriormente la mezcla fue centrifugada a 3000 rpm durante 10 minutos y los extractos separados por decantación (Figura 5.5b). El bagazo restante se volvió a mezclar con agua destilada y la operación fue repetida las veces requeridas en cada experimento.



Figura 5.5. Procedimiento de extracción de los compuestos solubles: a) agitación y b) separación de las fases después de la centrifugación

Prueba 1. Se realizaron extracciones consecutivas a la FORSU, evaluando DQO en los extractos hasta que la extracción no fuera significativa (extracción de materia orgánica medida como DQO menor del 1% con respecto a la DQO de la FORSU). Las extracciones se realizaron en dos frascos de 250 mL colocando en cada uno 100 gramos de FORSU molida con 150 mL de agua destilada.

Prueba 2. Con base en la curva de material carbonoso extraído medido como DQO, se determinó cuántas extracciones eran necesarias en el segundo experimento. En esta prueba los parámetros para evaluar la significancia en la extracción fueron STT, STV, SDT, SDV, DQO, DQOd y potencial bioquímico de metano (PBM). La mezcla FORSU:agua en esta prueba fue de 100 gramos de FORSU y 300 mL de agua. Para la prueba de PBM se utilizó el equipo AMPTS descrito en el capítulo 5.2. En sistemas por lotes con frascos de 500 ml se colocó la cantidad de inóculo que proporcionara 8 gramos de sólidos volátiles, 100 ml de cada extracto por prueba, 1 ml de solución de micronutrientes y el volumen necesario de solución amortiguadora de fosfatos 0.1 M para aforar los frascos a 400 ml. Las condiciones anaerobias se establecieron burbujeando N_2 para desplazar el oxígeno del medio.



5.4.2. Tiempo de contacto

Para evaluar el efecto del tiempo de contacto entre la FORSU y el agua en la extracción de compuestos solubles, en tres recipientes se colocaron 1 kilogramo de FORSU en cada uno con tres diferentes cantidades de agua, 1 litro, 2 litros y 3 litros (relaciones 1:1, 1:2 y 1:3). El mezclado se realizó con un agitador orbital a 250 rpm. A los tiempos 0.25, 15, 30, 45, 60 y 120 minutos se tomaron muestras, las cuales fueron centrifugadas a 3000 rpm durante 10 min. Cada extracto fue caracterizado mediante la determinación de ST, SV y DQO, de forma total y disuelta (filtrado por 1.6 μm). Posterior a los 120 minutos, la mezcla restante fue centrifugada y el bagazo mezclado nuevamente con agua limpia y se repitió el muestreo a los mismos intervalos de tiempo anteriormente indicados. Este procedimiento para el bagazo se repitió las veces requeridas para obtener el mínimo número de extracciones establecidas en la etapa anterior (Capítulo 5.4.1-número de extracciones).

5.4.3. Relación FORSU:agua

Para conocer el efecto de la cantidad de agua en la extracción de compuestos solubles y en las características de los bagazos resultantes, tres relaciones FORSU:agua fueron evaluadas, 1:1, 1:2 y 1:3. El número de extracciones y el tiempo de contacto en las mezclas FORSU:agua fueron ajustados con base en los resultados de las dos etapas anteriores (Capítulos 5.4.1 y 5.4.2).

En la Figura 5.6 se presenta el esquema del proceso de extracción. Para conocer las características de los bagazos intermedios entre extracciones, se colocaron tantas mezclas en agitación como número de extracciones realizadas, y de cada mezcla se obtuvieron productos finales o intermedios. El mezclado se realizó en un agitador orbital a 250 rpm y la centrifugación a 3000 rpm durante 10 min. En la Figura 5.6 se representa la metodología para tres extracciones consecutivas: en un primer frasco se colocaron en agitación FORSU y agua, mezcla que, después de ser centrifugada, permitió obtener el extracto 1 (E1) y el bagazo 1 (B1). En un segundo frasco sometido a idéntico proceso, el bagazo 1 obtenido previamente fue sometido de nuevo a mezcla con agua, agitación y centrifugación, para obtener el extracto 2 (E2) y el bagazo 2 (B2). En el tercer frasco se repitió el proceso tres veces, usando FORSU, bagazo 1 y bagazo 2, respectivamente, obteniéndose al final el extracto 3 (E3) y el bagazo 3 (B3). Los recuadros en azul representan las fracciones finales que fueron caracterizadas y utilizadas como sustrato en digestión anaerobia y los verdes los bagazos intermedios que fueron caracterizados y volvieron a someterse a otra extracción. Este procedimiento fue el mismo para las tres relaciones.

5.4.4. Temperatura de extracción

Para determinar el efecto de la temperatura en la solubilidad de los compuestos de la FORSU, se realizó una extracción de referencia a la temperatura de ebullición del agua en la Ciudad de México (93 °C) con un sistema de extracción *Soxhlet*. Cada ciclo de extracción fue de 8 horas y se realizaron cuatro ciclos, colocando agua limpia en cada ocasión. La relación FORSU:agua en



esta etapa fue de 1:5 debido diseño del equipo de extracción *Soxhlet*. Los resultados de esta etapa son comparados con las extracciones a temperatura ambiente de las relaciones 1:1, 1:2 y 1:3.

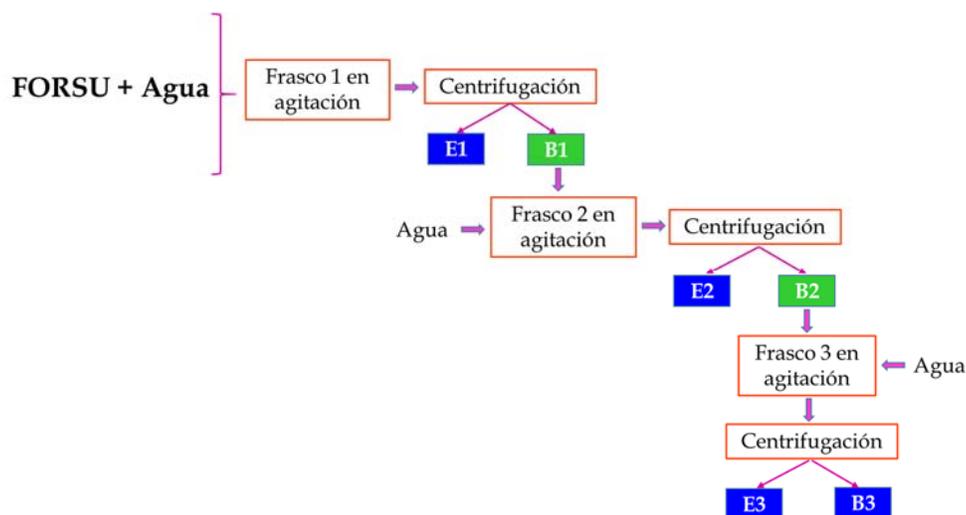


Figura 5.6. Esquema del proceso de extracción. E=Extracto y B= Bagazo, los recuadros azules indican los sustratos que se someterán a digestión anaerobia

5.4.5. Caracterización de extractos y bagazos

A los extractos resultantes de la etapa 5.4.3 (relación FORSU:agua) se les determinó ST, SV, DQO, NK y PT, y a los bagazos humedad, ST, SV, DQO, NK, PT, carbohidratos, proteínas, grasas y aceites, y lignina. Los métodos analíticos utilizados se presentan en el capítulo 5.6.

5.5. Producción de metano

Para determinar la producción de metano de la FORSU y de las fracciones obtenidas durante el proceso de extracción se realizaron dos experimentos de fermentación húmeda y seca. En la digestión húmeda se utilizaron como sustratos FORSU y los extractos y bagazos resultantes de las pruebas de extracción, mientras que la digestión seca se realizó únicamente con FORSU. Para ambas pruebas se utilizó el equipo AMPTS descrito en el capítulo 5.2.

5.5.1. Digestión húmeda

Los extractos y bagazos obtenidos durante las extracciones y la FORSU se utilizaron como sustrato en las pruebas de digestión húmeda. Además, para cada relación FORSU:agua, se mezclaron 50 mL de los extractos 1, 2 y 3 para obtener una muestra que represente la extracción total de compuestos solubles y que se denominó "mezcla". La mezcla de cada relación se caracterizó y uso en las pruebas fermentación húmeda. Los resultados de la producción de metano de las mezclas fueron comparados con la suma de la producción individual de los extractos 1, 2 y 3 en cada relación. Los sistemas fueron reactores en lote con agitación continua a 110 rpm y ensayos de 21 días de duración. En frascos de reacción de 500 mL se colocó el volumen de inóculo que proporcionó 8 gSV, 1 mL de solución de micronutrientes y el sustrato determinado: 100 mL de extractos o 2 gSV de bagazos o de FORSU. El volumen de trabajo de



400 mL se completó usando solución amortiguadora de fosfatos 0.1 M a pH de 7. El biogás producido se cuantificó sin remover CO_2 y H_2S . La composición del biogás se determinó diariamente. El pH de los reactores se midió al inicio y término de cada lote. Debido a la limitante en el número de reactores que se pueden usar con el equipo AMPTS, por cada relación FORSU:agua se colocó un lote experimental con los siguientes reactores: 2 del extracto 1, 2 del extracto 2, 2 del extracto 3, 2 con mezcla de extractos, 2 con bagazo, 2 con FORSU, 1 control (dextrosa) y 2 testigos (únicamente inóculo).

5.5.2. Digestión seca

Se pusieron en marcha 3 reactores *semicontinuos* en paralelo, cada reactor con un volumen total de 1000 mL y un volumen de trabajo de 700 mL, dotados de dos puertos adaptados con válvulas de bola para alimentación de sustrato y para toma de muestra del *digestato* y un tercero con un septo acoplado para toma de muestra del biogás. En la Figura 5.7 se presenta la configuración del reactor, vacío y con muestra, resaltando las partes principales. La temperatura fue controlada a condiciones mesofílicas (35°C) con un baño de agua. El biogás producido se hizo pasar por los frascos lavadores con una solución 3M de NaOH para eliminar el CO_2 y el H_2S del biogás y así el contador cuantificó únicamente el CH_4 . Debido a que el inóculo no está adaptado para realizar digestiones secas, se inició esta prueba con un proceso de aclimatación del inóculo y posteriormente se operaron los reactores a 4 cargas orgánicas.

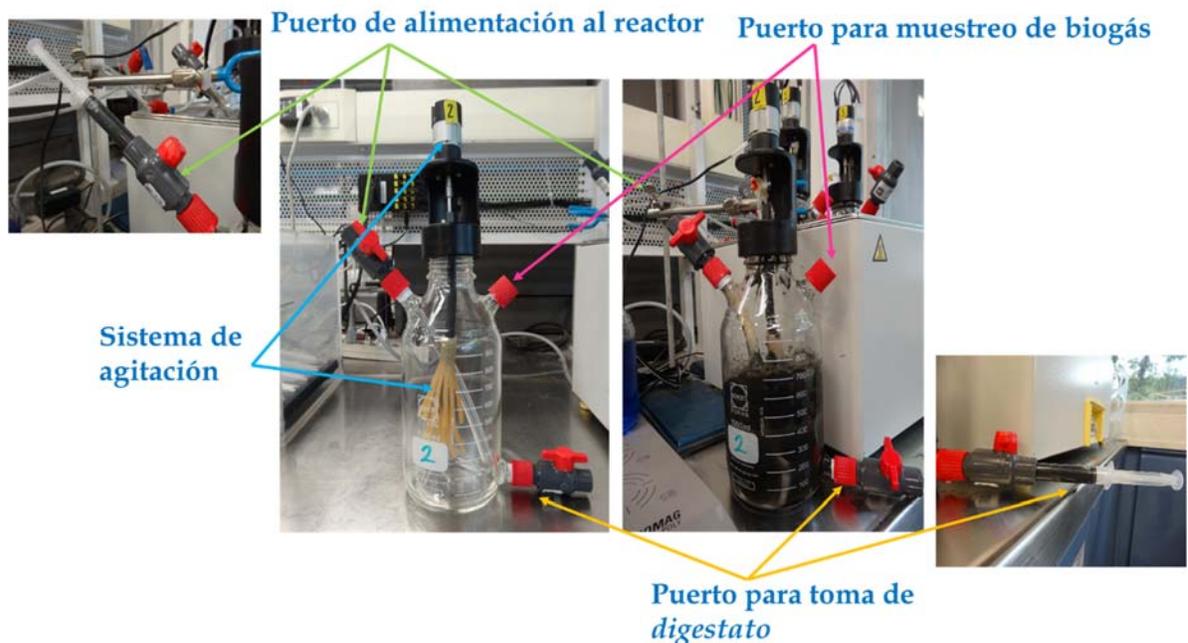


Figura 5.7.- Configuración de los reactores.

5.5.2.1. Arranque y aclimatación del inóculo

En cada reactor se colocaron 350 mL de lodos anaerobios y 1 mL de solución de micronutrientes preparados de acuerdo con el capítulo 5.3. Al arranque se alimentaron 11 g de FORSU y la alimentación se incrementó de forma gradual hasta llenar cada reactor a su volumen de trabajo



(700 mL). El oxígeno del medio fue desplazado con nitrógeno. El suministro de sustrato se realizó de lunes a viernes y fue suspendido en caso de presentarse indicios de acidificación en los reactores y, una vez por semana, se tomó muestra del reactor para dar seguimiento a pH, alcalinidad, factor alfa (α), índice tampón o *buffer* (IB), relación de alcalinidad intermedia y parcial (AI/AP), ácidos grasos volátiles (AGV), DQO, ST, SV y N-NH₄ de acuerdo con los métodos analíticos del capítulo 5.6. La composición de biogás se determinó diariamente desde el inicio hasta su estabilización y posteriormente se analizó una vez por semana.

5.5.2.2. Operación de los reactores

Una vez llenos los reactores se operaron con 4 cargas orgánicas diferentes (5.6, 6.3, 6.7 y 7.5 kg SV/m³·d), con alimentación y toma de muestra únicamente de lunes a viernes. Durante la operación de la primera carga orgánica, el seguimiento de pH, alcalinidad, factor α , IB, AI/AP y ácidos grasos se realizaron 3 veces por semana y posteriormente una vez a la semana. Los análisis de DQO, ST, SV y N-NH₄ se hicieron una vez por semana.

5.6. Métodos analíticos

En la Tabla 5.1 se presentan las técnicas usadas para la caracterización y determinación de los diferentes parámetros evaluados durante la experimentación. Estas determinaciones permitieron conocer las características de la FORSU, extractos, bagazos e inóculo y dar seguimiento en el arranque y operación de los reactores. Para las determinaciones de DQO, NK, PT e hidratos de carbono de la FORSU y bagazos, una cantidad conocida de la muestra finamente triturada (0.1 a 0.2 mm) se diluyó con un volumen conocido de agua destilada y se trató como un agua residual concentrada.

Tabla 5.1. Métodos analíticos

Determinación	Método
Humedad	Gravimetría, se obtiene por diferencia entre la masa inicial y los sólidos totales determinados (APHA, 2540 B)
Sólidos totales (ST) y sólidos totales totales (STT)	Gravimetría. Sólidos secados a una temperatura de 103 a 105°C (APHA, 2540-B)
Sólidos disueltos totales (SDT)	Gravimetría. Sólidos filtrados por filtro de fibra de vidrio de 1.6 μ m y secados a una temperatura de 103 a 105°C. (APHA, 2540-B y 2540-C)
Sólidos volátiles (SV) y fijos (SF)	Gravimetría. Sólidos previamente secados a 103-105°C e incinerados a 550°C (APHA, 2540-E)
sólidos disueltos volátiles (SDV)	Gravimetría. Sólidos filtrados por filtro de fibra de vidrio de 1.6 μ m, previamente secados a 103-105°C e incinerados a 550°C (APHA, 2540-B y 2540-E)
DQO	Fotometría. Digestión por reflujo cerrado a 150°C con reactivos preparados, lectura a 600 nm (APHA, 5220-D).
Nitrógeno Kjeldahl (NK)	Titulación. Digestión ácida con catalizador de selenio por el método de Wieninger (Merck, 2009) y posterior neutralización, destilación y titulación con H ₂ SO ₄ 0.02N (APHA, 4500-NH ₃ C y 4500-NH ₃ E)



Tabla 5.1. Métodos analíticos (continuación)

Determinación	Método
N-NH ₄	Destilación y titulación con H ₂ SO ₄ 0.02N (APHA, 4500-NH ₃ C y 4500-NH ₃ E)
Fósforo total (PT)	Digestión ácida con ácido sulfúrico y ácido nítrico (APHA, 4500-P B 4). Método colorimétrico del ácido vanadomolibdofosfórico a 470 nm (APHA, 4500-P C)
Hidratos de carbono	Fotometría con fenol y sulfato de hidracina a 490 nm por el método colorímetro de Dubois (Dubois <i>et al.</i> , 1956)
Grasas y aceites	Gravimetría. Extracción con éter y posterior evaporación (Método Soxhlet modificado de APHA, 5520-D)
Proteínas	Nitrógeno Kjeldahl multiplicado por factor de 6.25 (Cabbai <i>et al.</i> , 2013)
Fibra cruda	Gravimetría. NDF-Fibra detergente neutra (AOAC, 2012)
Celulosa y lignina	Gravimetría. ADF-Fibra detergente ácida y ácido sulfúrico al 72% (AOAC, 2012)
pH	Medido con potenciómetro Thermo Scientific Orion 2 star
Alcalinidad parcial (AP) e intermedia (AI)	Titulación con ácido sulfúrico 0.1 N de pH de la muestra hasta pH de 5.75 para AP y de 5.75 a 4.3 para AI (Pérez y Torres, 2008)
Índice alfa (α) e Índice tampón o <i>buffer</i> (IB)	Relación de alcalinidades $\alpha = AP / AP + AI$ e $IB = AI / AP + AI$ (Pérez y Torres, 2008)
Ácidos grasos volátiles totales (AGV)	Titulación en retroceso de pH 4 a 7 con NaOH 0.1 N de la muestra acidificada a pH 3.3, centrifugada y el sobrenadante puesto en ebullición (DiLallo y Albertson, 1961)
Composición del biogás (CO ₂ y CH ₄)	Cromatógrafo de gases (SRI 8610c) equipado con detector de conductividad térmica, columna de acero inoxidable empacada con silica gel (8600-PK1A), helio como gas de arrastre con flujo de 27 mL/min. Inyección de 0.5 ml de biogás a las siguientes condiciones: 1 min a 50 °C, incremento 50 °C/min hasta 100 °C y se mantiene por 1 min. La temperatura del detector es de 150 °C.

5.7. Análisis estadístico y modelación

Los análisis estadísticos se realizaron con el software PASW Statistics 18. Los análisis ANOVA de un factor y Tukey se utilizaron para determinar el efecto de las variables y las diferencias significativas de los resultados de los diferentes parámetros evaluados en las etapas experimentales. El nivel de significancia establecido es 0.05. Los ajustes de datos experimentales a los diferentes modelos (primer orden y Monod) se realizaron con una regresión no-lineal mediante la herramienta *solver* de Microsoft Excel 2013.



6. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

El análisis de los resultados obtenidos en cada una de las etapas descritas en la metodología y su discusión con lo reportado en literatura se presenta en los siguientes capítulos. La división de cada capítulo corresponde, de manera general, al arreglo presentado en metodología con la excepción de los capítulos que describen técnicas y herramientas. Se adicionan algunos capítulos para complementar el análisis.

6.1. Obtención y caracterización de la FORSU

La estación de transferencia seleccionada para realizar el muestreo fue Coyoacán. En el Anexo A se presentan los datos de la estación. De acuerdo con el último inventario de residuos sólidos de la Ciudad de México (GDF, 2014), solo 3 estaciones tienen una eficiencia mayor al 78 % en la recolección separada de los RSU, entre ellas Coyoacán. Para realizar la caracterización se utilizaron las técnicas indicadas en la Tabla 5.1 del capítulo 5.

6.1.1. *Recolección de la muestra de FORSU*

El muestreo se llevó a cabo con base en la Norma mexicana NMX-AA-015-1985 que establece el método de cuarteo para tomar una muestra representativa. El día seleccionado para realizarlo correspondió a un día destinado a la recolección de residuos orgánicos, por lo que no fue necesario realizar separación de fracciones de acuerdo con la Norma NMX-AA-022-1985. Diariamente entran a descargar a la estación entre 380 y 450 camiones, de este total se consideraron 50 camiones como universo para realizar el muestreo. A 15 camiones



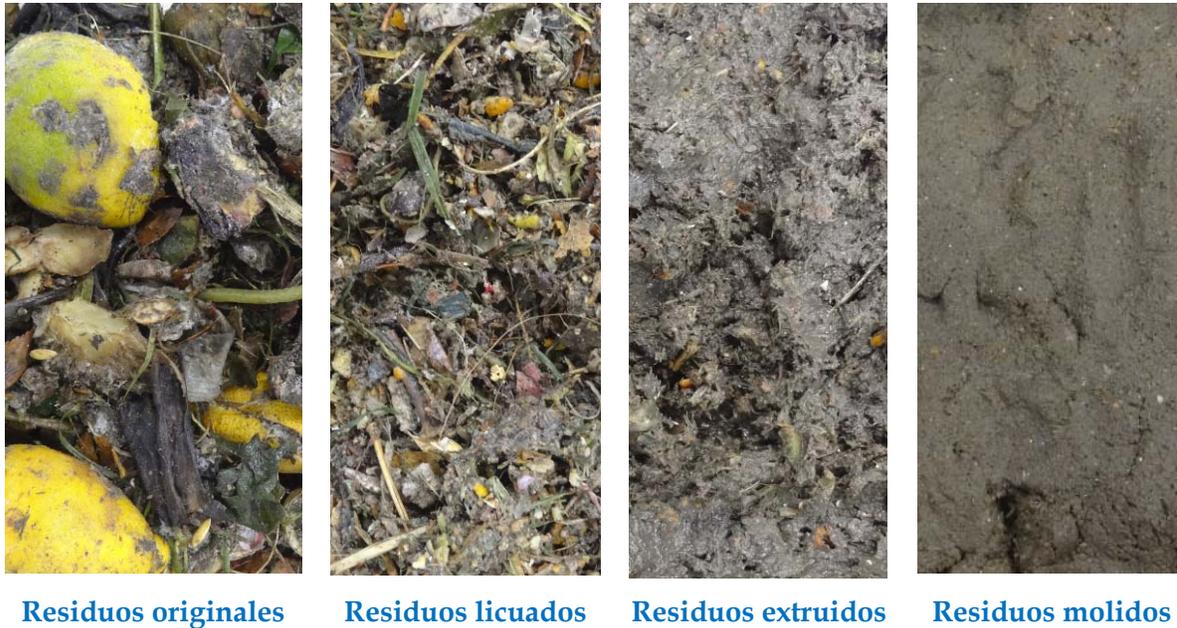
seleccionados aleatoriamente se les pidió que descargaran parte de los residuos en el piso para poder tomar una muestra de entre 80 y 120 kg por cada camión. En la Figura 6.1 se presenta la secuencia del muestreo. En la Figura 6.1a se puede apreciar los residuos mezclados de los 15 camiones previamente a realizar el cuarteo, en la Figura 6.1b se observa el método de cuarteo, en el cual dos esquinas contrapuestas fueron eliminadas, para realizar un segundo cuarteo. En la Figura 6.1c se observan los residuos finales que fueron empacados y transportados a las instalaciones del Instituto de Ingeniería, para su almacenamiento en un congelador a -20°C (Figura 6.1d). La densidad de la FORSU muestreada fue de 641.3 kg/m^3 ; la determinación se presenta en el Anexo A.



Figura 6.1. Procedimiento del muestreo

6.1.2. Características de la FORSU

La disminución de tamaño para homogeneizar la FORSU empleada durante la experimentación se realizó en tres equipos: inicialmente se utilizó una licuadora tipo industrial marca Internacional, posteriormente se pasaron los residuos por un extrusor marca Nixtamatic y por último en un molino de discos con motor marca Molinos del Rey con motor de $\frac{1}{2}$ hp de potencia. Los residuos se trituraron hasta un tamaño de 0.1-0.2 mm a la salida del molino de discos. En la Figura 6.2 se presentan los residuos resultantes en cada etapa de molienda. Después de moler los residuos se mezclaron para tener una muestra homogénea, para lo cual todos los residuos molidos se colocaron en una mesa y se mezclaron manualmente. En la Figura 6.3 se muestra el proceso de mezclado. Los resultados de la caracterización de la FORSU se presentan en la Tabla 6.1.



Residuos originales

Residuos licuados

Residuos extruidos

Residuos molidos

Figura 6.2. FORSU en cada etapa de reducción de tamaño



Figura 6.3. Mezclado de los residuos molidos para obtener la muestra homogénea

Los resultados muestran que el 70% del peso de la FORSU es humedad siendo el resto sólidos totales (ST). Aproximadamente el 75% de los ST corresponde a materia orgánica, 223 gramos de SV por cada kilogramo de FORSU. Los residuos presentaron una relación $DQO/SV=1.37$.

Con respecto a la composición bromatológica, en la Figura 6.4 se presenta la distribución de macromoléculas que constituyen la parte orgánica de la FORSU (sólidos volátiles). Los compuestos con mayor presencia (53%SV) son los carbohidratos, de los cuales la mitad corresponden a celulosa y hemicelulosa (26.5%SV) que al ligarse con la lignina forman el complejo *lignocelulósico* que representa aproximadamente el 40% de los SV. Esto significa que, de cada kg de FORSU, 135 gramos son realmente aprovechables por los microorganismos responsables de la producción de biogás, mientras que los otros 90 gramos que completan los sólidos volátiles son material de difícil aprovechamiento para la producción de biogás. El



contenido de proteínas y grasas fue similar, con el 15 y 17%SV, respectivamente. Únicamente 2% de los SV no fue identificado.

Tabla 6.1. Caracterización de la FORSU

Parámetro	Valor	Unidades
Humedad	70 ± 0.4	%
Sólidos totales	297 ± 4.0	g/kg
Sólidos volátiles	223 ± 4.1	g/kg
Sólidos fijos	75 ± 0.5	g/kg
DQO	304 ± 11.4	gO ₂ /kg
Carbohidratos	118 ± 6.9	g/kg
Fibras crudas	88 ± 0.4	g/kg
Grasas y aceites	39 ± 3.9	g/kg
Proteínas	34 ± 0.8	g/kg
Lignina	30 ± 1.9	g/kg
Celulosa	47 ± 1.9	g/kg
Hemicelulosa	12 ± 0.2	g/kg
Nitrógeno Kjeldahl	5.4 ± 0.1	g/kg
Fósforo total	1.8 ± 0.05	g/kg

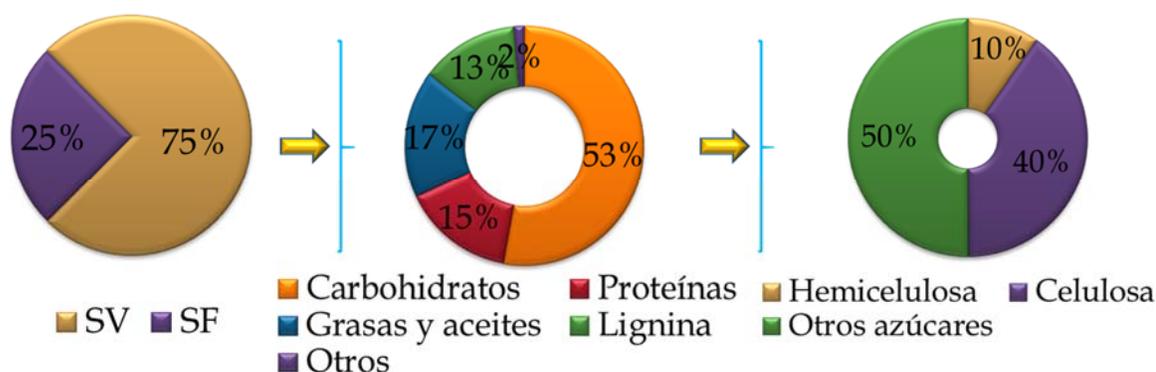


Figura 6.4. Distribución de los compuestos orgánicos de la FORSU

Las características de la FORSU generada en la Ciudad de México son similares a residuos separados en fuente en casas habitación de otros países. En la Tabla 2.2 en el capítulo 2.1.2 se presentan datos de la caracterización química de FORSU de diferentes países. Los valores de ST varían entre 150 y 502 g/kg de FORSU en base húmeda y el promedio es de 273 ± 69 g/kg. De los 29 datos presentados en la Tabla 2.2 únicamente 9 presentan valores menores a 250 g/kg y la mayoría oscila entre 250 y 300 g/kg. Los resultados de ST de este trabajo están cercanos al promedio de los 29 datos que provienen de 13 países diferentes con 297 ± 4 g/kg. En cuanto a SV el promedio fue de 231 ± 60 g/kg y lo determinado en este trabajo fue de 223 ± 4.1 g/kg. Una de las principales diferencias es la fracción de materia orgánica en los sólidos totales (SV/ST); el rango de esta relación está entre 0.71 y 0.95 sin considerar lo reportado por Forster-Carneiro *et al.* (2008b) ya que el valor es inferior a los otros (0.43). Los valores de SV/ST de la mayoría de los trabajos son mayores al determinado en este trabajo con un valor de 0.75, lo que



hace suponer la presencia de varios compuestos contaminantes, ya que el promedio en esta relación de los trabajos descritos en la Tabla 2.2 fue de 0.84 ± 0.11 . Las mayores diferencias se observan en los valores de nitrógeno y fósforo, con valores de 1.9 a 28 g/kg de FORSU para nitrógeno y de 0.4 a 2.4 g/kg para el fósforo. De acuerdo con los datos presentados, los residuos generados en la Ciudad de México son parecidos a los generados en Barcelona, España, considerando los valores reportados por Ponsá *et al.* (2011) y con los residuos de Gistrup, Dinamarca, reportados por Angelidaki *et al.* (2006) tanto para ST, SV, relación SV/ST y nitrógeno. Ninguno de los dos reporta datos de fósforo. Los residuos generados en Kolding, Dinamarca (Hansen *et al.*, 2007a), y en Southampton, Reino Unido (Banks *et al.*, 2011), son similares a los de la Ciudad de México en cuanto a contenido de fósforo. En el caso de los residuos de Verona, Italia, caracterizados por Bolzonella *et al.* (2005), los ST, SV y la relación SV/ST es similar a los de este estudio, pero la cantidad de nitrógeno es 5 veces mayor que en los residuos de Coyoacán.

Pocos trabajos reportan valores de DQO (ver Tabla 2.4 del capítulo 2.1.2) debido a la complejidad en el manejo de la muestra que repercute en la reproducibilidad de los resultados. La DQO determinada en este trabajo fue de 304 ± 11.4 gO₂/kg y los datos de la Tabla 2.4 manejan valores entre 140 y 575 gO₂/kg. La FORSU con la mayor relación SV/ST de 0.92 presentó una DQO de 575 gO₂/kg (Alibardi y Cossu, 2015) y la menor con una relación de 0.43 la DQO fue de 140 gO₂/kg (Forster-Carneiro *et al.*, 2008b).

En cuanto a la caracterización bromatológica, varios autores presentan resultados de las diferentes macromoléculas que están presentes en la FORSU pero no suelen dar la caracterización completa debido a los alcances de sus respectivos trabajos (ver Tabla 2.5 capítulo 2.1.3). Las mayores diferencias en las características de la FORSU generada en la Ciudad de México con la generada en otros países se observan en la caracterización bromatológica. El contenido de grasas y aceites varía con valores entre 61 y 207 g/kgSV; quitando los dos valores más bajos (61 y 96 g/kgSV) que se alejan del resto de los valores, el promedio en el contenido de grasas y aceites es de 168 ± 22.6 g/kgSV y lo determinado en esta caracterización es de 173 g/kgSV. En las proteínas solo un dato (77 g/kgSV) sale del rango de 146 y 231 g/kgSV con un promedio de 182 ± 26 g/kgSV y los resultados de este trabajo indicaron un contenido de proteínas de 152 g/kgSV. El contenido de grasas y aceites y proteínas fueron los valores más parecidos a los promedios de lo reportado en los diferentes trabajos. Los reportes de fibras crudas oscilan entre 173 y 378 g/kgSV y los resultados de este trabajo indican un contenido de 396 g/kgSV, superior a todos; lo mismo se observó para el contenido de celulosa con un valor de 212 g/kgSV, superior a lo reportado en otros trabajos (50 a 175 g/kgSV). El contenido de lignina varía entre 54 y 185 g/kgSV; solamente lo reportado por Hartmann y Ahring (2005) es superior a lo determinado aquí, con 133 g/kgSV. Por otro lado el contenido de hemicelulosa es de los valores más bajos, con 52 g/kgSV; el rango de los valores de la Tabla 2.5 está entre 43 y 131 g/kgSV. Pocos autores reportan los carbohidratos totales; los valores de los trabajos que lo hacen están entre 350 y 620 g/kgSV: lo determinado en este trabajo es intermedio, con un valor de 530 g/kgSV. Estas diferencias se puede deber a



diversos factores (regionales, culturales, sociales, estacionales, etc) pero de acuerdo con el estudio de VALORGAS (2010) estas diferencias en la composición bromatológica no son relevantes desde el punto de vista químico, lo cual se observa en el análisis de composición elemental de la FORSU (ver Tabla 2.3) vista integralmente.

6.2. Extracción de compuestos solubles

Se realizaron diferentes pruebas para evaluar cuatro variables en el proceso de extracción, (número de extracciones consecutivas, tiempo de contacto, cantidad de agua y temperatura) y su efecto en la extracción de compuestos orgánicos solubles susceptibles de producir metano. Las pruebas en esta etapa fueron planeadas de forma consecutiva, de forma tal que los resultados de la evaluación de una variable afectaron la metodología para evaluar la siguiente variable.

6.2.1. Número de extracciones

Esta variable fue evaluada mediante dos experimentos. En el primer experimento únicamente se cuantificó la materia orgánica extraída determinada como DQO, y el número de extracciones se detuvo cuando la extracción ya no fue significativa (<1% de la DQO inicial de la FORSU). La Figura 6.5 muestra los resultados de esta prueba. En el eje Y principal se presenta la materia orgánica de cada extracto expresada como DQO y en el eje Y secundario el acumulativo. La prueba se realizó por duplicado y se presentan ambos resultados de forma separada.

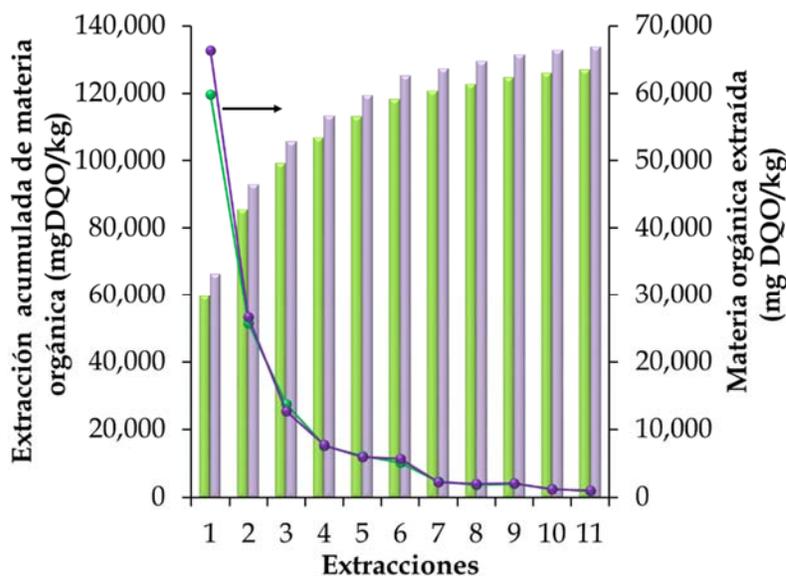


Figura 6.5. Extracción de materia orgánica expresada como DQO

Las réplicas presentan la misma tendencia y solamente en la primera extracción se observó diferencia con valores de 59.8 gDQO/kg en una prueba y de 66.4 gDQO/kg en la otra. Para las siguientes extracciones los puntos se superponen, lo cual es relevante porque se observa homogeneidad en las muestras usadas. La significancia establecida para detener las extracciones de menos de 1% de materia orgánica extraída se cumplió en la séptima extracción,



y se realizaron 4 extracciones extras para confirmar los resultados. Durante la primera extracción la DQO promedio determinada en el extracto fue de 63 g/kg, lo cual corresponde al 22.2% de la materia orgánica de la FORSU expresada como DQO. Para las siguientes pruebas, en forma consecutiva, las extracciones fueron de 9.2, 4.7, 2.7, 2.2, 1.9, 0.8, 0.7, 0.7, 0.4 y 0.4% de la DQO de la FORSU. En el acumulado, a partir de la sexta extracción, se puede apreciar un comportamiento tendente al cero.

Con los resultados de la primera prueba se decidió realizar un segundo experimento con solamente 6 extracciones. En esta prueba una parte de cada extracto fue filtrada por filtro de 1.6 μm de diámetro de poro y ambas muestras (filtrada y sin filtrar) en cada extracción fueron caracterizadas para determinar la cantidad de compuestos que fueron separados en la fase acuosa. De forma visual se pudieron observar diferencias en el color de cada extracto sin filtrar y filtrados. En la Figura 6.6 se presenta el comparativo de cada extracto filtrado y sin filtrar.

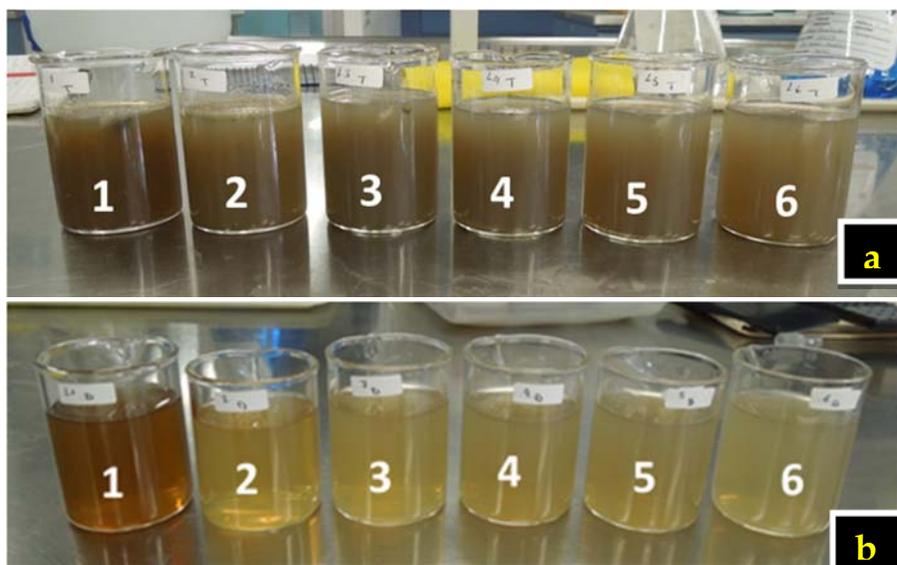


Figura 6.6. a) Extractos sin filtrar y b) Extractos filtrados por 1.6 μm

Se puede observar en el caso de los extractos sin filtrar (Figura 6.6a) la presencia de material en suspensión que da coloración y turbidez a las muestras. La diferencia en las tonalidades se debe a la cantidad de sólidos arrastrados en cada extracción. Esta diferencia es más notoria en el caso de los extractos filtrados (Figura 6.6b), donde claramente se aprecia un color ámbar en el primer extracto y, posteriormente, líquidos amarillos que van disminuyendo gradualmente su intensidad.

La caracterización de los extractos y su parte disuelta se realizó con base en Métodos Estándar (APHA, 2005) y los resultados se presentan en la Figura 6.7. La tendencia es similar a la prueba anterior: en la primera extracción se logra separar la mayor cantidad de compuestos. Durante esta extracción se extraen el 67, 66 y 62% del total extraído en las 6 extracciones para ST, SV y DQO, respectivamente, y el restante para completar el 100% se obtiene en las otras 5 extracciones. Lo anterior muestra que la mayor cantidad de compuestos susceptibles de ser



extraídos se obtienen en la primera extracción, disminuyendo significativamente a partir de la segunda extracción.

El porcentaje de sólidos volátiles acumulados (Figura 6.7a) durante las seis extracciones fue de casi 43% y los ST acumulados de 32%; esto indica que se lixivian principalmente compuestos volátiles. La relación de SV/ST de los extractos fue de: 0.82, 0.84, 0.93, 0.85, 0.86 y 0.89 para el 1°, 2°, 3°, 4°, 5° y 6° extractos, respectivamente. Estas relaciones sugieren que con la primera extracción se arrastra la mayor cantidad de minerales (material inorgánico) y en las extracciones posteriores la cantidad de sólidos volátiles arrastrados es mayor. Analizando las relaciones de sólidos disueltos totales / sólidos totales (SDT/STT) y de sólidos disueltos volátiles / sólidos totales volátiles (SDV/STV) para cada extracción se tuvieron los siguientes valores: [0.91, 0.90], [0.78, 0.78], [0.61, 0.59], [0.50, 0.48], [0.54, 0.53] y [0.44, 0.37]. Estas tendencias muestran que inicialmente los compuestos extraídos eran principalmente solubles y con las siguientes extracciones los sólidos suspendidos totales y volátiles incrementaron hasta ser más de la mitad de los sólidos en el extracto seis.

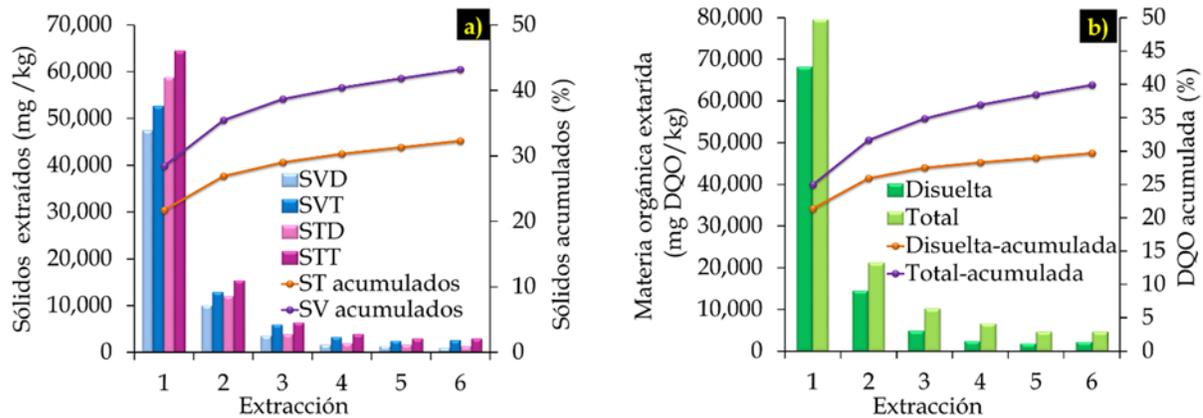


Figura 6.7. Caracterización de los extractos totales y filtrados

La DQO de los extractos (Figura 6.7b) presentó un comportamiento similar a la de los sólidos; en el primer lavado se extrajo una mayor cantidad de material carbonoso. Las relaciones DQO_d/DQO_t fueron: 0.86, 0.69, 0.48, 0.38, 0.42 y 0.50 para las extracciones de la 1 a la 6, respectivamente. Estas relaciones tienen sentido debido a que, a medida que los sólidos suspendidos fueron aumentando a la par de las extracciones, la DQO del material disuelto fue disminuyendo. En la primera extracción la materia orgánica del extracto corresponde al 40% de la DQO de la FORSU.

Cada extracto fue usado como sustrato en una prueba de potencial bioquímico de metano (PBM), en la cual se colocaron 145 ml de lodos anaerobios (volumen que proporcionó 8 gSV de inóculo) con 100 ml de cada extracto. En la Figura 6.8 se presenta la producción de metano por día de cada extracto. Se observa que el primer extracto tuvo una mayor producción de metano en comparación con los restantes 5, lo cual está relacionado con la tendencia de arrastre de los sólidos volátiles presentada en la Figura 6.7a. La producción de metano de los extractos 2, 3 y 4 fue similar aun cuando el arrastre de SV disminuyó entre extracciones (Figura 6.7a).

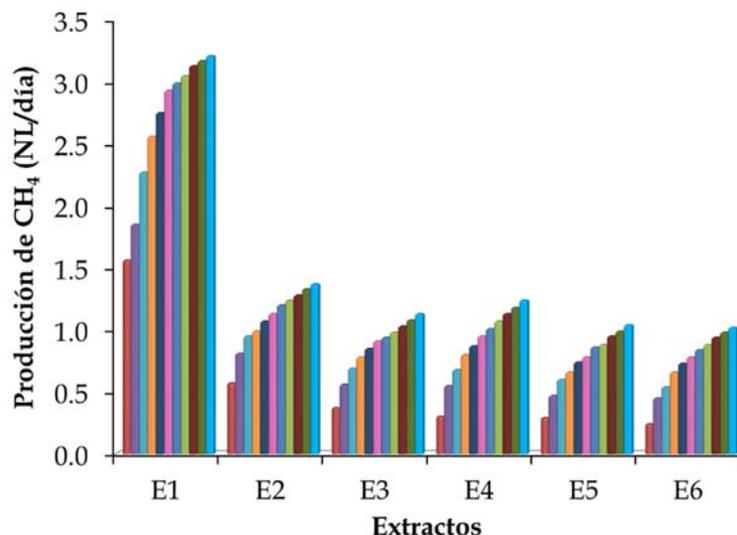


Figura 6.8. Producción de metano por extracto, desde el día 1 hasta el 9.

Mediante pruebas de Tukey con nivel de significancia de 0.05 se determinaron las diferencias estadísticas en los cuatro principales parámetros evaluados en esta prueba: STT, STV, DQO y producción de metano. En la Tabla 6.2 se presenta un resumen de los resultados de la prueba de Tukey; las tablas completas se presentan en el Anexo B. Cada parámetro evaluado se representa con una letra diferente cuando los resultados son diferentes entre sí y con las mismas letras aquellas que son estadísticamente iguales. Los datos de STT y STV indican 3 grupos de resultados que muestran diferencia estadística en la primera y segunda extracción, siendo los resultados de las extracciones 3^a, 4^a, 5^a y 6^a estadísticamente iguales. Para la DQO y la producción de metano se presentaron cuatro grupos: la primera y segunda extracción están en dos grupos diferentes; la tercera y cuarta extracción son estadísticamente iguales y la quinta y sexta extracción se encuentran en el cuarto grupo. En los resultados de la DQO, el extracto 4 pertenece a dos grupos estadísticos, uno con el extracto 3 y el otro grupo lo forma con las extracciones 5^a y 6^a. En la producción de metano la extracción 3^a está en dos grupos, en uno con la extracción 4^a y en otro grupo con las extracciones 5^a y 6^a.

Tabla 6.2. Comparación de diferencia significativa ($p=0.05$) mediante prueba de Tukey

Extracción	STT	STV	DQO	CH ₄
1	A	A	A	A
2	B	B	B	B
3	C	C	C	C-D
4	C	C	C-D	C
5	C	C	D	D
6	C	C	D	D

Del total extraído con las 6 extracciones, en las tres primeras se logra arrastrar 87, 90 y 89% de DQO, ST y SV, respectivamente. La producción de metano de los tres primeros extractos corresponde al 63% de la producción de la suma de los 6 extractos. Con base en estos análisis



y los resultados de las diferencias significativas se propone realizar únicamente tres extracciones en las siguientes etapas

6.2.2. *Tiempo de contacto*

En la Figura 6.9 se presentan los perfiles de extracción de las tres relaciones de agua (1:1, 1:2 y 1:3) para las tres extracciones consecutivas de la FORSU. Los parámetros presentados corresponden a los extractos sin filtrar (totales). En la Figura 6.9a se observan los resultados de la primera extracción y se puede apreciar que con la mayor dilución (1:3) la extracción de compuestos es mayor en comparación con las otras dos relaciones. Los sólidos volátiles que se lograron arrastrar en esta extracción fueron: 47,000, 59,000 y 64,000 mg/kg para las relaciones 1:1, 1:2 y 1:3, respectivamente; estos valores corresponden al 61, 68 y 73% de los SV separados por la suma de las tres extracciones consecutivas. Después de 30 minutos, las curvas presentan un comportamiento constante hasta los 120 minutos, indicando que la máxima extracción se alcanza en aproximadamente 30 minutos de contacto. En las dos siguientes extracciones ya no se aprecia diferencia en los perfiles con respecto a la cantidad de agua empleada. En la segunda extracción (Figura 6.9b), entre 15 y 30 minutos se observan valores de ST, SV y DQO constantes hasta los 120 minutos. En los perfiles de la tercera extracción (Figura 6.9c) no se observan de forma clara valores constantes después de los 120 min de mezclado en comparación con las dos extracciones anteriores. Durante la segunda extracción se arrastran 26, 23 y 20% de los SV del total extraído con las tres extracciones para las relaciones 1:1, 1:2 y 1:3, respectivamente.

Las relaciones de compuestos disueltos entre totales para cada extracción y relación durante los 120 minutos de tiempo de contacto se presentan en la Figura 6.10. Durante la primera extracción (Figura 6.10a) las relaciones disueltos/totales fueron constantes a lo largo del tiempo, y los valores fueron mayores para ST y SV, con promedios entre 0.89 y 0.93, mientras que los promedios de DQO fueron 0.83, 0.86 y 0.87 para las relaciones 1:1, 1:2 y 1:3, respectivamente. La mayor cantidad de disueltos extraídos (promedio durante los 120 minutos) se determinaron para la relación 1:3, seguida de la 1:2 y, por último, la 1:1, pero la variación fue mínima.

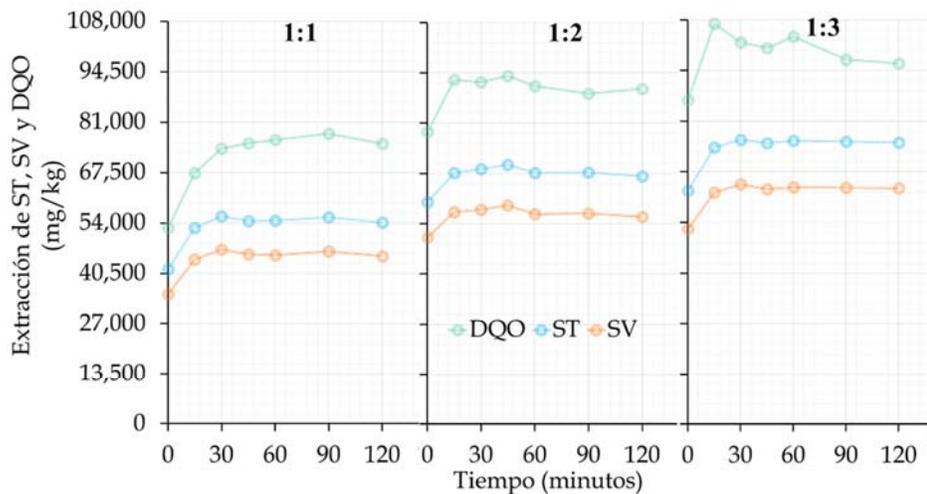
Para la segunda extracción (Figura 6.10b) los compuestos disueltos disminuyeron y por consiguiente las relaciones promedio entre los disueltos y totales también. Para la relación disueltos/totales de SV se determinaron valores de 0.89, 0.87 y 0.81 para las relaciones 1:1, 1:2 y 1:3, respectivamente. Para esta segunda extracción la mayor cantidad de disueltos se presentó en la relación 1:1, seguida de la 1:2 y la 1:3; la tendencia fue contraria a la primera extracción. La variación a lo largo de los 120 minutos fue mayor que durante la primera extracción, y aún más notoria para las curvas de la tercera extracción (Figura 6.10c), especialmente en las relaciones 1:2 y 1:3.

Los promedios de disueltos/totales de SV, ST y DQO en la tercera extracción fueron: [0.89, 0.90, 0.84], [0.74, 0.76, 0.70] y [0.69, 0.68, 0.69], para las relaciones 1:1, 1:2 y 1:3, respectivamente. La mayor presencia de disueltos fue para la relación 1:1, la cual presentó la curva más estable,

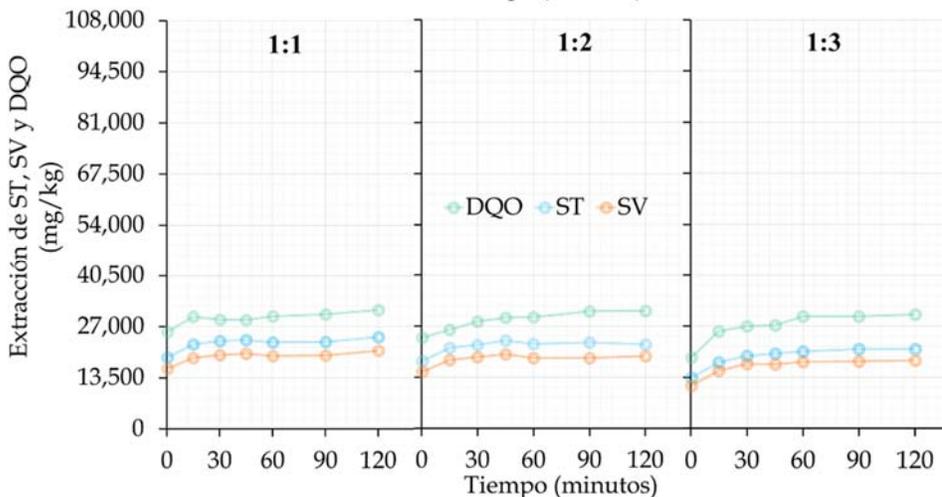


teniendo las relaciones 1:2 y 1:3 mayor variación. Estos perfiles indican un mayor arrastre de compuestos volátiles y una tendencia más estable en las primeras dos extracciones.

a) Primera extracción



b) Segunda extracción



c) Tercera extracción

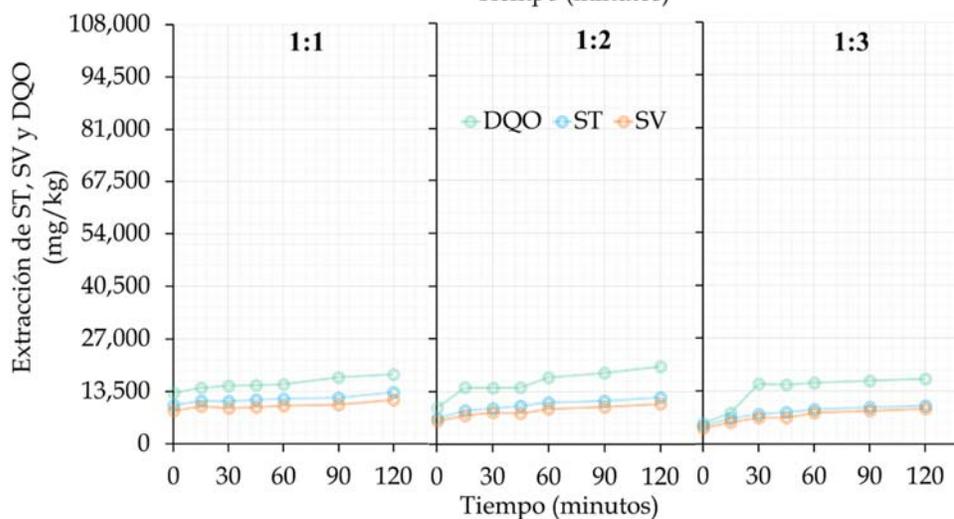
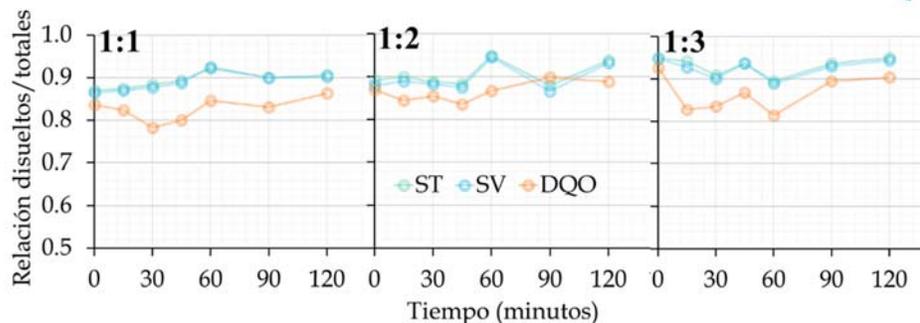


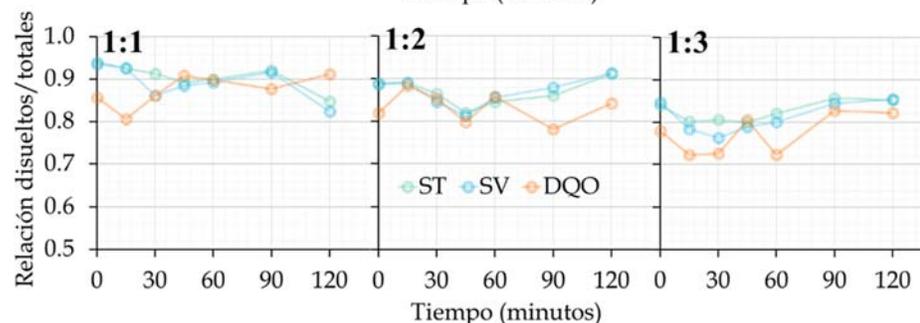
Figura 6.9. Extracción de DQO, ST y SV en 120 minutos



a) Primera extracción



b) Segunda extracción



c) Tercera extracción

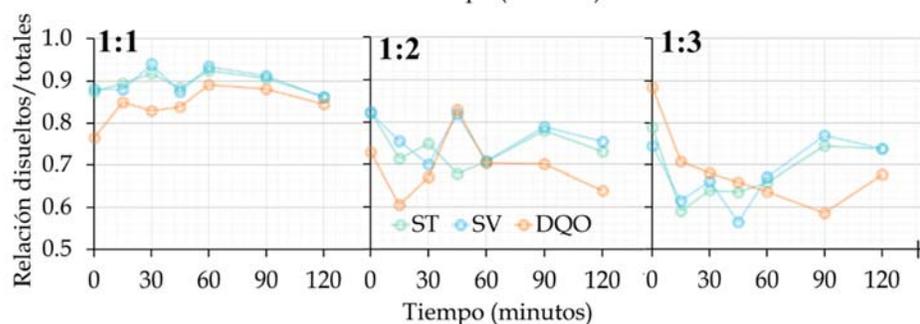


Figura 6.10. Relación disueltos/totales de cada parámetro en las tres extracciones y relaciones FORSU:agua (1:1, 1:2 y 1:3)

Los análisis estadísticos mediante la prueba de Tukey (Anexo B.2) realizados a los sólidos volátiles de los extractos obtenidos a los diferentes tiempos de muestreo y a las tres relaciones FORSU:agua permitieron determinar el tiempo mínimo de contacto que se requiere para cada extracción. En la Tabla 6.3 se presentan los tiempos obtenidos a partir de las comparaciones de Tukey: los valores de SV en cada extracción a tiempos posteriores a los presentados en la tabla son estadísticamente iguales por lo que no es necesario dejar más tiempo la FORSU y el agua en contacto. Predomina el tiempo de 15 minutos en las primeras dos extracciones de las tres relaciones. Para la tercera extracción el tiempo mínimo de contacto fue de 60 a 120 minutos, pero en este lavado la cantidad de compuestos extraídos es mínima en comparación con las dos extracciones anteriores. Con el fin de asegurar la mayor extracción posible se fijó en 30 minutos el tiempo de contacto.

6.2.3. Relación FORSU:agua

Se probaron 3 relaciones FORSU:agua: 1:1, 1:2 y 1:3 y para cada relación se realizaron tres extracciones con tiempo de contacto de 30 minutos. En la Tabla 6.4 se presentan las características de los extractos de las tres extracciones consecutivas con agua de los compuestos



solubles de la FORSU con tiempos de mezclado de 30 minutos. Entre paréntesis se presenta la distribución del 100 % extraído (suma de las tres extracciones) de cada parámetro evaluado por cada extracción.

Tabla 6.3. Tiempo mínimo de contacto (resumen de pruebas de Tukey)

Extracción	Tiempo (min)		
	R1:1	R1:2	R1:3
1	15	15	15
2	15	15	30
3	120	120	60

Tabla 6.4 Características de los extractos y mezcla de las tres extracciones y relaciones FORSU:agua

Parámetro	Extracto 1	Extracto 2	Extracto 3	Suma	
1:1	ST (g/kg)	53 ± 2.9 (61.6)	22 ± 1.1 (25.7)	11 ± 0.6 (12.7)	87 ± 3.9 (100)
	SV (g/kg)	45 ± 2.4 (61.6)	19 ± 0.9 (25.8)	9 ± 0.3 (12.6)	73 ± 3.2 (100)
	DQO (gO ₂ /kg)	76 ± 2.0 (63.9)	28 ± 0.9 (23.8)	15 ± 0.3 (12.4)	118 ± 0.8 (100)
	PT (mg/kg)	306 ± 3.1 (63.0)	117 ± 1.2 (24.1)	63 ± 6.3 (12.9)	486 ± 5 (100)
	NK (mg/kg)	943 ± 27.4 (54.9)	463 ± 4.6 (26.9)	313 ± 6.3 (18.2)	1,719 ± 31 (100)
1:2	ST (g/kg)	65 ± 5.7 (68.1)	21 ± 1.1 (22.2)	9 ± 0.1 (9.7)	95 ± 6.7 (100)
	SV (g/kg)	55 ± 4.6 (67.7)	18 ± 0.9 (22.3)	8 ± 0.1 (10.1)	81 ± 5.4 (100)
	DQO (gO ₂ /kg)	89 ± 6.9 (67.3)	29 ± 1.1 (21.6)	15 ± 0.3 (11.2)	132 ± 5.0 (100)
	PT (mg/kg)	340 ± 3.4 (66.1)	118 ± 2.7 (22.9)	57 ± 1.1 (11.0)	515 ± 9 (100)
	NK (mg/kg)	1,178 ± 11.8 (52.8)	611 ± 28.1 (27.4)	444 ± 16.4 (19.9)	2,233 ± 67 (100)
1:3	ST (g/kg)	71 ± 6.3 (73.1)	18 ± 0.8 (19.1)	8 ± 0.2 (7.8)	97 ± 7.0 (100)
	SV (g/kg)	59 ± 5.7 (72.3)	16 ± 1.0 (19.5)	7 ± 0.2 (8.2)	82 ± 6.6 (100)
	DQO (gO ₂ /kg)	97 ± 6.2 (70.0)	26 ± 1.3 (18.9)	15 ± 1.3 (11.1)	138 ± 7.3 (100)
	PT (mg/kg)	287 ± 3 (68.7)	88 ± 0.1 (21.1)	43 ± 0.1 (10.2)	417 ± 4 (100)
	NK (mg/kg)	1,393 ± 64.1 (60.4)	487 ± 63.8 (21.1)	426 ± 90.8 (18.5)	2,307 ± 300 (100)

6.2.3.1. Relación FORSU:agua 1:1

De igual forma que en las pruebas anteriores la separación de la mayor cantidad de compuestos se logra durante la primera extracción para todos los parámetros evaluados. Con excepción de NK en los demás parámetros evaluados se logró extraer en la primera extracción más del 60% del total. Para NK en la tercera lixiviación la cantidad extraída fue aún relevante con un 18.2% cuando en todos los demás parámetros los porcentajes son cercanos al 13%.

En la Figura 6.11 se presenta la distribución de los nutrientes principales después de los tres procesos de lixiviación. El material carbonoso medido como DQO se queda de forma mayoritaria en el bagazo (61%) y el resto queda distribuido entre los tres extractos. En el caso de NK en el bagazo queda el 68%, y el 73% del PT, indicando que las moléculas que en su estructura contienen estos compuestos son poco solubles en agua.

Las relaciones entre disueltos (filtrados por 1.6 µm) y totales (extractos) se presenta en la Tabla 6.5. En los parámetros ST y SV se observó una tendencia similar: los valores en el extracto 1 y



2 fueron casi iguales con 0.92 y 0.93 para ST y 0.92 y 0.94 para SV, respectivamente. En el tercer extracto la relación fue de 0.79 en ST y 0.83 en SV. La DQO y el PT tuvieron un comportamiento similar: un valor bajo en el primer extracto, con relaciones de 0.71 para DQO y de 0.79 para PT, aumentando en ambos casos la relación en el segundo extracto, con valores de 0.86 para DQO y 0.91 para PT y disminuyendo en el tercer extracto, a 0.73 para DQO y a 0.79 para PT. Los resultados de NK mostraron una tendencia a disminuir entre extractos, con valores de 0.94, 0.79 y 0.67 para los extractos 1, 2 y 3, respectivamente.

Tabla 6.5. Relación disueltos/totales (adimensional)

	Extracto 1	Extracto 2	Extracto 3	Mezcla	
1:1	ST	0.92	0.93	0.79	0.94
	SV	0.92	0.94	0.83	0.90
	DQO	0.71	0.86	0.73	0.84
	PT	0.79	0.91	0.79	0.79
	NK	0.94	0.79	0.67	0.78
1:2	ST	0.93	0.89	0.68	0.90
	SV	0.93	0.89	0.70	0.91
	DQO	0.83	0.85	0.63	0.82
	PT	0.79	0.80	0.63	0.73
	NK	0.90	0.68	0.55	0.92
1:3	ST	0.97	0.83	0.65	0.88
	SV	0.93	0.82	0.63	0.87
	DQO	0.87	0.80	0.64	0.76
	PT	0.66	0.72	0.69	0.85
	NK	0.87	0.90	0.58	0.82

6.2.3.2. Relación FORSU:agua 1:2

Los resultados de usar dos veces más agua en la extracción de los diferentes compuestos se presentan en la Tabla 6.4 y en la Figura 6.11. Como en los resultados de la relación 1:1, el comportamiento de las cantidades extraídas de NK en cada lixiviación fue diferente a los demás parámetros evaluados. Para ST, SV, DQO y PT en la primera lixiviación se obtuvo entre el 66 y 68% de los totales extraídos decayendo hasta el 11% en la tercera lixiviación. Del NK se extrajo un 53% en la primera lixiviación pero en la tercera lixiviación aún se extrajo el 20%.

Los balances de nutrientes se presentan en la Figura 6.11. Con esta relación se logró una mejor extracción de los compuestos de la FORSU, pero aún queda material sin extraer del bagazo. La mayor cantidad de los compuestos se mantiene en el bagazo. La distribución de material carbonoso fue de 58% en el bagazo y 42% en los extractos. Para NK en el bagazo se quedó retenido el 59% pasando el 41% restante a los extractos. En el caso de PT, en el bagazo se mantuvo un 72% y solo se logra extraer el 28%. La cantidad de NK que se extrajo en la relación 1:2 incrementó en comparación con la relación 1:1, pero el PT fue el mismo, lo que muestra la baja solubilidad de los compuestos que contienen fósforo.



Figura 6.11 Balance de nutrientes después de las extracciones



En la Tabla 6.5 se presentan las relaciones entre los compuestos disueltos (extracto filtrado por 1.6 μm) y totales (extracto sin filtrar). Los ST, SV y NK tuvieron un comportamiento similar, disminuyendo conforme se realizaron las lixiviaciones. No hubo una diferencia significativa entre las relaciones de disueltos/totales de ST y SV, con valores de 0.93 en la primera extracción y de 0.89 en la segunda extracción. En NK disminuyó la relación en el segundo extracto de forma importante de 0.90 a 0.68. En el tercer extracto las relaciones fueron de 0.90 para ST y SV y de 0.92 para NK. El comportamiento de DQO y PT fue similar. Para DQO las relaciones fueron de 0.83, 0.85 y 0.63, y en PT de 0.79, 0.80 y 0.63 para los extractos 1, 2 y 3, respectivamente.

6.2.3.3. Relación FORSU:agua 1:3

En la Tabla 6.4 y la Figura 6.11 se presentan los resultados de la relación FORSU:agua 1:3. Para ST, SV, DQO y PT en la primera lixiviación se consigue extraer más del 68% de total de cada parámetro, pero en NK solo se consigue el 60%. En la tercera lixiviación, el NK que se extrae es aproximadamente 19% y en los otros parámetros en este extracto se tienen porcentajes menores al 11%.

Como en las otras relaciones FORSU:agua, la mayor parte de los nutrientes se mantuvieron en el bagazo (Figura 6.11). En el caso de DQO el 57% se mantuvo en el bagazo y el 43% restante distribuido entre los tres extractos. Para NK, en el bagazo permaneció el 57% y el 77% del PT. Estos valores muestran la baja solubilidad de los compuestos que integran la FORSU, lo cual tiene influencia en la producción de biogás, ya que se requiere de una etapa de hidrólisis que hace más lento el proceso global.

La relación entre compuestos disueltos (filtrados por 1.6 μm de diámetro de poro) y los totales (extracto separado por decantación) se presenta en la Tabla 6.5. Para ST, SV y DQO se observa una tendencia similar a disminuir al aumentar el número de extracciones. En el primer extracto las relaciones disueltos/totales de ST, SV y DQO fueron de 0.97, 0.93 y 0.87, respectivamente. Para el segundo y tercer extracto estos valores fueron casi iguales, entre 0.8 y 0.83 en el extracto 2 y entre 0.63 y 0.65 en el extracto 3. En el caso de NK y PT en la segunda extracción se obtuvieron mayores relaciones de los disueltos/totales que en el primer extracto. NK disminuyó en el tercer extracto hasta 0.58, cuando en el primer extracto tuvo una relación de 0.89 y de 0.90 en el segundo. Las relaciones en PT fueron de 0.66, 0.72 y 0.69 para los extractos 1, 2 y 3, respectivamente.

6.2.3.4. Comparación de las tres relaciones FORSU:agua

En las Figuras 6.12 y 6.13 se presentan comparaciones del efecto de la cantidad de agua utilizada en cada extracción. En la Figura 6.12 se presenta la comparación de ST, SV y DQO y en la Figura 6.13 de NK y PT. En la Figura 6.12 se observa que, para la segunda y tercera extracción, con la menor cantidad de agua (relación 1:1) se puede extraer una mayor cantidad de compuestos, seguida de la relación 1:2 y 1:3. En el caso de la primera extracción y en la sumatoria de las tres extracciones (Total) la tendencia es diferente: se logra la mayor extracción



al utilizar una mayor cantidad de agua, con resultados similares para ST y SV entre la relación 1:2 y 1:3. Como se ha mencionado anteriormente la extracción más importante se logra con la primera extracción para todas las relaciones, disminuyendo de forma significativa para la segunda y tercera extracciones. Las cantidades totales extraídas con respecto a cada parámetro de la FORSU fueron de 29, 32 y 33% de ST, 33, 37 y 37% de SV, y 41, 43 y 45% de DQO, para las relaciones 1:1, 1:2 y 1:3, respectivamente.

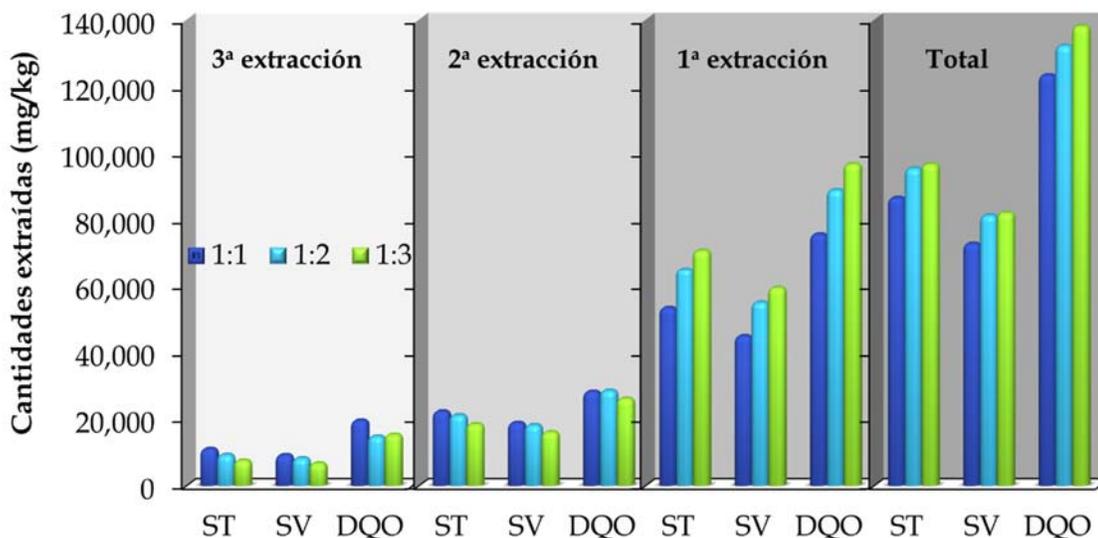


Figura 6.12. Efecto de la cantidad de agua en las extracciones de ST, SV y DQO

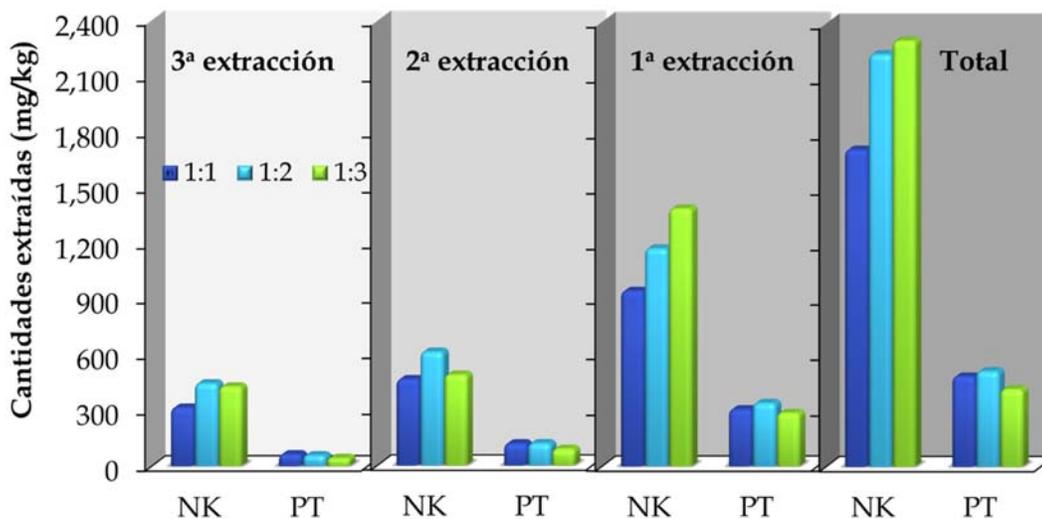


Figura 6.13. Efecto de la cantidad de agua en las extracciones de NK y PT

En el caso de NK y PT en cada extracción se observaron tendencias diferentes (Figura 6.13). Para NK, en la tercera extracción con las relaciones 1:2 y 1:3, se logra lixiviar una mayor cantidad de compuestos nitrogenados, y ambas extracciones son similares, con 444 y 426 mg/kg, respectivamente. En la segunda extracción, con la relación 1:2, se obtienen los valores más altos siendo los resultados de las relaciones 1:1 y 1:3 similares. Para la primera extracción,



el orden de mayor a menor extracción fue de 1:3, 1:2 y 1:1; en el total se observa esta misma tendencia, pero los resultados de la relación 1:2 y 1:3 son casi iguales con 2,233 y 2,307 mg/kg, respectivamente. Las cantidades extraídas con las tres extracciones corresponden al 32, 41 y 43% del nitrógeno Kjeldahl contenido en la FORSU para las relaciones 1:1, 1:2 y 1:3, respectivamente.

En el caso del PT, los resultados de las relaciones 1:1 y 1:2 fueron similares en todas las extracciones, con valores ligeramente más altos en la relación 1:2. En el caso de la relación 1:3 todos los valores obtenidos fueron menores que con las otras dos relaciones; esta tendencia es diferente en comparación con todos los otros parámetros mencionados. Fue posible extraer el 27, 28 y 23% del fósforo contenido en la FORSU en el total de los tres extractos. Estos porcentajes son los más bajos de todos los parámetros analizados, lo que muestra que los compuestos que contienen fósforo son poco solubles.

Debido a que el efecto en la cantidad de agua tiene relativamente poca influencia en algunos parámetros, se realizó un análisis para determinar si los valores son estadísticamente diferentes. En la Tabla 6.6, se presenta el resumen de los análisis realizados, los cuales se encuentran completos en el Anexo B.3. La comparación de la tabla se realiza en filas por cada extracción y relación. Una misma letra indica que los resultados de ese parámetro son estadísticamente iguales y letras diferentes señalan diferencias estadísticas. La letra A corresponde a los valores más bajos de cada parámetro y la C a los más altos.

Tabla 6.6. Comparación estadística por relación y extracción

Relación		1:1	1:2	1:3
Primera extracción	ST	A	B	B
	SV	A	B	B
	DQO	A	B	B
	NK	A	B	C
	PT	B	C	A
Segunda extracción	ST	B	B	A
	SV	B	B	A
	DQO	B	B	A
	NK	A	B	A
	PT	B	B	A
Tercera extracción	ST	C	B	A
	SV	C	B	A
	DQO	A	A	A
	NK	A	B	B
	PT	C	B	A
Total (suma)	ST	A	A	A
	SV	A	A	A
	DQO	A	B	B
	NK	A	B	C
	PT	B	C	A

En la primera extracción, los valores de ST, SV y DQO pertenecen a dos grupos. La relación 1:1 presentó los valores más bajos y las relaciones 1:2 y 1:3 son estadísticamente iguales y



corresponden al grupo B. Los resultados de nitrógeno y fósforo se agruparon en tres grupos y cada relación es estadísticamente diferente entre sí. Los valores más altos para nitrógeno se obtuvieron con la relación 1:3, seguida de la 1:2 y por último de la 1:1, mientras que para PT el orden de mayor a menor fue 1.2, 1:1 y 1:3.

En la segunda extracción los resultados de los 5 parámetros se encuentran en dos grupos para las tres relaciones. Con excepción del NK, donde las relaciones 1:1 y 1:3 fueron estadísticamente iguales con valores inferiores a la relación 1:2, los cuatro parámetros restantes fueron estadísticamente iguales para la relación 1:1 y 1:2, con los valores más altos.

En la tercera extracción, para ST, SV y PT se agrupan los resultados en tres grupos, con orden de mayor a menor de 1:1, 1:2 1:3. Los datos de NK pertenecen a dos grupos: en el grupo con los valores promedio más bajos se encuentra la relación 1:1 y las relaciones 1:2 y 1:3 son estadísticamente iguales. Para DQO todos los valores fueron estadísticamente iguales y se encuentran en el mismo grupo (A).

Durante la primera extracción, a mayor cantidad de agua se aumentó la lixiviación de compuestos solubles de la FORSU siendo las relaciones 1:2 y 1:3 son estadísticamente iguales. En la segunda y tercera extracción con la menor cantidad de agua (relación 1:1) se extraen una mayor cantidad de compuestos. Debido a este cambio de tendencia, al comparar las sumas de las tres extracciones, para cada parámetro, el análisis estadístico indica que: los ST y SV son estadísticamente iguales; en la DQO se observan dos grupos donde las relaciones 1:2 y 1:3 son estadísticamente iguales con los valores más altos; las extracciones de NK y PT son estadísticamente diferentes para las tres relaciones.

Las relaciones DQO:N:P de cada extracto y la mezcla de las tres relaciones se presentan en la Tabla 6.7. De acuerdo con Mata-Álvarez (2003), se recomienda que los sustratos sometidos a digestión anaerobia tengan una relación DQO:N:P de 600:7:1, mientras que Khanal (2008) establece una relación de 350:7:1. Las características de las relaciones 1:1 y 1:2 fueron similares, y en la relación 1.3 se tuvieron valores más altos de material carbonoso debido a que la extracción de fósforo en esta relación fue menor, mientras que la cantidad de nitrógeno fue mayor, por lo que los valores son más altos. En todos los casos el contenido de nutrientes es bueno para su empleo en digestión anaerobia.

Tabla 6.7. Relaciones DQO:N:P por extracto

Relación	E1	E2	E3	Mezcla
1:1	247:3:1	240:4:1	233:5:1	222:4:1
1:2	261:3:1	242:3:1	260:4:1	232:4:1
1:3	337:5:1	296:6:1	360:10:1	315:5:1

Bolzonella *et al.* (2005) realizó un proceso de fermentación en un reactor en lote, en el cual colocó residuos orgánicos separados en fuente con agua a condiciones psicrófilas (14-22 °C) sin adicionar inóculo y determinó que es posible solubilizar el 67% de los sólidos volátiles de la FORSU, lo cual representa una solubilización 80% superior a la conseguida en este trabajo. El rango de temperaturas utilizado por Bolzonella *et al.* (2005) es similar al utilizado en este



estudio, pero en su investigación se hace un ajuste con agua en el reactor de aproximadamente 3% de ST, lo cual corresponde a una relación FORSU:agua de 1:8 a 1:9, superior a las empleadas en este trabajo, y el tiempo de contacto es mayor (4.5 días) en comparación con los 90 minutos empleados para realizar las tres extracciones consecutivas en la presente propuesta.

Nayono *et al.* (2010) reportaron la separación de la FORSU en dos fases, una líquida y una sólida, empleando una prensa para “exprimir” la FORSU sin adicionar agua, usando después la fase líquida en una prueba de digestión anaerobia. En el trabajo no se da la información suficiente para determinar cuánto representan las cantidades de ST, SV y DQO presentes en la fase líquida con respecto a los residuos originales. Considerando que las características de la FORSU en diferentes países son similares en el contenido de ST y SV, se realizó una aproximación que indica que, al “exprimir” la FORSU, se separan el 17% de los ST y el 14% de los SV, cantidades menores a las que se lograron separar en este trabajo, que van del 29 al 33% en ST y del 33 al 37% en SV.

6.2.4. Temperatura de extracción

Para obtener valores de referencia se realizó la extracción con agua a la temperatura de ebullición en la Ciudad de México (93 °C) usando un equipo de extracción *Soxhlet*. Utilizando una sola muestra se realizaron 4 ciclos de extracción (cada ciclo con un lote de agua destilada nueva) con duración de 8 horas por cada ciclo. En la Figura 6.14 se presentan las extracciones de los 5 parámetros evaluados para cada ciclo. Las diferencias entre el primero y segundo ciclos en las extracciones de ST, SV y DQO fueron más grandes que las observadas en las extracciones realizadas a temperatura ambiente, ya que en el primer ciclo las extracciones fueron entre 5 y 6 veces superiores a las del segundo ciclo. En las extracciones de NK, la extracción del primer ciclo fue 2.7 superior que en el segundo, casi 7 veces mayor que en el tercero, mientras que en el cuarto ciclo la extracción fue 48% superior a la del tercer ciclo. La extracción de fósforo total fue completamente diferente: en el último ciclo se logró la mayor extracción, la cual fue 1.5, 3.6 y 1.4 veces mayor que la de los ciclos 1, 2 y 3, respectivamente.

La comparación de las extracciones totales de los cuatro ciclos con la extracción de referencia y las extracciones a temperatura ambiente se presentan en la Figura 6.15. Comparando la cantidad de compuestos extraídos de la relación 1:3 (relación que presenta las máximas extracciones a temperatura ambiente) con la referencia, los incrementos más importantes fueron para nitrógeno orgánico con un incremento de 57 % y de fósforo total con 202 %. Para los ST, SV y DQO los incrementos fueron de 18, 18 y 10 %, respectivamente. Con respecto a la FORSU (ver Tabla 6.1), las cantidades que se lograron extraer en la relación 1:3 fueron de 33, 37, 45, 43 y 23 % para ST, SV, DQO, NK y PT, respectivamente, mientras que para la referencia fueron de 38, 43, 50, 67 y 70 %. Los incrementos con el control de los parámetros evaluados (ST, SV y DQO) no justifican la cantidad de agua utilizada ni la cantidad de energía requerida para calentar el agua, así como el tiempo empleado de 32 horas en total para todos los ciclos, mientras que a temperatura ambiente solo se requiere de 1.5 horas para realizar tres extracciones.

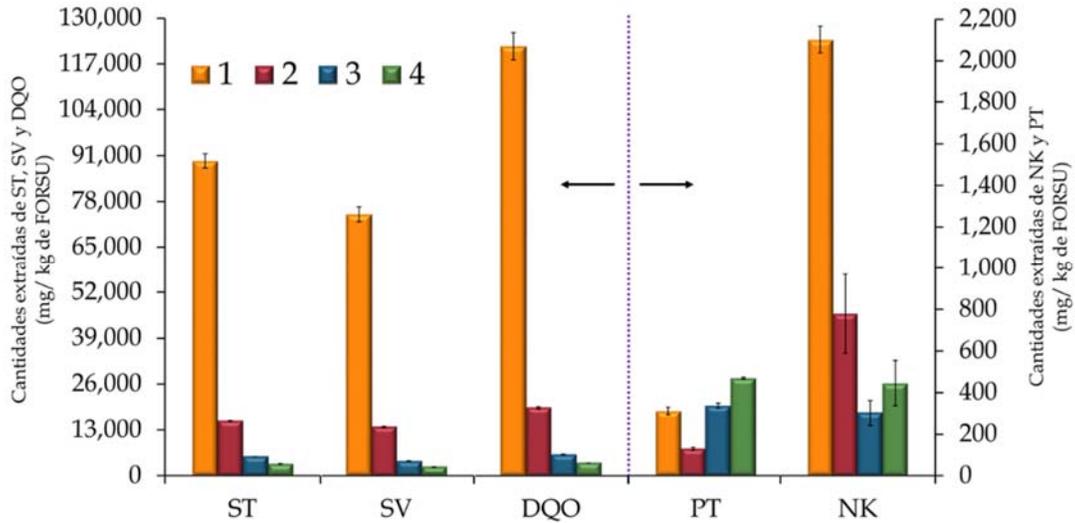


Figura 6.14. Compuestos extraídos por ciclo con agua con Soxhlet

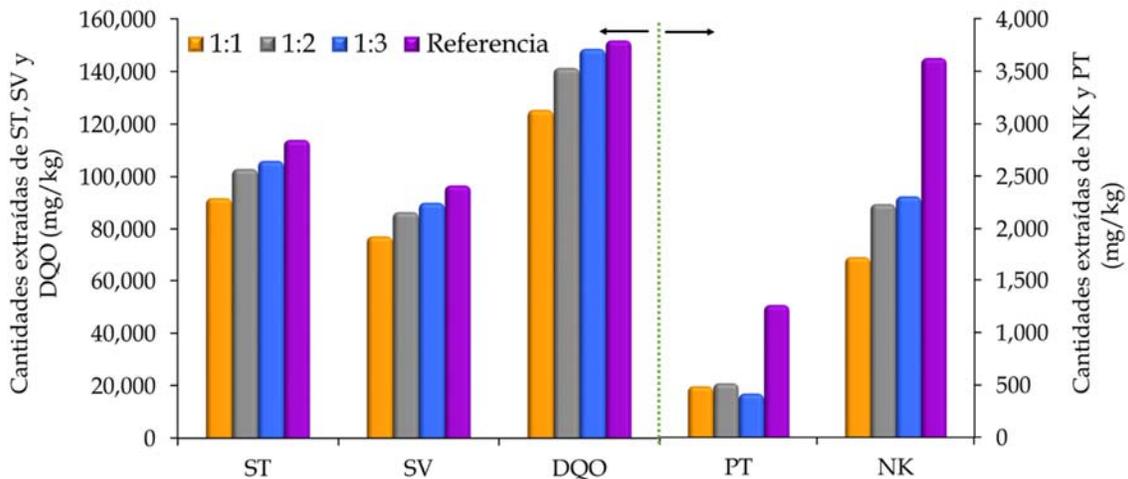


Figura 6.15. Comparación de compuestos extraídos con agua a temperatura ambiente y con agua a temperatura de ebullición

La temperatura mostró tener un efecto positivo en la extracción de nitrógeno y fósforo; los compuestos que incluyen estos elementos en su estructura incrementan su solubilidad con la temperatura. Debido a que las cantidades de NK y PT que se logran extraer a temperatura ambiente son suficientes para proveer una buena relación DQO:N:P para su empleo en digestión anaerobia no se considera conveniente la extracción a temperatura de ebullición. Las relaciones DQO:N:P de los extractos obtenidos en la referencia se presentan en la Tabla 6.8. A partir del segundo ciclo, las cantidades de nitrógeno y fósforo presente en cada extracto son muy altas y, en función del pH, podrían provocar inhibición por amoníaco.

Debido a que las características de estos extractos no son ideales para digestión anaerobia y las condiciones de operación representan un consumo energético que no se justifica, los cuatro extractos y el bagazo obtenidos en la extracción de referencia no se emplearon para pruebas de digestión anaerobia.



Tabla 6.8. Relaciones DQO:N:P para la extracción de referencia

Ciclo	1	2	3	4	Total
DQO:N:P	394:7:1	150:6:1	18:1:1	8:1:1	122:3:1

Komemoto *et al.* (2009) estudiaron el efecto de la temperatura para solubilizar los sólidos de restos de comida, para lo cual colocaron en frascos de reacción residuos de alimentos: agua con una relación en masa de 1:3 bajo condiciones anaerobias y agitación continua, sin el empleo de inóculo; los experimentos los efectuaron a 15, 25, 35, 45, 55 y 65 °C. El tiempo de contacto fue de 22 días, pero los resultados indicaron que la máxima *solubilización* se alcanzó entre 3 y 4 días. Los mejores resultados los obtuvieron a las temperaturas de 35 y 45 °C con valores de *solubilización* de sólidos totales de 70 y 73 %, respectivamente. En este estudio la cantidad disuelta de sólidos totales es aproximadamente la mitad de la reportada por Komemoto *et al.* (2009); para la misma relación de residuos: agua la solubilidad de sólidos totales de la FORSU alcanzada en este trabajo fue de 33 % en 1.5 horas (considerando las tres extracciones) a temperatura ambiente y el 38% de los ST de la FORSU en 32 horas a temperatura de ebullición.

Bae *et al.* (2012) reportaron un incremento de 35% en la DQO soluble de lixiviados de residuos de alimentos al someterlos a 70° C y con adición de inóculo acidogénico con respecto a los lixiviados sin tratamiento. En comparación con el trabajo de Bae *et al.* (2012), en este trabajo el incremento de la DQO soluble es de 21 % al realizar las extracciones a temperatura de ebullición con respecto a la relación con la que se logró la menor extracción de DQO (R1:1) (ver Figura 6.15). Además del empleo de un inóculo en el trabajo de Bae *et al.* (2012), otra diferencia con este trabajo es el tiempo en que permanecen los lixiviados a la temperatura de tratamiento, el cual es de 116 horas mientras que en este trabajo el tiempo efectivo del control (prueba a temperatura de ebullición) fue de 32 horas.

6.2.5. Características de los bagazos

La caracterización de los bagazos resultantes de cada extracción y para cada relación, tanto intermedios como finales, se presentan en la Tabla 6.9. Los intermedios corresponden a los bagazos que se empleaban nuevamente para la siguiente extracción. Todos los datos presentados corresponden a las cantidades que no lograron extraerse y permanecieron en los bagazos.

Tabla 6.9. Características de los bagazos resultantes después de cada extracción y relación (g/kg_{FORSU})

Relación	1:1			1:2			1:3			FORSU
	1	2	3	1	2	3	1	2	3	
No de extracción										
ST	260	212	214	218	200	198	201	200	186	297
SV	190	155	156	165	147	135	152	143	135	223
Carbohidratos	83	65	59	79	59	59	79	59	59	118
Fibras crudas	86	82	82	81	79	79	80	78	76	88



Se puede observar que, a mayor cantidad de agua, se arrastra una mayor cantidad de compuestos en las extracciones, quedando en el bagazo una menor cantidad de sólidos totales y volátiles con respecto a la FORSU. Los resultados en los bagazos 2 y 3 en cada relación son similares, con diferencias entre ellos menores al 8%. La cantidad de fibras crudas que se logran arrastrar son mínimas considerando que la cantidad presente en la FORSU es de 88 g/kg. Al no ser solubles las fibras crudas lo poco que se logra arrastrar corresponde a sólidos que no sedimentan por centrifugación y se encuentran en los lixiviados como sólidos suspendidos. La diferencia en la concentración de fibras crudas entre el segundo y tercer lavado es menor al 5%. La mayor diferencia entre los bagazos 2 y 3 se observó en la cantidad de carbohidratos de la relación 1:1

En la Figura 6.16 se presentan las características de los bagazos finales después de las tres extracciones y para las tres relaciones FORSU:agua empleadas. La columna central corresponde a las relaciones de sólidos volátiles y fijos de los sólidos totales. La última columna corresponde a la distribución de las macromoléculas que integran los sólidos volátiles. De los ST, la relación SV/ST es 0.73, 0.71 y 0.74 para los bagazos de la relación 1:1, 1:2 y 1:3, respectivamente, y no muestran una tendencia con respecto a la cantidad de agua utilizada en las extracciones.

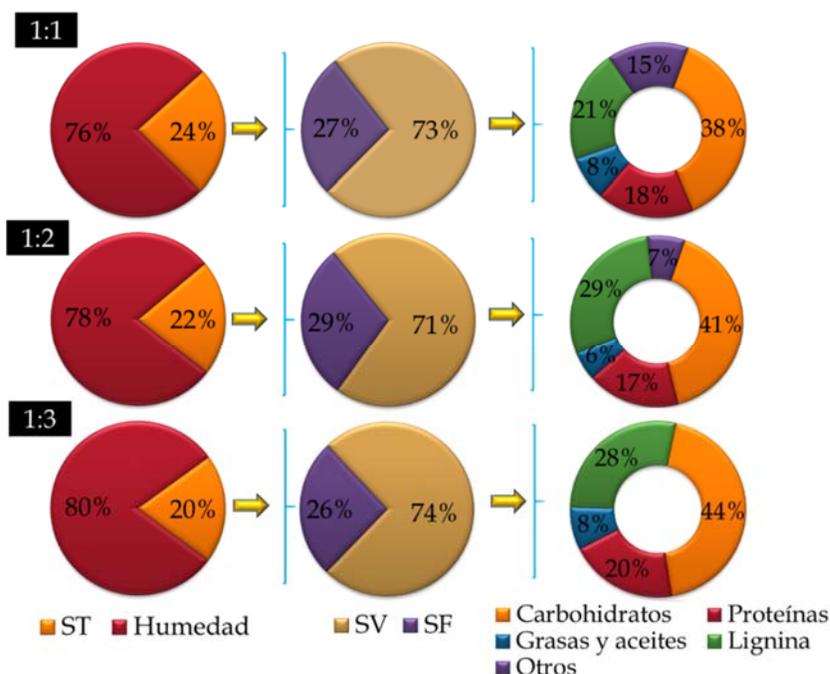


Figura 6.16. Características de los bagazos

Las proteínas y carbohidratos presentan valores más concentrados en los bagazos de la relación 1:2 y 1:3, lo cual se relaciona con que los compuestos nitrogenados son poco solubles y en el caso de los carbohidratos los principales componentes son celulosas y hemicelulosas insolubles; mientras otros compuestos son extraídos estos permanecen en el bagazo. El



contenido de grasas y aceites es similar en los tres bagazos debido a que son compuestos insolubles pero que se logran extraer por arrastre. El contenido de lignina es prácticamente el mismo para las relaciones 1:2 (29%SV) y 1:3 (28%SV), mientras que para la relación 1:1 el contenido de lignina es de 21%.

6.3. Producción de metano

Las pruebas de digestión anaerobia se realizaron bajo dos condiciones diferentes. Inicialmente fueron pruebas en lote de digestión húmeda en donde las muestras obtenidas durante las pruebas de extracción de compuestos solubles de tres relaciones FORSU:agua con tres extracciones consecutivas y la FORSU fueron usados como sustrato. La segunda configuración se realizó en sistemas en *semicontinuo* de digestión seca y se utilizó únicamente con FORSU como sustrato.

6.3.1. Digestión húmeda

Por cada relación FORSU:agua se realizaron tres extracciones consecutivas, obteniendo tres extractos y un bagazo final, preparándose, además una mezcla con cantidades iguales de cada extracto. Los cinco sustratos de cada relación FORSU:agua y una muestra de FORSU fueron sometidos a digestión anaerobia en reactores por lote con volumen de 500 mL y volumen de trabajo de 400 mL. Para las pruebas con extractos se utilizaron 100 mL de sustrato y para las muestras sólidas (bagazo y FORSU) se colocaron 2 gSV. En todos los casos se utilizaron 8 gSV de lodo anaerobio como inóculo.

En la Tabla 6.10 se presentan las condiciones de cada muestra. Los valores de ST, SV y DQO son diferentes en cada sustrato, siendo los más concentrados la FORSU y los bagazos. Debido a las cantidades de agua utilizadas en las diferentes relaciones, los extractos obtenidos de las tres extracciones de la relación 1:3 son más diluidos en comparación con los de la relación 1:2, los cuales, a su vez, presentan menores concentraciones que en la relación 1:1. La relación SV/ST es mayor para los extractos (83-89) en comparación con los bagazos y la FORSU (70-75).

Debido a las diferentes concentraciones de sólidos volátiles en cada sustrato no fue posible utilizar una misma relación inóculo-sustrato (RIS). La cantidad de sólidos volátiles alimentados en cada reactor van desde los 0.26 a los 4 gramos por lo cual las RIS están en el rango de 1.9 a 30.9. De acuerdo con la técnica Alemana VDI 4630 (2006), a partir de una $RIS \geq 2$ se evita cualquier tipo de inhibición; únicamente el extracto E1 de la relación 1:1 está en el límite. Los sólidos volátiles aportados por el inóculo en todos los casos son 8 gramos, para así alcanzar una concentración de inóculo en el reactor de 20 gSV/L recomendados por la técnica VDI 4630. La relación SV/ST del inóculo fue de 0.68, superior a la recomendada por la VDI 4630, que establece una relación mínima de SV/ST de 0.5.

6.3.1.1. Producción de metano de los extractos

En las Figuras 6.17 y 6.18 se presentan las curvas de producción de metano de los extractos y mezcla por cada relación. En la Figura 6.17 se presenta la producción de metano que se obtuvo con los 100 mL de sustrato empleados. La concentración de sólidos volátiles en cada muestra,



de mayor a menor, fue para el extracto 1, mezcla, extracto 2 y extracto 3. Además, con respecto a la cantidad de agua empleada, el orden de mayor a menor concentración fue de la relación 1:1, 1:2 y 1:3 (Ver Tabla 6.10).

Tabla 6.10. Característica de cada muestra para digestión húmeda. E1=Extracto 1, E2=Extracto 2, E3=Extracto 3, M=Mezcla, B= Bagazo, RIS= Relación inóculo- sustrato, STr=Contenido de sólidos totales dentro del reactor (desviación estándar en %)

Relación	Muestra	ST (g/L)	SV (g/L)	SV/ST (%)	DQO (gO ₂ /l)	RIS (SV/SV)	STr (%)
1:1	E1	50 (2.2)	42 (2.1)	84 (0.12)	71 (4.8)	1.9	4.0
	E2	21 (1.5)	18 (1.8)	85 (0.33)	27 (2.7)	4.3	3.3
	E3	10 (11.3)	8 (9.8)	83 (3.0)	18 (5.3)	8.5	3.0
	M	27 (5.0)	23 (4.6)	84 (1.15)	35 (4.3)	3.5	3.5
	B*	229 (8.6)	167 (8.4)	73 (0.34)	201 (2.9)	3.4	3.5
1:2	E1	32 (3.1)	27 (2.9)	85 (0.25)	44 (1.8)	3.1	3.7
	E2	10 (0.66)	9 (1.2)	86 (0.58)	14 (6.0)	9.1	3.1
	E3	5 (4.5)	4.0 (4.8)	89 (0.51)	7 (6.5)	19.0	3.0
	M	16 (2.8)	13 (3.0)	85 (0.45)	22 (4.8)	6.0	3.3
	B*	203 (6.9)	141 (8.7)	70 (1.8)	192 (10.8)	4.0	3.5
1:3	E1	23(2.9)	19(3.5)	84 (0.82)	32 (0.90)	4.2	3.5
	E2	6 (1.9)	5 (2.1)	87 (3.3)	9 (3.6)	15.0	3.1
	E3	2 (3.8)	2 (4.4)	89 (2.8)	5 (8.0)	30.9	3.0
	M	11 (2.9)	9 (3.3)	85 (2.3)	17 (4.1)	8.9	3.2
	B*	189 (6.5)	139 (7.7)	73 (1.3)	182 (18.3)	4.1	3.5
	FORSU*	297 (1.4)	223 (1.9)	75 (0.40)	304 (3.7)	4.0	3.5

*Unidades de bagazo y FORSU en g/kg

Las curvas de producción de metano mostraron una relación directa con la concentración de sólidos volátiles de las muestras: a mayor concentración, mayor producción de metano, por lo que no se observó inhibición en ningún caso. Los extractos más concentrados presentan curvas de producción con diferentes puntos de inflexión. Esta tendencia es conocida como comportamiento *diaúxico*, el cual se da por la presencia de compuestos de diferente asimilación, y las curvas de crecimiento microbiano o de producción de metano presentan diferentes fases exponenciales, separadas por una fase de latencia, fenómeno observado por Jaques Monod en 1941. Este fenómeno se debe a un proceso de adaptación enzimático, en el cual los microorganismos disponen de enzimas para degradar un compuesto A y solo cuando hayan consumido este comenzarán a producir las enzimas para degradar el compuesto B (Cohen, 2011). Las curvas de sustratos menos concentrados presentaron un comportamiento tipo Monod con tendencia a una asíntota aproximadamente a la mitad del tiempo de reacción (11 días).

En la curva del extracto 1 de la relación 1:1 se observa una pendiente similar a las obtenidas para el extracto 2 y la mezcla de la misma relación, mientras que en las relaciones 1:2 y 1:3 el extracto 1, al ser el más concentrado, presentó una pendiente notablemente más alta en comparación con el resto de las curvas en cada relación. Esto hace suponer disturbios por exceso de sustrato: la relación inóculo-sustrato de esta muestra estuvo por debajo de la relación mínima recomendada por el técnica VDI 4630. Además, el 90% del sustrato está en forma



disuelta por lo que se pudo presentar una ligera acidificación en los primeros 5 días de reacción, sin llegar a presentarse inhibición por sustrato.

En la Figura 6.18 se presentan curvas normalizadas que indican la cantidad de metano que puede producirse con cada extracto al lixiviar 1 kilogramo de FORSU. Las curvas presentan tendencias diferentes a las de la Figura 6.17. Los valores más altos se obtienen con la relación 1:3, seguida de la 1:2 y por último la 1:1, debido a que la cantidad de lixiviado por kilogramo de FORSU que se obtiene en cada relación es mayor al emplear una mayor cantidad de agua. Las formas de las curvas son las mismas, y presentan comportamiento *diaúxico* para los sustratos concentrados y de tipo Monod para los diluidos. La producción de metano de la mezcla y la suma de las producciones individuales de los extractos de cada relación se observa en la Figura 6.18. El comportamiento de las curvas y los valores a lo largo del tiempo son similares en ambas curvas. En la relación 1:2 se observa la diferencia más grande entre las curvas de producción de metano de la mezcla y la suma, con una diferencia en la producción de metano, al día 21, del 11%. En las relaciones 1:1 y 1:3 la diferencia en la producción de metano fue de 1.5 y 3.0%, respectivamente. La cantidad de metano que es posible producir con la parte *lixiviable* de la FORSU es de 67, 55 y 42 NL/kg_{FORSU} o de 302, 246 y 188 NL/kg_{SV_{FORSU}} para las relaciones 1:3, 1:2 y 1:1, respectivamente. Aunque los análisis de Tukey (Tabla 6.6-Capítulo 6.2.3) indican que no hubo diferencia estadística en la extracción de SV totales de las tres extracciones consecutivas para cada relación FORSU:agua, sí se observa un efecto en la cantidad de metano producido al emplear más agua en las extracciones.

En la curva de producción de metano del extracto 1 de la relación 1:1, que corresponde al extracto más concentrado (ver Tabla 6.10) y presenta comportamiento *diaúxico* se pueden ver 3 secciones, pero, al realizar un acercamiento, al principio de la reacción se observa una pequeña fase de latencia (Figura 6.19-Primera sección) de aproximadamente 4 horas, que en la curva total no se logra apreciar; posteriormente se observa una tendencia lineal hasta el día 7 con secciones con pendientes diferentes. En el periodo de 0.25 a 3 días la pendiente fue de 0.16 (Figura 6.19-Segunda sección), disminuyendo a 0.06 (segunda fase de latencia) del día 3 al 5. Del día 5 al día 7 (Figura 6.19-Tercera sección) la velocidad de producción volvió a incrementar, siguiendo una tendencia lineal con una pendiente de 0.36. Este periodo es el de mayor velocidad de producción de metano: al día 7 la producción de metano fue el 66% del total al día 21.

Para la cuarta sección de la curva, se realizan dos ajustes: primer orden y Monod. La ecuación de primer orden $ds/dt = -k \cdot t$ es empleada de forma frecuente en la modelación global del proceso de digestión anaerobia (Mata-Álvarez, 2003; Batstone *et al*, 2002; Gujer y Zehnder, 1983). Al integrarse y relacionar el consumo de sustrato con la producción de metano (Rao y Singh, 2004) se obtiene la ecuación general $P = P_{\text{máx}}(1 - \exp^{-k \cdot t})$, donde P =producción de metano al tiempo " t ", $P_{\text{máx}}$ = máxima producción de metano, k =constante de velocidad y t =tiempo. Al aplicar el modelo de primer orden, la producción máxima de metano es de 2.51 NL; la producción de metano experimental corresponde al 88% de la producción máxima determinada mediante el modelo.

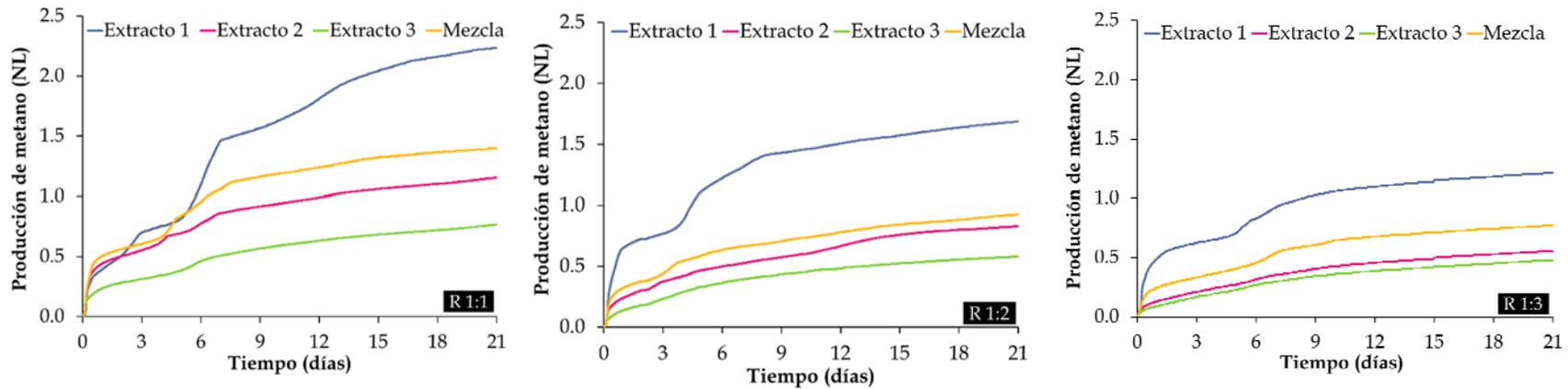


Figura 6.17. Producción de metano por cada 100 mL de extractos

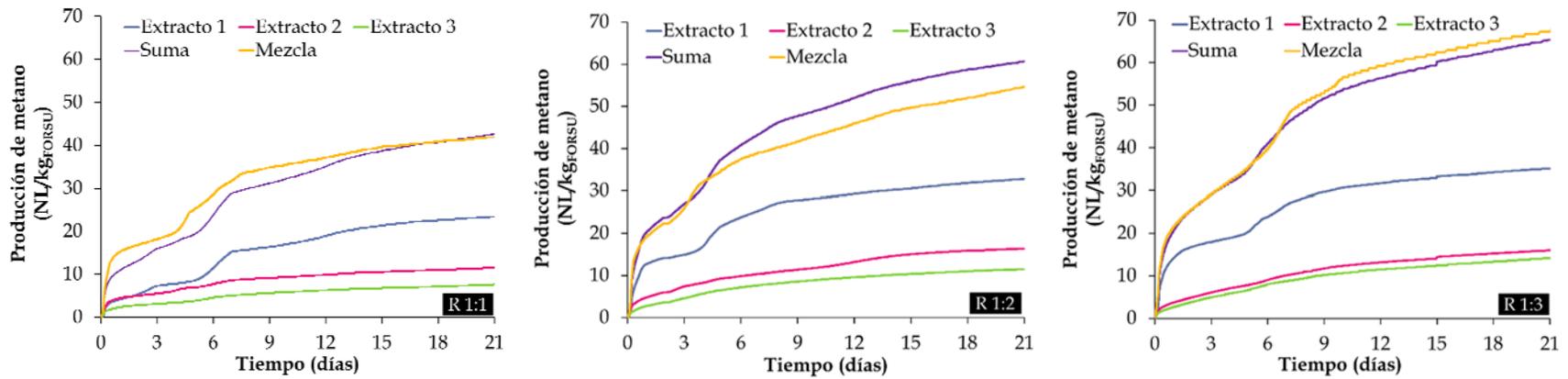
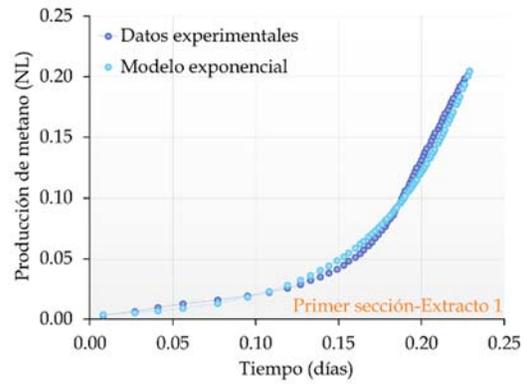
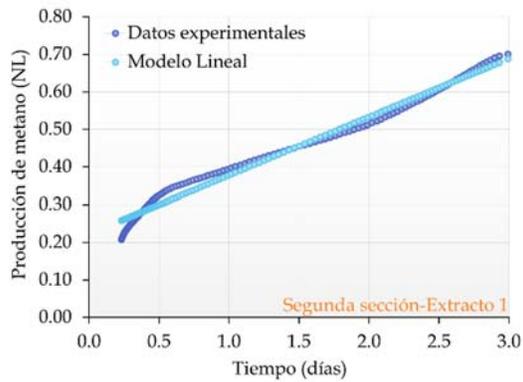


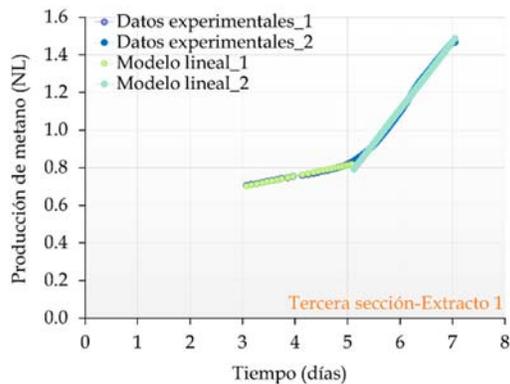
Figura 6.18. Producción específica de metano de los extractos (por kilogramo de FORSU)



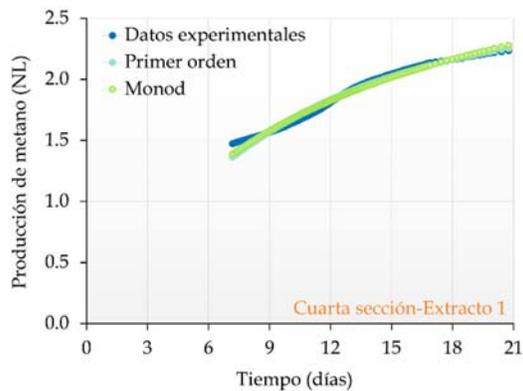
Modelo	Ecuación	R ²
Exponencial	$P_{CH_4} = 0.0033 \exp^{18.019 * t}$	0.9856



Modelo	Ecuación	R ²
Lineal	$P_{CH_4} = 0.1555 * t + 0.2231$	0.9812



Modelo	Ecuación	R ²
Lineal 1	$P_{CH_4} = 0.0574 * t + 0.5279$	0.9841
Lineal 2	$P_{CH_4} = 0.3601 * t + 1.0479$	0.9949



Modelo	Ecuación	R ²
Primer orden	$P_{CH_4} = 2.5180 * (1 - \exp^{-0.1088 * t})$	0.9792
Monod	$P_{CH_4} = \frac{3.4518 * t}{10.64 + t}$	0.9812

Figura 6.19 Modelos cinéticos utilizando los valores de producción de metano del Extracto 1 de la relación 1:1



De acuerdo con la ecuación de Monod ($P=P_{\text{máx}} \cdot t / (K_s+t)$) donde, P =producción de metano al tiempo " t ", $P_{\text{máx}}$ = máxima producción de metano, K_s =constante de saturación y t =tiempo, en 10.64 días se produce la mitad de la máxima producción de metano (considerando un tiempo infinito de reacción). Al tiempo de 10.64 días, la producción de metano experimental corresponde al 75% de la producción a 21 días. De acuerdo con Monod, la máxima producción de metano es de 3.45 NL; la producción experimental corresponde al 64% de la máxima producción de acuerdo con el modelo de Monod. Ambos modelos presentan buenos coeficientes de regresión con valores cercanos a 0.98.

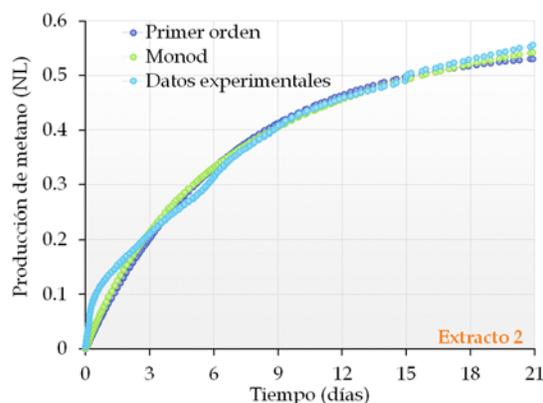
En la Figura 6.20 se presentan los modelos para los extractos 2 y 3 de la relación 1:3, los cuales fueron los sustratos más diluidos y en los cuales no se observó el comportamiento *diaúxico* que se presentó con los sustratos más concentrados. Para ambos extractos se tienen coeficientes de regresión superiores a 0.98 con el modelo de primer orden y el tipo Monod. Los valores de producción máxima de metano son diferentes en ambos modelos; los valores más cercanos a los experimentales se obtuvieron con el modelo de primer orden. Las constantes cinéticas fueron de 0.15 y 0.14 d^{-1} para el extracto 2 y el 3, respectivamente, mostrando el extracto 2 una mayor rapidez en la producción de metano. La constante de Monod indica que en 7.2 días se produce la mitad de la máxima producción de metano para el extracto 2, y para el extracto 3 este tiempo es de 8.6 días. Se pudo observar que en los sustratos con concentraciones inferiores a 8 gSV/L el comportamiento de las curvas es de primer orden o tipo Monod, y en las curvas de sustratos con concentraciones mayores se observaron diferentes puntos de inflexión (comportamiento *diaúxico*).

En la Figura 6.21 se presenta la fracción de metano contenido en el biogás producido por cada extracto y relación FORSU:agua del día 1 al día 15. A pesar de que los experimentos se prolongaron durante 21 días, no se presentan las fracciones restantes debido a que a partir del día 15 no se observan cambios en el contenido de metano aunque la producción de metano continúa. Los extractos de la relación 1:1, los más concentrados, mostraron una mayor variación en el contenido de metano al arranque de las pruebas hasta su estabilización, cerca del día 9, en comparación con las ligeras variaciones observadas para los extractos de las relaciones 1:2 y 1.3. La fracción más baja se observó en el biogás del extracto 1 (R1:1) con un valor de 0.35 en el día 1. En los días 1 y 2 se observó que los extractos más concentrados presentan los menores contenidos de metano. Esta relación se invirtió en el día 6, a partir del cual y hasta el día 21 el mayor contenido de metano se presentó en el extracto más concentrado. Las composiciones finales fueron de 0.72, 0.68, 0.66 y 0.64, para las muestras extracto 1, mezcla, extracto 2 y extracto 3, respectivamente (muestran ordenadas de mayor a menor concentración de SV).

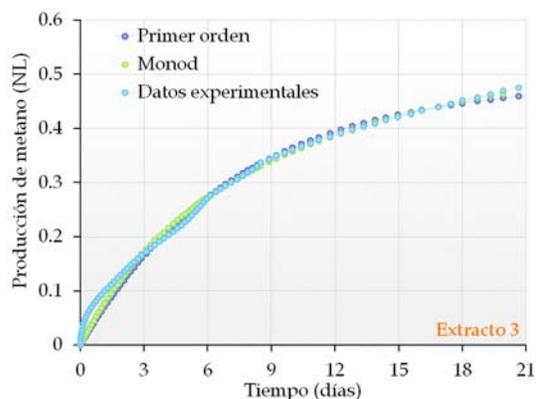
El biogás producido por la relación 1:2 tuvo una menor variación en el contenido de metano que las otras dos relaciones, iniciando con valores superiores a 0.5. La fracción de metano del extracto 3 se mantuvo constante prácticamente desde el arranque: la fracción en el día 1 fue de 0.65 y la final de 0.66. Para el resto de los extractos la estabilidad del contenido de metano se observó a partir del día 7. Las fracciones de metano finales fueron de 0.7, 0.64, 0.66 y 0.65 para



el extracto 1, 2, 3 y mezcla, respectivamente. Los extractos de la relación 1:3 se estabilizaron a partir del día 7. Como en las otras relaciones, las muestras con mayor concentración de SV (extracto 1 y mezcla) comenzaron con la fracción de metano más baja, de aproximadamente 0.5, y al final las composiciones fueron similares para todas las muestras, entre 0.65 y 0.69. Para las relaciones 1:2 y 1.3 el contenido de metano no presentó una relación directa con la concentración de SV.



Modelo	Ecuación	R ²
Primer orden	$P_{CH_4} = 0.5535 * (1 - \exp^{-0.1522 * t})$	0.9868
Monod	$P_{CH_4} = \frac{0.7276 * t}{7.15 + t}$	0.9880



Modelo	Ecuación	R ²
Primer orden	$P_{CH_4} = 0.4878 * (1 - \exp^{-0.1372 * t})$	0.9937
Monod	$P_{CH_4} = \frac{0.664 * t}{8.58 + t}$	0.9944

Figura 6.20. Modelos cinéticos ajustados utilizando los valores de producción de metano de los Extractos 2 y 3 de la relación 1:3

El pH se registró únicamente al arrancar los reactores y después de los 21 días de reacción. Las pruebas iniciaron con valores cercanos a 7, con excepción de las muestras E1 de la relación 1:1 y M de la relación 1:2 que estuvieron ligeramente por debajo, entre 6 y 6.9. Al final de la prueba los pH no sufrieron cambios de importancia, con valores entre 7.3 y 7.6.

Por cada relación FORSU:agua se obtuvieron 4 sustratos líquidos que fueron usados en digestión anaerobia: extracto 1, extracto 2, extracto 3 y mezcla. Las 12 muestras presentaron diferentes concentraciones de SV (Ver Tabla 6.10). En la Figura 6.22 se presenta la relación entre los SV iniciales y la producción de metano, el análisis se realiza por día durante los 21 días que duró cada prueba. Se observa una relación lineal entre la producción de metano y la cantidad de sustrato hasta un contenido de 2.6 gramos de sólidos volátiles. En la prueba con contenido de SV de 4.1 g se observó un proceso de inhibición hasta el día 7 con producciones de metano



inferiores a las pruebas con menor concentración de SV. A partir del día 8 ya se observa una relación lineal para todas las concentraciones.

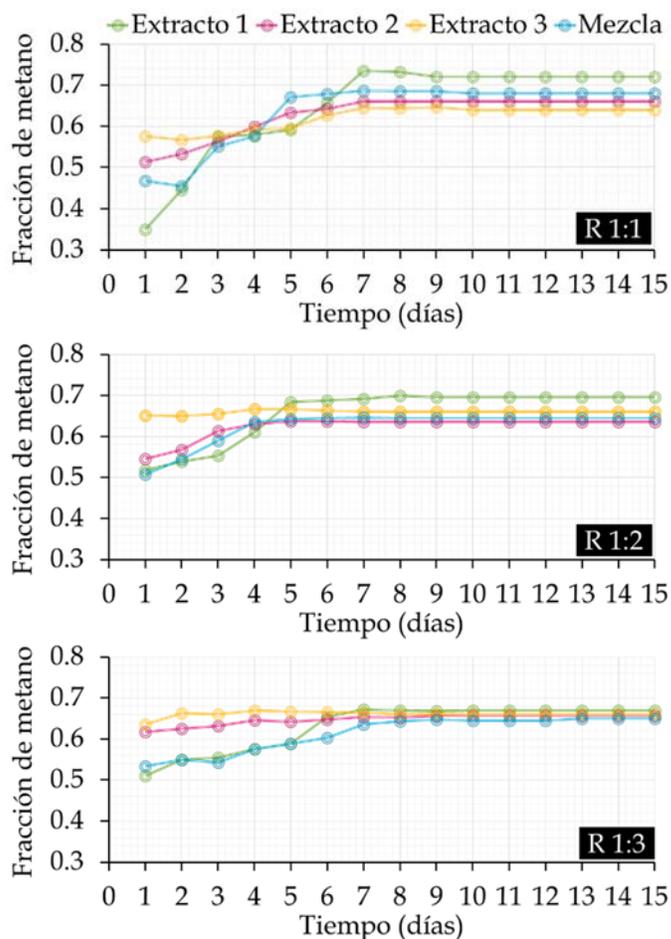


Figura 6.21. Fracción de metano en el biogás por extracto y relación FORSU:agua

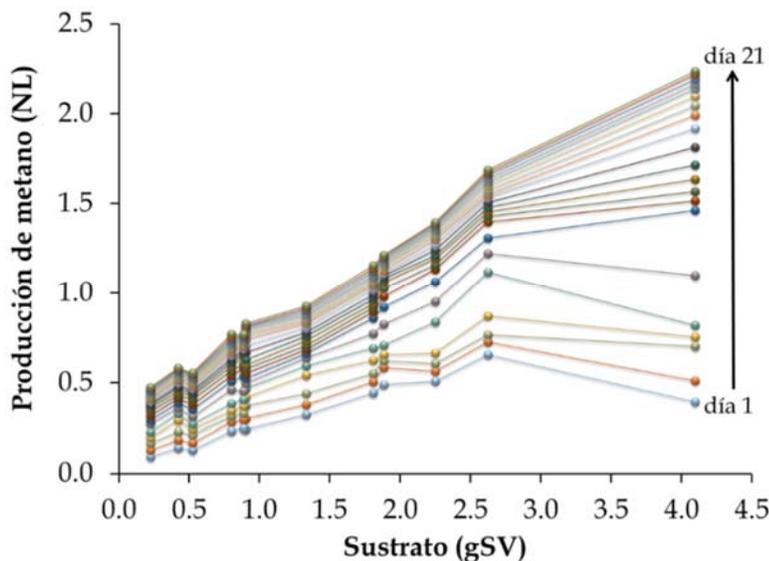


Figura 6.22. Relación entre el contenido de SV inicial en los extractos y su producción de metano



En la Tabla 6.11 se presentan las pendientes de las rectas de la Figura 6.22 y sus coeficientes de regresión, ambos datos se obtienen hasta un contenido de sólidos volátiles de 2.6 gramos, cantidad de sustrato hasta el cual no se observaron problemas de inhibición. Los valores de las pendientes incrementan con respecto al tiempo, de forma más notoria hasta el día 9 y con menores incrementos después de este día. Debido al tipo de curvas analizadas con las Figuras 6.17 y 6.18, las cuales presentaron comportamiento *diaúxico* con diferentes secciones a través del tiempo y variando de forma notable durante los primeros 7 días de reacción, las relaciones observadas entre el contenido de SV y la producción de metano a un tiempo igual o menor presentan los coeficientes de regresión más bajos. Todas las curvas de producción de metano con comportamiento *diaúxico* mostraron una mayor estabilidad a partir del día 7, no observándose puntos de inflexión relevantes, lo que conduce a regresiones de las rectas sustrato contra producción de metano superiores a 0.98.

Tabla 6.11. Pendientes de las rectas de sustrato contra producción de metano

Día	Pendiente (NLCH ₄ /gSV)	R ²	Día	Pendiente (NLCH ₄ /gSV)	R ²	Día	Pendiente (NLCH ₄ /gSV)	R ²
1	0.227	0.9876	8	0.428	0.9802	15	0.456	0.9850
2	0.242	0.9791	9	0.433	0.9800	16	0.462	0.9842
3	0.242	0.9774	10	0.436	0.9805	17	0.464	0.9833
4	0.263	0.9700	11	0.438	0.9814	18	0.467	0.9829
5	0.336	0.9649	12	0.444	0.9830	19	0.471	0.9835
6	0.371	0.9773	13	0.450	0.9836	20	0.473	0.9842
7	0.404	0.9857	14	0.454	0.9851	21	0.476	0.9843

En la Figura 6.23 se presenta el comportamiento de las pendientes obtenidas a las diferentes concentraciones de SV con respecto al tiempo. Las producciones de metano más altas se observaron durante los primeros 10 días, por lo cual los cambios en las pendientes son más notorios del día 1 al 10. Del día 4 al 5 se presentó el segundo incremento importante en el valor de la pendiente, posteriormente los incrementos en las pendientes, de un día al siguiente, son mínimos y casi constantes a partir del día 10. El valor más alto de la pendiente específica se observó en el primer día, y a partir del día 12 los valores de las pendientes tienden a un comportamiento asintótico que puede observarse en las dos curvas.

6.3.1.2. Producción de metano de los bagazos

En la Figura 6.24 se presentan las curvas de producción de metano de los 3 bagazos resultantes de los procesos de extracción de la FORSU con las tres relaciones FORSU:agua estudiadas; en estas pruebas se colocaron aproximadamente 2 gramos de SV de cada bagazo. De acuerdo con los resultados de extracción de compuestos solubles (capítulo 6.2), al usar una mayor cantidad de agua se logran extraer una mayor cantidad de compuestos solubles, lo cual significa que el contenido remanente de material susceptible de producir biogás que no se logró extraer es mayor en el bagazo de la relación 1:1, seguido del bagazo de la relación 1:2 y por último el bagazo de la relación 1:3. La producción de metano del bagazo de la relación 1:1 presentó la mayor producción de metano con 77 NL/kg_{FORSU}, seguida de los bagazos de las relaciones 1:2 y 1:3: la producción de estos dos últimos bagazos es muy similar con 68 y 65 NL/kg_{FORSU},



respectivamente. El rendimiento de metano con respecto a sólidos volátiles fue de 346, 306 y 292 NL/kgSV_{FORSU} para los bagazos de las relaciones 1:1, 1:2 y 1:3, respectivamente.

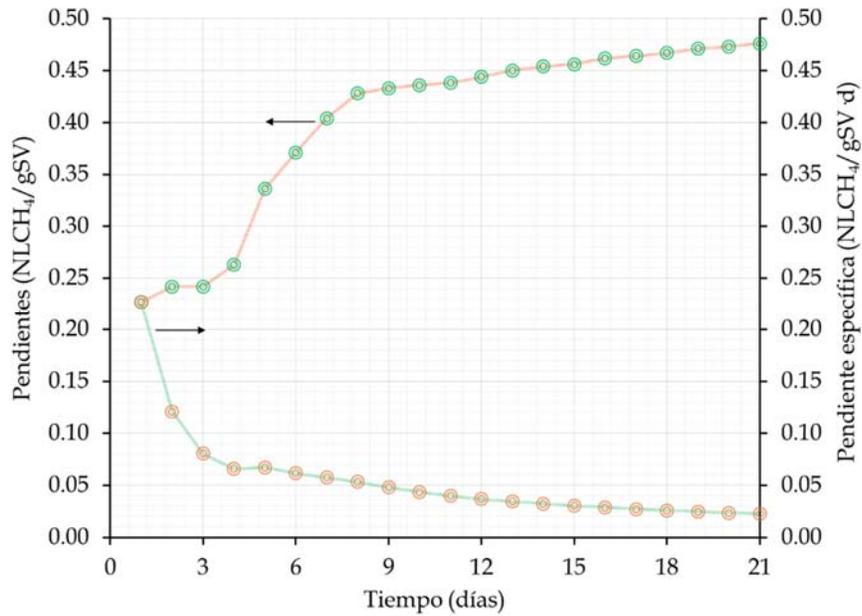


Figura 6.23. Pendientes de producción de metano a diferentes concentraciones de SV con respecto al tiempo

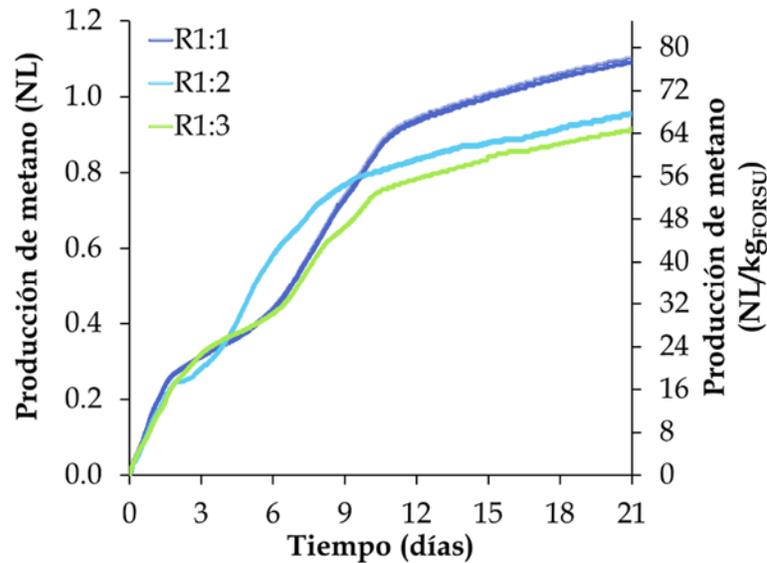


Figura 6.24. Curvas de producción de metano de los bagazos

La forma de las curvas de los bagazos de las relaciones 1:1 y 1.3 son similares y se empalman hasta aproximadamente el día 8. La curva del bagazo 1:2 presentó una tendencia diferente con una pendiente mayor del día 4 al día 9. Todas las curvas presentan un comportamiento diaúxico, cada una con dos secciones marcadas. De acuerdo con las formas de las curvas de producción de metano, a la mitad del tiempo de reacción se produce el 83, 85 y 83% de la



producción total para los bagazos de la relación 1:1, 1:2 y 1:3, respectivamente. Las pendientes de cada sección de las curvas se discutirán en el capítulo 6.3.3.

En la Figura 6.25 se presenta el contenido de metano a lo largo del tiempo de reacción de cada bagazo. Únicamente se muestran los resultados hasta el día 15 debido a que no se observaron cambios posteriores. Para los tres bagazos el contenido de metano disminuyó del día 1 al 2, cuando en los extractos siempre incrementaba. Las fracciones finales fueron similares para los tres bagazos con valores de 0.68, 0.67 y 0.66 de las relaciones 1:1, 1:2 y 1:3, respectivamente.

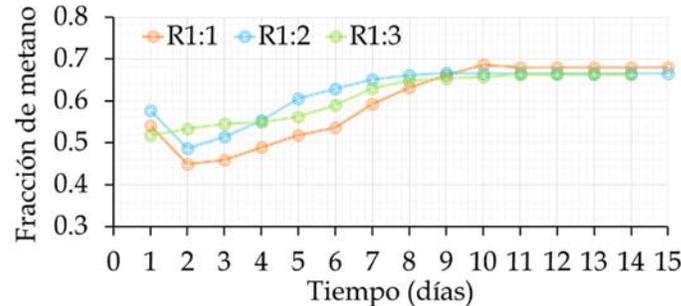


Figura 6.25. Fracción de metano de los bagazos

El pH fue medido al inicio y término de cada prueba. En todos los casos los reactores mostraron valores de pH cercanos a la neutralidad oscilando entre 7.07 y 7.52. En comparación con las producciones que se lograron con los tres extractos de cada relación, únicamente con la relación 1:3 se superó ligeramente la producción de metano de su respectivo bagazo, mientras en las otras dos relaciones la producción de metano de los bagazos fue mayor a la producción de los extractos.

6.3.1.3. Producción de metano de la FORSU

La producción de metano de la FORSU con respecto a un kilogramo en base húmeda y 1 kilogramo de sólidos volátiles se presenta en la Figura 6.26. Con las características de la FORSU empleada en esta experimentación es posible producir, en sistemas en lote y condiciones húmedas (3.5%ST), $120 \text{ NL}_{\text{CH}_4}/\text{kg}_{\text{FORSU}}$, que equivalen a $541 \text{ NL}_{\text{CH}_4}/\text{kgSV}_{\text{FORSU}}$. De forma similar a lo observado en el contenido de metano en el biogás de los bagazos a lo largo del tiempo, al día uno se determinó una fracción más alta (0.49) con respecto al día 2 (0.46) que fue incrementando de forma paulatina hasta el día 10 cuando se estabilizó la composición hasta el final de la prueba con un contenido de metano de 68%.

Las pruebas de potencial de metano en lote por vía húmeda de FORSU son comunes a escala de laboratorio (Esposito *et al.*, 2012; Raposo *et al.*, 2011a; Moody *et al.*, 2009). El potencial de producción de metano de la FORSU de la Ciudad de México fue de $541 \pm 14 \text{ NL}/\text{kgSV}$ y presenta una tendencia de rápida producción los primeros 10 días de reacción seguido de un proceso de estabilización los siguientes 11 días, con una pendiente inferior. Durante la digestión de la fracción orgánica de residuos sólidos urbanos separados en fuente (SF-FORSU) en condiciones termofílicas a diferentes contenidos de sólidos Angelidaki *et al.* (2006) reportan



tendencias diferentes en las curvas de producción, con un periodo de latencia de 5 a 7 días seguido de un periodo de producción lenta y otro de producción intensa. Zhang *et al.* (2007) reportan lenta producción durante 5 días, seguidos de una rápida producción hasta el día 15, después de los cuales las curvas tienden a una asíntota. Las curvas presentadas en el trabajo de Liu *et al.* (2009) son similares a las del presente trabajo, con una producción elevada de biogás los primeros 13 días de reacción, después de los cuales la producción decrece hasta un comportamiento asíntótico.

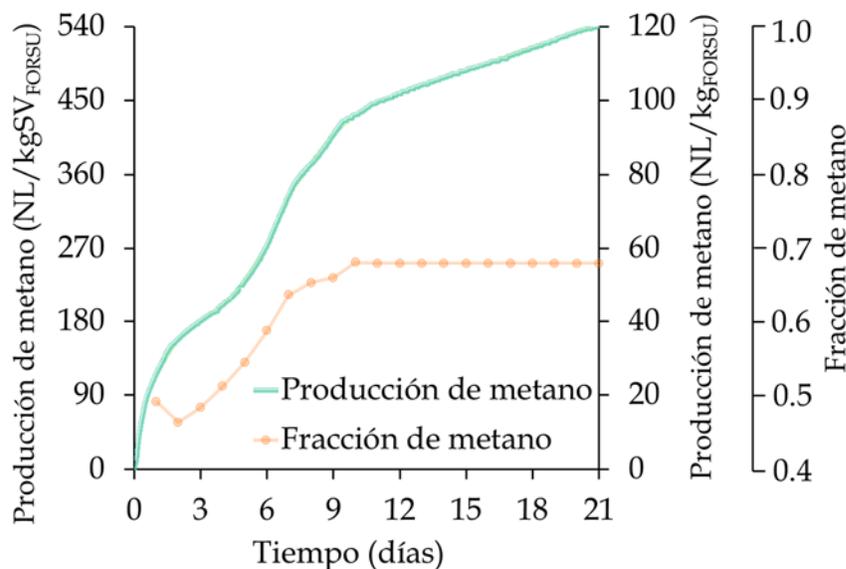


Figura 6.26. Producción de metano de la FORSU y contenido de metano en el biogás

En la Tabla 6.12 se presentan los resultados de pruebas de potencial de metano en sistemas en lote por vía húmeda (<15%ST en el reactor) de diferentes muestras de FORSU reportados por diferentes autores. En algunos casos no se presentan datos experimentales relevantes, como la relación inóculo-sustrato, cuyo efecto en la producción de metano ha sido documentado por varios trabajos (Cabbai *et al.*, 2013; Liu *et al.*, 2009; VDI 4630, 2006; Chynoweth *et al.*, 1993). Las condiciones experimentales presentadas son diferentes en cada trabajo, especialmente la relación inóculo-sustrato y el tiempo de reacción, lo que se traduce en grandes diferencias en los resultados de la prueba, con valores de producción de metano entre 99 y 675 L/kgSV.

El menor valor es presentado en el trabajo de Cabbai *et al.* (2013) para FORSU de un supermercado (trabajaron con 9 diferentes fuentes de residuos orgánicos: cafeterías, restaurantes, casas habitación, supermercados y mezclas) pero también presenta la producción más alta con FORSU de un restaurante. Determinan que las diferencias en las características químicas y bromatológicas de los diferentes residuos empleados son la causa de tan grandes variaciones en las producciones de metano. El siguiente valor más alto lo presentan Angelidaki *et al.* (2006), quienes no indican la RIS; sin embargo, el tiempo reportado de su experimentación es muy largo. Ambos trabajos utilizan residuos con una relación SV/ST superior a la de este



trabajo. Los residuos empleados por Cabbai *et al.* (2013) tienen valores entre 0.84 y 0.98, y los de Angelidaki *et al.* (2006) de 0.81.

Tabla 6.12. Producción de metano a partir de FORSU en sistemas en lote por vía húmeda de diversos autores en comparación con este trabajo

Tipo de residuo	RIS	Tiempo de reacción (días)	T (°C)	CH ₄ (%)	Rendimiento de metano (NL/kgSV)	Referencia
Residuos de comida	3	30	37	-	433/529	Browne y Murphy, 2013
FORSU de diferentes fuentes	3	30	37	-	99-675	Cabbai <i>et al</i> 2013
Extracto de FORSU	0.05	17	55	69	238	Fantozzi y Buratti, 2011
FORSU	2	135	37	68	382	Ponsá <i>et al.</i> 2011
FORSU separada con agua	0.084	60	30	66	283 314	Dong <i>et al.</i> , 2010
Extracto de FORSU por presión	1	14	37	-	490	Nayono <i>et al.</i> , 2010
	0.625			66	510	
	0.32		50	68	502	
Residuos de comida	0.25	25		66	518	Liu <i>et al.</i> , 2009
	0.2			64	252	
	0.32		35	57	245	
FORSU de diferentes equipos de selección	-	50	55	62	298-573	Davidsson <i>et al.</i> 2007
FORSU separada por criba	-			-	428	
FORSU triturada y sometida a separación magnética	-	50	55	-	487	Hansen <i>et al.</i> , 2007a
FORSU separada por prensa	-			-	461	
Residuos de comida	1.34 0.6	28	50	73	425 445	Zhang <i>et al.</i> , 2007
FORSU separada en fuente	-	40 75	55 45	- -	410 580	Angelidaki <i>et al.</i> , 2006
Extractos de FORSU	3.5-9	21	35	65-68	188-302	Este trabajo
FORSU	4			68	541	

Al igual que Cabbai *et al.* (2013), en el trabajo reportado por Davidsson *et al.* (2007) determinan la producción de metano de varias muestras de FORSU que provenían de diferentes equipos de remoción de contaminantes no-orgánicos y de diferentes muestreos. Sus resultados estuvieron dentro de un amplio rango de producción de metano 298-573 L/kgSV pero, de acuerdo con los autores, no pudieron obtener una relación sistemática entre los resultados y las características de los residuos y el tipo de equipo que se usó para su selección.

Fantozzi y Buratti (2011) y Nayono *et al.* (2010) utilizan como sustrato la parte líquida de la FORSU obtenida mediante prensado; en ambos casos los tiempos de reacción son menores a



los reportados por otros autores que realizan sus ensayos por más de 21 días. Los resultados de Fantozzi y Buratti (2011) permiten suponer un proceso inhibitorio ya que sus curvas presentan un periodo de baja producción los primeros 7 días y, al día 15, la producción es baja, con 238 L/kgSV de metano, lo cual se puede deber a la RIS tan baja empleada. Nayono *et al.* (2010) reportan una buena producción de metano con 490 L/kgSV, lo cual es conseguido durante los primeros 7 días de reacción. Ambos trabajos reportan la producción con respecto a los sólidos volátiles alimentados al reactor y no la proporción con respecto a la FORSU de donde provienen sus extractos. La producción de metano de los extractos (mezclas) alcanzados en este trabajo con respecto a los sólidos volátiles alimentados es de 620, 700 y 866 NL/kgSV para las relaciones 1:1, 1:2 y 1:3, respectivamente, los cuales son superiores a lo reportado por ambos autores.

No todos los trabajos reportan la composición del biogás generado. Los datos oscilan entre 62 y 73 % de metano. Los tiempos de reacción de las pruebas son diferentes con valores de 8 hasta 135 días; diversos autores presentan curvas de producción de metano en las cuales se observa que más del 80% de la producción de metano se alcanzó en los primeros diez días o menos de reacción (Brown y Murphy, 2013; Cabbai *et al.*, 2013; Nayono *et al.*, 2010; Liu *et al.*, 2009; Zhang *et al.*, 2007). En este trabajo, para los extractos de las relaciones 1:1, 1:2, 1:3 y FORSU, a los 11 días la producción de metano fue de 87, 81, 86 y 83% con respecto al total obtenido en 21 días, respectivamente.

Los rangos de temperatura indicados en la Tabla 6.12 corresponden a condiciones mesofílicas (20-45 °C) y termofílicas (45-60 °C), pero no se observa una influencia clara del efecto de la temperatura, ya que el valor de producción de metano más bajo y uno de los más altos corresponden al rango termofílico. En el caso de lo reportado por Liu *et al.* (2009), bajo las mismas condiciones experimentales (mismo sustrato, inóculo, RIS) sus resultados indican un incremento del 100 % en la producción de metano en condiciones termofílicas en comparación con las mesofílicas. Sin embargo, otros trabajos reportan producciones de metano altas en condiciones mesofílicas (Brown y Murphy, 2013; Nayono *et al.*, 2010).

La metodología, equipo, características de la FORSU y resultados reportados por Brown y Murphy (2013) son similares a los de este trabajo. Reportan dos producciones de metano: la más baja de 433 L/kgSV se debe al empleo de un inóculo no adaptado a FORSU pero con buena actividad, y la producción de 529 L/kgSV la obtienen después de adaptar el inóculo, señalando la importancia de la adaptación al sustrato. Los resultados de Angelidaki *et al.* (2006) destacan la mayor producción, con 580 L/kgSV de metano (6 % más que este trabajo), con características similares entre sus residuos y los de la Ciudad de México. En el caso de Ponsá *et al.* (2011), cuya caracterización de residuos y condiciones experimentales son similares a los de este trabajo, tuvo una producción 30 % menor a la determinada en esta experimentación. Los diversos resultados de las pruebas de digestión anaerobia en lote por vía húmeda, presentados en la Tabla 6.12, permiten ver la complejidad en la interpretación de los resultados, tanto por las



características del sustrato y del inóculo utilizado en las pruebas como por las condiciones experimentales y el equipo con el que se realizan las pruebas.

6.3.2. Digestión seca

Para aclimatar el inóculo para digestión seca se diseñó una metodología de arranque que permitiera adaptar el inóculo a la FORSU e incrementar de forma gradual el contenido de sólidos en el reactor hasta lograr la operación en condiciones secas ($> 15\%ST$). Después del llenado los reactores operaron con cuatro cargas orgánicas: 5.6, 6.3, 6.7 y $7.5 \text{ kgSV/m}^3\cdot\text{d}$.

6.3.2.1. Arranque y aclimatación del inóculo

La aclimatación del inóculo y el arranque de los reactores para digestión seca se realizaron con tres reactores de 1 L, en paralelo, inoculados con 350 mL de lodo anaerobio (Capítulo 5.3). El régimen de alimentación hasta el llenado de los reactores (de 350 mL hasta 700 mL) y la toma de muestra para análisis de los reactores se presentan en la Figura 6.27. Durante el arranque se tomó la menor cantidad posible de muestra para realizar los análisis de seguimiento y lograr el llenado de los reactores lo más rápido posible. El día cero corresponde al montaje de los reactores con el suministro de 11 gramos de FORSU (base húmeda). Gradualmente se fue incrementando la cantidad de FORSU adicionada hasta 40 g/d al día 22, cuando se observó el inicio de un proceso de acidificación y se suspendió la alimentación. Se reanudó la alimentación el día 42 con 15 g/d y se incrementó gradualmente hasta 25 g/d al día 58. Los tres reactores alcanzaron el volumen deseado el día 80. Del día 58 al 80 se continuó alimentando 25 g/d. Su estabilidad se vigiló únicamente por seguimiento de la producción de metano.

Las curvas de producción de metano se muestran en la Figura 6.28. En el eje principal se presenta la producción específica de metano y en el eje secundario la tasa de producción de metano. Se presentan tres etapas: la primera que va del día 0 al día 22, la segunda del día 22 al 42 y la tercera del día 42 al 80.

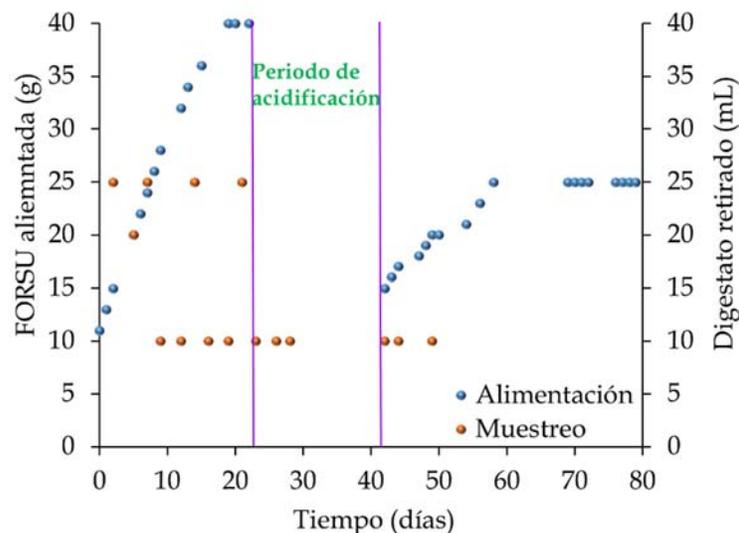


Figura 6.27. Tasas de alimentación y muestreo durante el arranque de los reactores

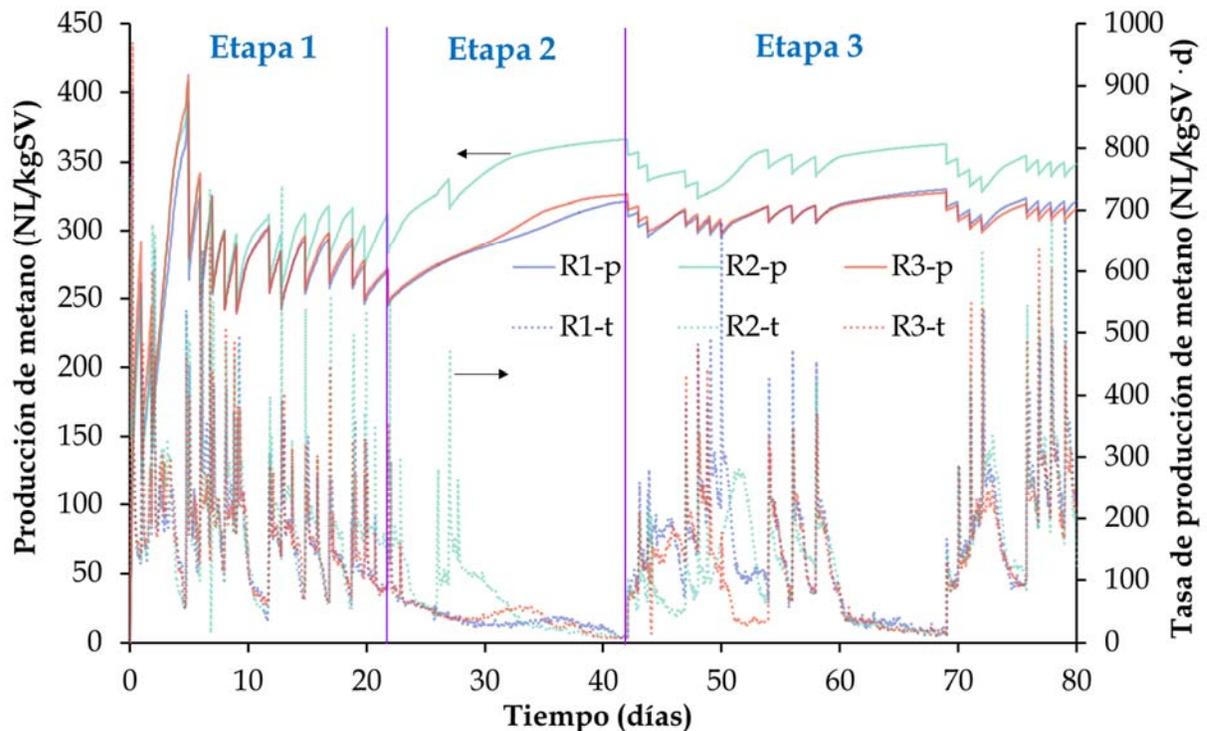


Figura 6.28.- Producción y tasa de producción de metano de los tres reactores durante el arranque y aclimatación. **P**=producción de metano y **t**= tasa de producción de metano

La primera etapa corresponde a la secuencia de llenado más rápida, incrementando las cantidades de FORSU alimentada de 11 a 40 g/d, lo que provocó la acidificación de los reactores 1 y 3 y la pre-acidificación del reactor 2. En este primer periodo se alcanzó aproximadamente el 80% del volumen de trabajo de cada reactor (560 mL). Durante 20 días se suspendió la alimentación de los tres reactores, retomándose el día 42. En el siguiente periodo se reanudó la alimentación y solo se suspendió por un periodo de 10 días, del día 61 al 70. Los reactores 1 y 3 presentaron, durante los 80 días de arranque, un comportamiento similar en la producción y en la tasa de producción. En el reactor 2, a partir del día 14, se observó una mayor producción en comparación con los reactores 1 y 3, que es evidente a partir del día 22. Las fluctuaciones en la tasa de producción y en la producción fueron mayores en la primera sección, la cual corresponde a la etapa en la que el llenado del reactor fue más rápida.

El llenado completo y aclimatación del inóculo se logró al día 80. A este tiempo, la producción de metano promedio en los reactores 1, 2 y 3 fue, respectivamente, de 297, 329 y 299 NL/kgSV. Li *et al.* (2014) reportaron un periodo de aclimatación para digestión seca termofílica de 300 días; este trabajo lo llevaron a cabo en sistemas por lote mezclando el inóculo (inóculo de digestión húmeda de FORSU a condiciones mesofílicas) con FORSU a contenidos de sólidos totales de 20, 25 y 30%. La producción de metano que registraron fue de 380 NL/kgSV para 20%ST, 420 L/kgSV para 25%ST y 220 L/kgSV para 30%ST. Las producciones reportadas son superiores y se obtienen en aproximadamente 4 veces más tiempo que el requerido en este trabajo. Por su sistema de aclimatación observaron periodos de latencia entre 20 y 140 días.



Ghanimeh *et al.* (2012) realizaron la aclimatación de estiércol para operar sistemas termofílicos en continuo para la digestión de FORSU a 8%ST para evaluar el efecto de mezclado. Debido a la baja concentración de sólidos, sus reactores fueron llenados en 32 días, alimentando 3 veces por semana, con una carga de 0.45 kgSV/m³·d durante los cuales se dio seguimiento a la estabilidad del sistema por producción de metano. Un reactor fue mezclado de forma continua, y durante el arranque su producción de metano fue de 600 L/kgSV. En el reactor con mezclado intermitente (agitación breve después de la alimentación y antes del muestreo), la producción de metano fue de 450 L/kgSV. Las producciones tan elevadas de metano en comparación con este trabajo pueden deberse a la temperatura, a el contenido de sólidos y a la alta relación de SV/ST=0.92 del sustrato que utilizaron.

Angelidaki *et al.* (2006) diseñaron un sistema de arranque de reactores que se basa en el concepto de "biomasa activa" que establece que un porcentaje del sustrato alimentado es convertido en biomasa a lo largo del tiempo. Establecieron tres estrategias de arranque: en la primera llenaron el reactor con inóculo y fueron alimentando sustrato con cargas constantes (R1); en el segundo y tercero se adicionó 10% del volumen de trabajo del reactor con inóculo y uno se llenó incrementando de forma gradual la carga orgánica bajo el concepto de biomasa activa (R2) y en el otro se llenó con cargas orgánicas constantes (R3). El llenado de los reactores 2 y 3 se logró en 30 días, con un contenido de sólidos en el reactor del 6% (digestión húmeda). El inóculo empleado ya estaba acondicionado ya que provenía de un digestor termofílico para el tratamiento de estiércol y FORSU, y los rendimientos de metano que obtuvieron en el reactor 1 y 2 fueron iguales de 320 L/kgSV, valor similar al obtenido en este trabajo en el reactor 2. Determinaron que la mejor estrategia de arranque es llenar el reactor incrementado de forma gradual la carga orgánica.

El valor teórico de producción de metano corresponde a 350 NmL/gDQO consumida (Raposo *et al.*, 2011, Khanal, 2008), pero se considera que el 10 % de la DQO es utilizada para formar nuevo material celular (Khanal, 2008) por lo que una producción teórica de 315 NmL/gDQO es más precisa. Considerando que la DQO suministrada en cada reactor a lo largo del periodo de aclimatación y arranque correspondió a 243 gramos, la producción teórica sería de 76.5 L. La producción total de los reactores 1 y 3 fue de 60 L y la del reactor 2 de 64 L; estos valores representan una eficiencia de 78 % y 84 %, respectivamente.

En la Figura 6.29 se presentan los diferentes parámetros de estabilidad determinados durante la aclimatación y arranque de los reactores. La Figura 6.29.a presenta los índices tampón y alfa; el índice tampón corresponde a la relación entre alcalinidad por AGV y alcalinidad total, mientras que alfa representa la relación entre alcalinidad de bicarbonatos y la alcalinidad total de acuerdo con las ecuaciones 1 y 2, donde V₁ corresponde a la cantidad de ácido utilizado para alcanzar pH=5.75 y V₂ lo utilizado para bajar el pH de 5.75 a 4.3 (Pérez y Torres, 2008)

$$IB = \frac{V_2}{V_1 + V_2} \quad (1)$$

$$\alpha = \frac{V_1}{V_1 + V_2} \quad (2)$$



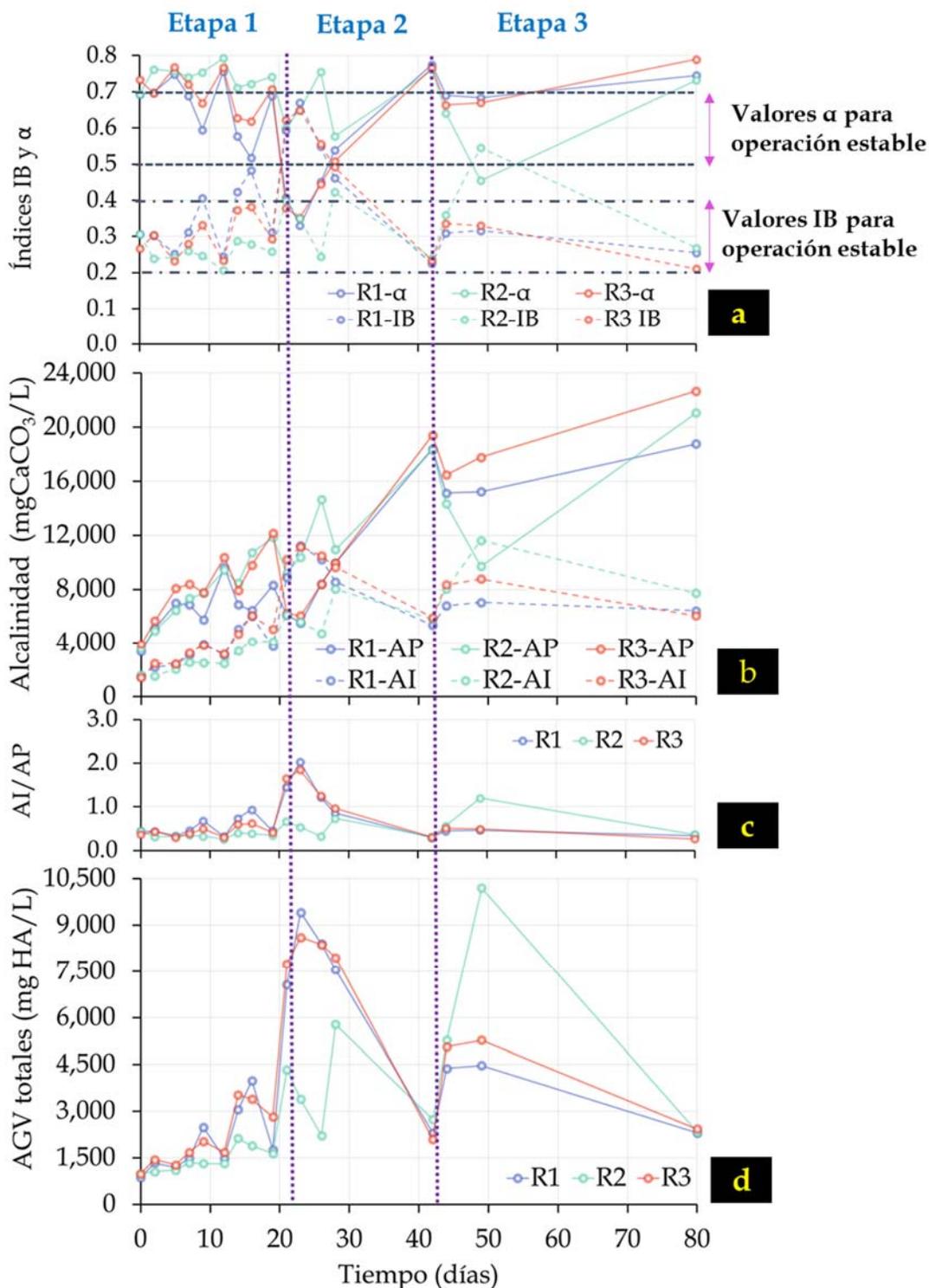
Ambas relaciones son un espejo: si una incrementa la otra disminuye. Los valores ideales para alfa están entre 0.6 y 0.8. De acuerdo con Pérez y Torres (2008) durante el arranque de un reactor los valores α apenas superarán el 0.5 y cuando se logre la estabilidad el valor será superior a 0.7. Para IB los valores ideales oscilan entre 0.2 y 0.4. Valores superiores a 0.4 para IB e inferiores a 0.6 para alfa muestran la acidificación de los reactores, mientras que valores inferiores a 0.2 para IB y superiores a 0.8 para alfa corresponden a un reactor sub-alimentado.

Como se observa en la Figura 6.29.a durante la primera etapa del arranque los valores α se mantuvieron por encima de 0.5, a partir del día 22 las alfas para los reactores 1 y 3 disminuyeron hasta valores de 0.35. El reactor 2 se mantuvo en valores cercanos a 0.6. Al día 30 se observa que los reactores 1 y 3 comenzaban a estabilizarse: las alfas fueron ligeramente mayores a 0.5 y para el día 40 sobrepasaron el valor de 0.7. Por otro lado, el reactor 2, que no disminuyó su alfa de 0.5 en el periodo de rápida alimentación, al día 50 el alfa bajó hasta 0.47, y los reactores 1 y 3 presentaron alfas de 0.7 a este día. De forma opuesta, el índice tampón incrementó en los reactores 1 y 3 hasta valores de 0.65 en el día 22 (periodo de acidificación de estos reactores) y para el reactor 2 tuvo un valor 0.53 en el día 50.

En la Figura 6.29.b se presentan las alcalinidades: AP (alcalinidad parcial) corresponde a la alcalinidad debida a bicarbonatos y AI (alcalinidad intermedia) a la debida a AGV. La relación de estas (AI/AP) se representa en la Figura 6.29.c. La AP determinada al arranque de los tres sistemas estuvo entre 3,300 y 3,900 mgCaCO₃/L y la AI entre 1,400 y 1,600 mgCaCO₃/L. Para ambas alcalinidades la tendencia fue a incrementar con respecto al tiempo, siendo la AP la que incrementó de forma más drástica. Al llenado de los reactores la AP osciló entre 18,000 y 23,00 mgCaCO₃/L y la AI entre 6,000 y 8,000 mgCaCO₃/L.

Para una correcta operación de los sistemas anaerobios la alcalinidad por AGV no debe ser mayor al 30% de la alcalinidad por bicarbonatos: la relación AI/AP debe ser igual o menor a 0.3. En la Figura 6.29.c se observa que el valor recomendado no se obtuvo en ninguna de las etapas de la aclimatación y arranque; durante la primera etapa la relación AI/AP presentó valores entre 0.26 y 0.93, siendo el reactor 2 el más estable con los valores más bajos y cercanos a 0.3. En la etapa de acidificación la relación incremento hasta valores cercanos a 2 para los reactores 1 y 3; la alcalinidad por AGV fue el doble que la de bicarbonatos. El valor más alto para AI/AP del reactor 2 fue al día 50, único día que presentó disturbios durante el arranque.

La Figura 6.29.d presenta los resultados de la determinación de AGV por titulación, medidos como ácido acético (HA). Los AGV fueron incrementando conforme se llenaban los reactores; la asimilación del sustrato fue diferente en los reactores 1 y 3 con respecto al reactor 2. La concentración de AGV en el día 23 para los reactores 1 y 3 fue de 9,400 y 8,600 mgHA/L, respectivamente, cuando se recomienda no sobrepasar los 5,000 mgHA/L. En el reactor 2, al día 23 se determinó una concentración de 3,900 mgHA/L, y solo se superó la concentración límite en los días 28 con 5,800 mgHA/L, 44, con 5,300 mgHA/L y 50, cuando se alcanzó el valor de 10,200 mgHA/L.



Alfa= α = Alcalinidad de bicarbonatos/alcalinidad total; **IB**= Índice tampón= Alcalinidad AGV/Alcalinidad total; **AP**= Alcalinidad parcial= Alcalinidad de bicarbonatos; **AI**= Alcalinidad intermedia=Alcalinidad por AGV

Figura 6.29.- Parámetros de estabilidad durante el arranque y aclimatación del inóculo



Gallert y Winter (2008) y Lindmark *et al.* (2014) establecen que el principal problema durante el arranque se debe a la acumulación de AGV, principalmente por ácido propiónico, y si no se realizan acciones correctivas el sistema puede acidificar y no restablecerse. Jablonski y Lukaszewicz (2014) argumentan que el reactor es susceptible a fallas por acidificación durante el arranque cuando el sustrato es fácilmente biodegradable. De acuerdo con Pavan *et al.* (2000a) un sustrato se considera de fácil degradación cuando la relación SV/ST es mayor a 0.7. Por esta razón se suspendió la alimentación durante 20 días cuando se observaron indicios de acidificación mediante la determinación de los índices alfa, IB y concentración de AGV, hasta que el sistema se estabilizó. La alimentación se retomó con una menor carga orgánica.

En el sistema de aclimatación reportado por Li *et al.* (2014) se observaron problemas de acidificación, con valores de AGV totales de 40 g/L para su sistema de 20%ST, 50 g/L para el reactor a 25%ST y de 60 a 80 g/L para el reactor de 30%ST, valores muy superiores a lo recomendado para digestión anaerobia (5 g/L). Debido a las altas concentraciones de AGV tuvieron largos periodos de latencia, aún adicionando en varias ocasiones hidróxido de sodio. En el trabajo de Dong *et al.* (2010) utilizaron en sus pruebas de digestión de FORSU lodo de un proceso de digestión de estiércol como inóculo, el cual aclimataron durante un mes con FORSU para iniciar sus pruebas en lote con contenidos de sólidos totales de 11, 13.5 y 16 %. Observaron en los primeros cuatro días de reacción valores de AGV totales de 4,198, 6,800 y 22,399 mg/L, respectivamente. A pesar de los altos valores de AGV observados, los sistemas se estabilizaron al adicionar hidróxido de sodio en una sola ocasión. En su comparación de tres metodologías de arranque de reactores de digestión húmeda (6%ST), Angelidaki *et al.* (2006) observaron concentraciones de AGV entre 5.2 y 7 g/L, valores menores a los obtenidos en este trabajo durante el periodo de acidificación de los reactores. Dos de los reactores se estabilizaron en aproximadamente 12 días (concentraciones de AGV inferiores a 0.2 g/L) y solo hubo problema en un reactor por altas concentraciones de ácido propiónico, concluyendo que la concentración de AGV es el mejor parámetro para evaluar la estabilidad del proceso. Fernández *et al.* (2010) utilizaron lodo mesofílico de tratamiento de agua residual para la degradación de FORSU en sistemas con contenido de sólidos de 20 y 30%. No realizaron un proceso de aclimatación, y la FORSU e inóculo que utilizaron presentaron bajos valores de SV/ST= 0.33 para la FORSU y 0.51 para el inóculo. Las máximas concentraciones de AGV medidas en sus sistemas fueron de 2,240 mg/L en el reactor de 20%ST y de 2,726 mg/L en el de 30%; valores inferiores a las observadas en este trabajo, a las reportadas por Li *et al.* (2014) en sistemas con contenidos de sólidos similares, y a las reportadas por Dong *et al.* (2010) y Angelidaki *et al.* (2006) en sistemas de digestión húmeda.

En todas las determinaciones, que se realizaron para dar seguimiento a los reactores, se observa la misma tendencia en los reactores 1 y 3, con valores similares. El comportamiento del reactor 2 fue completamente diferente desde el inicio, con mayor estabilidad y mayor producción de metano a lo largo del arranque. En la Figura 6.30 se presenta el contenido de metano en el eje Y principal y el pH en el eje Y secundario de los tres reactores durante el periodo de arranque y aclimatación.

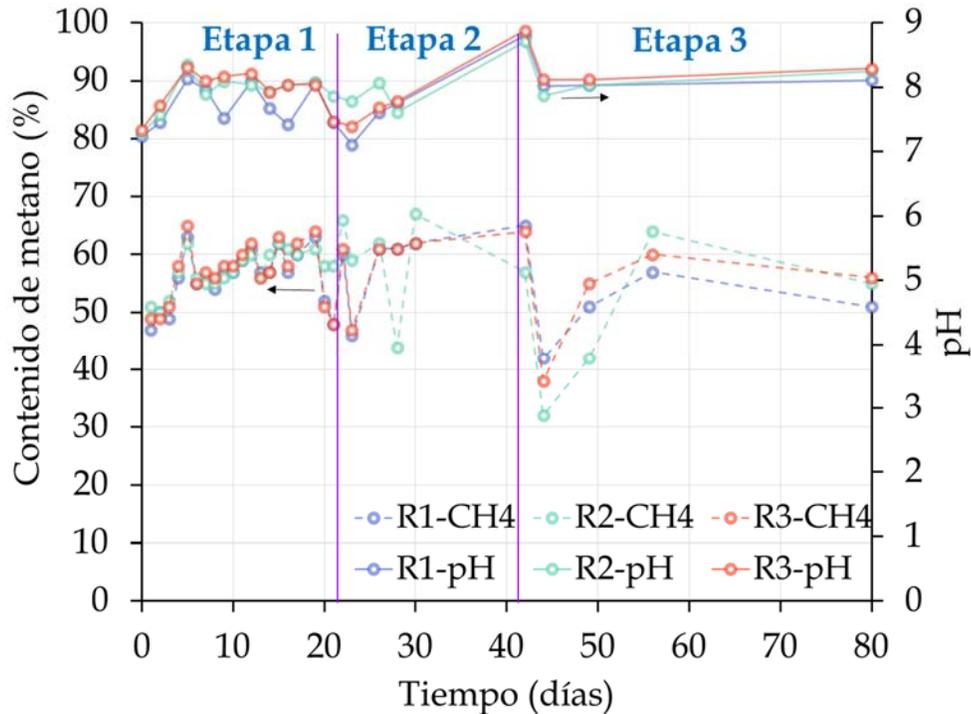


Figura 6.30.- Composición y pH de los reactores durante el arranque y aclimatación del inóculo

A las 24 horas del arranque el contenido de metano fue cercano al 50% en los tres reactores y alcanzó valores entre 62 a 65% al día 5, después de dos días de no ser alimentados (fin de semana). Para los reactores 1 y 3 se observaron disminuciones importantes en el contenido de metano a los días 21, 23 y 44 y para el reactor 2 únicamente dos decrementos a los días 28 y 44. Durante los primeros días de la etapa de acidificación el contenido de metano en el biogás de los reactores 1 y 3 disminuyó hasta 47% y fue incrementando hasta 65% al día 42, cuando los reactores se estabilizaron, y volvió a disminuir hasta valores cercanos a 40% en el día 44. En el reactor 2 se mantuvo el contenido de metano en valores superiores al 58% entre los días 22 y 27, disminuyendo al día 28 a 44%. Posteriormente, se mantuvo con composiciones cercanas al 60% hasta el día 44, cuando se determinó una composición de 32%.

El pH fue monitoreado durante los 80 días de aclimatación y no presentó variaciones importantes que indicaran disturbios en el sistema. El valor más bajo registrado fue de 7.1 y el más alto 8.9. Al inicio de la prueba se registraron valores de 7.2, 7.3 y 7.3 para los reactores 1, 2 y 3, respectivamente. Durante los días que se mantuvieron acidificados los reactores 1 y 3, el pH más bajo fue de 7.1 en el reactor 1 y de 7.4 para el reactor 3. En el reactor 2, de acuerdo con lo presentado en la Figura 6.38, su principal disturbio fue observado al día 50, pero su pH se mantuvo en 8 y el valor más bajo reportado para este reactor fue de 7.6 en el día 28.

En la Figura 6.31 se presentan los parámetros monitoreados en los tres reactores para dar seguimiento a la transformación de la materia orgánica. En la Figura 6.31.a se presenta el comportamiento de los sólidos totales (ST) y sólidos volátiles (SV) en el eje Y principal y la relación entre ambos en el eje Y secundario. En la etapa de alimentación rápida, tanto los ST



como los SV incrementaron notoriamente con respecto al tiempo y, posteriormente, durante los días 22 y 42 que no fueron alimentados se mantuvieron con un valor casi constante; únicamente en el reactor 2 se observa una ligera disminución. Al día 80, cuando se llenaron los reactores, el contenido de sólidos totales estuvo entre el 15 y 16%. Se considera que a partir de del llenado los reactores comenzaron a operar en condiciones de digestión seca. En cuanto a la relación SV/ST, que inicialmente fue de 0.75, se observa una disminución a lo largo del tiempo, ya que los microorganismos únicamente consumen materia orgánica (SV). Al día 80, la relación disminuyó hasta 0.62, 0.56 y 0.59 para los reactores 1, 2 y 3, respectivamente.

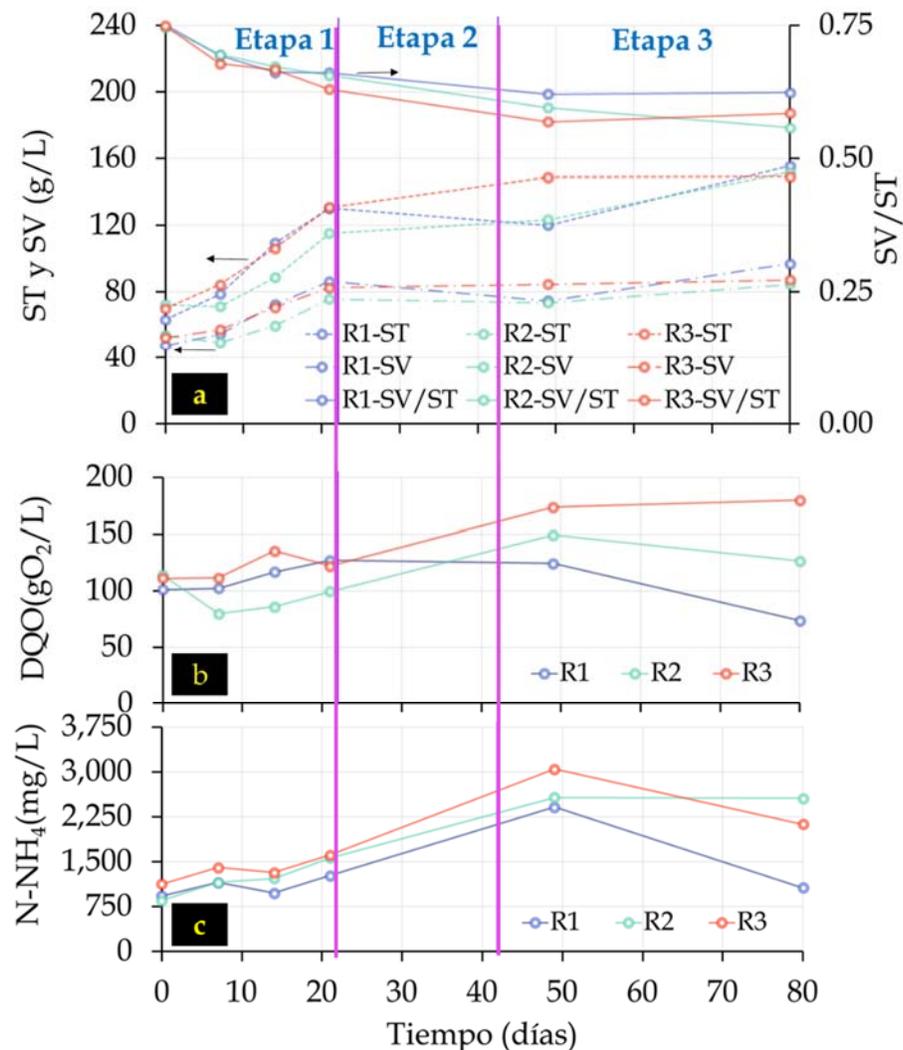


Figura 6.31.- Parámetros monitoreados de consumo de materia orgánica durante el arranque y aclimatación del inóculo

El seguimiento de la DQO se presenta en la Figura 6.31.b. No se observó una tendencia definida para la DQO ni similitud entre los reactores 1 y 3, que en la mayoría de los análisis han presentado tendencias similares. En el reactor 1 se observa una ligera tendencia a incrementar la DQO hasta el día 20, posteriormente decae con dos pendientes diferentes: entre los días 20 y 50 y entre los días 50 y 80. En el reactor 2 se observó una disminución de la DQO hasta el día 8



y posteriormente incrementa hasta el día 50. Del día 50 al 80 se observa una disminución. El reactor 3 fue el más inestable, ya que los primeros 8 días no observó ningún cambio, incrementando del día 8 al 15 y disminuyendo entre el día 15 y 21. Después del día 21 la DQO incrementó hasta el día 50, posteriormente disminuyó hasta el llenado del reactor al día 80.

Las determinaciones de nitrógeno amoniacal se presentan en la Figura 6.31.c. Los valores iniciales del N-NH₄ estuvieron entre 850 y 1,100 mgN-NH₄/L que posteriormente incrementaron hasta el día 50. La tendencia de nitrógeno amoniacal fue similar entre los tres reactores, en particular entre el 1 y el 3. Únicamente el reactor 3 llegó a valores de más de 3 g/L, mientras que los reactores 1 y 2 no pasaron de 2.5 g/L como máximas concentraciones. Este incremento en la cantidad de nitrógeno amoniacal también se relaciona con los altos valores observados en alcalinidad (Figura 6.29.b) y los altos valores determinados de pH, entre 7.1 y 8.9 (Figura 6.30).

6.3.2.2. Operación de los reactores bajo condiciones de estabilidad

Una vez alcanzado el volumen de trabajo de cada reactor se operaron a 2 cargas orgánicas (5.6, y 7.5 kg SV/m³·d) pasando por dos cargas intermedias (6.3 y 6.7 kg SV/m³·d) para no ocasionar disturbios por cambios bruscos en las condiciones de carga. En la Tabla 6.13 se presentan las condiciones de operación y el tiempo al que operaron bajo esas condiciones.

Tabla 6.13.- Condiciones de operación de la digestión seca de la FORSU

CO (kgSV/m ³ ·d)	TRH (d)	FORSU alimentada (g)	SV alimentados (g)	Tiempo de operación (d)
5.6	39	25	5.5	47
6.3	35	28	6.2	7
6.7	33	30	6.6	7
7.5	30	33	7.3	20

En la Figura 6.32 se muestra la producción y la tasa de producción de metano durante los 80 días de operación de los reactores en condiciones estacionarias (del día 80 al 160). Los resultados se dividen en cuatro secciones correspondientes a las 4 cargas orgánicas operadas. Durante el arranque de los reactores se observó una tendencia similar entre los reactores 1 y 3, que continuó al inicio de la operación en estado estacionario; sin embargo, al día 115 el reactor 3 dejó de producir metano y no volvió a registrar producción.

La Tabla 6.14 complementa la Figura 6.32: en ella se encuentran resumidos los valores promedio de la operación de los tres reactores a las diferentes cargas. En el reactor 1 durante la operación con la carga orgánica de 5.6 kg SV/m³·d la producción de metano osciló entre valores de 302 y 326 NLCH₄/kgSV con un promedio de 313 ± 5.9 NLCH₄/kgSV, y al llegar a la carga de 7.5 kgSV/m³·d el promedio de producción fue de 303 ± 3.4NLCH₄/kgSV con mínimos de 295 NLCH₄/kgSV y máximos de 309 NLCH₄/kgSV. Los promedios de las cargas intermedias fueron de 309 ± 2.2 y 307 ± 3.4 NLCH₄/kgSV. Conforme se incrementó la carga orgánica las producciones específicas y las tasas de producción fueron disminuyendo debido



a que no se mantuvieron condiciones de estabilidad en este reactor. En el reactor 2 los incrementos en la carga orgánica no afectaron a la producción específica ni a la tasa de producción de metano; la producción promedio osciló entre 333 y 339 NL/kgSV y la tasa de producción promedio presentó valores entre 228 y 244 NL/kgSV·d. Los valores máximos y mínimos de las tasas de producción variaron mucho debido a que los fines de semana no se alimentaban los reactores, obteniendo valores muy bajos durante esos días y muy altos en cuanto se alimentaban los reactores. La producción de metano del reactor 2 fue entre 8.5 y 10 % mayor en comparación al reactor 1 durante los 80 días de operación en estado estacionario.

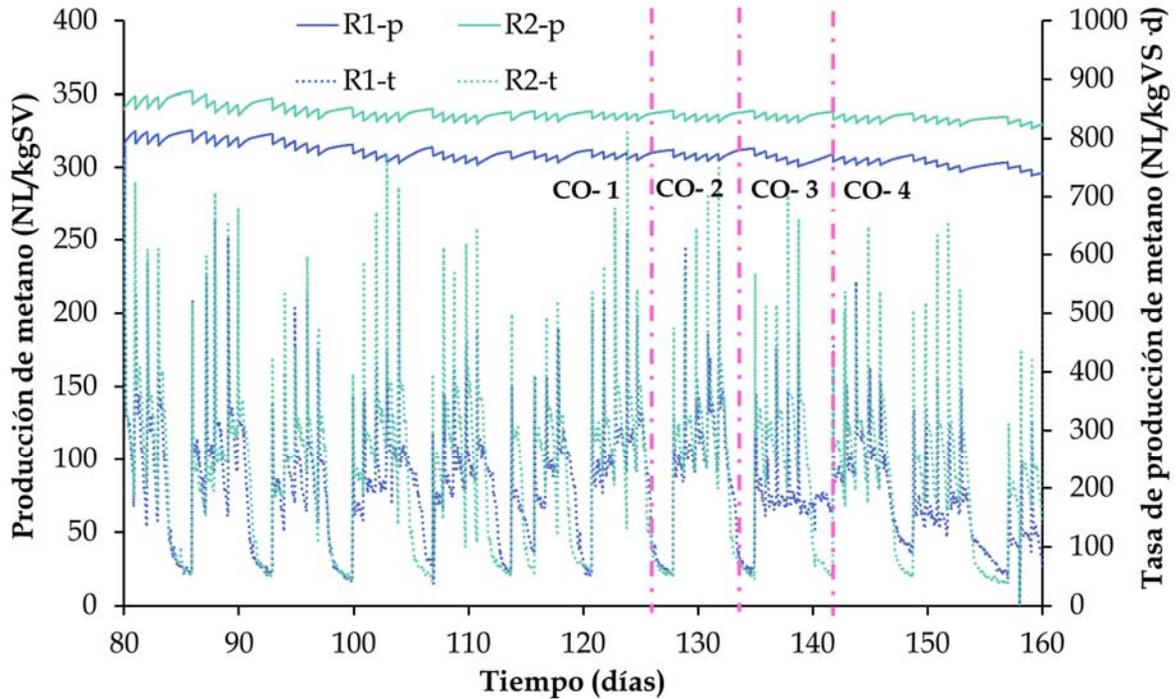


Figura 6.32.- Producción y tasa de producción de metano a diferentes cargas orgánicas. CO-1=5.6 kg SV/m³·d, CO-2=6.3 kg SV/m³·d, CO-3=6.7 kg SV/m³·d y CO-4=7.5 kg SV/m³·d, P=producción de metano y t= tasa de producción de metano

Tabla 6.14.- Promedios de producción y rendimiento a las diferentes cargas

	STr (%)	Producción de metano (NL/kgSV)		Tasa de producción de metano (NL/kgSV d)	
		R1	R2	R1	R2
CO-1	16	313 ± 5.9	339 ± 4.8	207 ± 103	228 ± 130
CO-2	17	309 ± 2.2	336 ± 2.0	227 ± 106	244 ± 137
CO-3	18	307 ± 3.4	335 ± 2.1	199 ± 55	244 ± 126
CO-4	19	303 ± 3.4	333 ± 2.4	181 ± 77	239 ± 101

Se ha reportado la disminución en la producción de metano al incrementar el contenido de sólidos en los reactores de 20 a 30% (Li *et al.*, 2014). En este trabajo el cambio en el contenido de sólidos no fue tan extremo, variando de 16%ST con la carga orgánica de 5.6 kgSV/m³·d a 19%



con la carga de 7.5 kgSV/m³·d. La mayor variación fue entre la etapa de arranque con un promedio de 11%ST y la carga más alta de 7.5 kgSV/m³·d con 19%ST. Contrario a lo que reporta Li *et al.* (2014), para los reactores 1 y 2 la producción de metano promedio con el contenido de 11%ST fue de 297 y 329 NL/kgSV, y con contenido de 19%ST de 303 y 333 NL/kgSV, respectivamente. No se observa disminución en la producción de metano al incrementar el contenido de sólidos en los reactores, lo cual puede deberse al proceso de aclimatación del inóculo al tipo y concentración de sustrato, mientras que Li *et al.* (2014) utilizaron un inóculo proveniente de digestión húmeda de FORSU cuyo proceso de aclimatación a digestión seca se realizó en reactores en lote con tiempo de retención de 300 días.

Tomando en consideración los 315 NmL de metano que se producen en teoría por cada gramo de DQO y la cantidad total de DQO que se suministró durante el tiempo de operación de cada carga orgánica, es posible determinar la cantidad de metano máximo que es posible producir (Tabla 6.15). Comparando el metano obtenido experimentalmente con el metano teórico se determina la eficiencia de cada reactor para cada carga orgánica. Únicamente entre el cambio de la CO-1 y la CO-2 se mejoró la eficiencia y después, en cada incremento de carga orgánica, se fue disminuyendo hasta valores de 55.5 % para el reactor 1 y de 69.3% para el reactor 2.

Tabla 6.15.- DQO alimentada y producciones teóricas y experimentales de metano

	DQO alim (g)	CH ₄ teor (NL)	CH ₄ experimental (NL)		Eficiencia (%)	
			R1	R2	R1	R2
CO-1	243.2	76.6	54.3	59.5	70.9	77.7
CO-2	42.6	13.4	10.6	10.5	79.1	78.4
CO-3	45.6	14.4	8.5	10.9	59.0	75.7
CO-4	140.5	44.3	24.6	30.7	55.5	69.3

En la Figura 6.33 se presentan los índices de estabilidad de los reactores. En la Figura 6.33.a se observan los índices tampón y alfa, en donde se puede observar la estabilidad del reactor 2, con valores de alfa cercanos a 0.7 durante los 80 días de operación. Particularmente, con la primera carga, estos índices permanecieron constantes, registrándose el valor más bajo de 0.65 al día 70, durante la operación de la carga orgánica más alta. El reactor 1 tuvo indicios de acidificación entre los días 55 y 80, registrando valores cercanos a 0.4 para alfa durante la operación de las cargas orgánicas 3 y 4, pero desde la CO-1 se observó su inestabilidad en ambos índices. Por su parte el índice IB en el reactor 2 estuvo todo el tiempo entre los límites recomendables de 0.2-0.4, con un valor promedio de 0.3. En el reactor 1 en el día 60 se registró un valor cercano a 0.6, lo cual es indicio de sobrecarga alimenticia.

En la Figura 6.33.b se presentan los resultados de alcalinidad por bicarbonatos (parcial) y por AGV (intermedia). La alcalinidad parcial y la alcalinidad intermedia variaron menos en el reactor 2 en comparación con el reactor 1. En el reactor 2 la alcalinidad intermedia nunca superó a la alcalinidad parcial, lo cual se complementa con los índices alfa y tampón que muestran la estabilidad del reactor 2 durante toda su operación. En el reactor 2 durante la operación de la



primera carga únicamente en un punto, al día 21, se observó inestabilidad disminuyendo la alcalinidad por bicarbonatos, pero, al no aumentar de forma relevante la alcalinidad por AGV, la relación AI/AP no se vio afectada. Al incrementar las cargas la alcalinidad por bicarbonatos comenzó a disminuir, pero la alcalinidad por AGV no incrementó de forma importante, hasta la operación de la carga de $7.5 \text{ kgSV/m}^3 \cdot \text{d}$, cuando se observó de nuevo un ligero incremento en la alcalinidad parcial y una ligera disminución en la alcalinidad intermedia. En el reactor 1 la alcalinidad intermedia superó a la parcial, debido a las altas concentraciones de AGV presentes. Conforme se incrementó de la carga de 5.6 hasta $6.7 \text{ kgSV/m}^3 \cdot \text{d}$ la alcalinidad por bicarbonatos fue disminuyendo de forma drástica hasta la tercera carga y, aunada a su disminución, la alcalinidad por AGV comenzó a incrementar lo cual se observa en la relación AI/AP. En la última carga, la alcalinidad por bicarbonatos comenzó a incrementar.

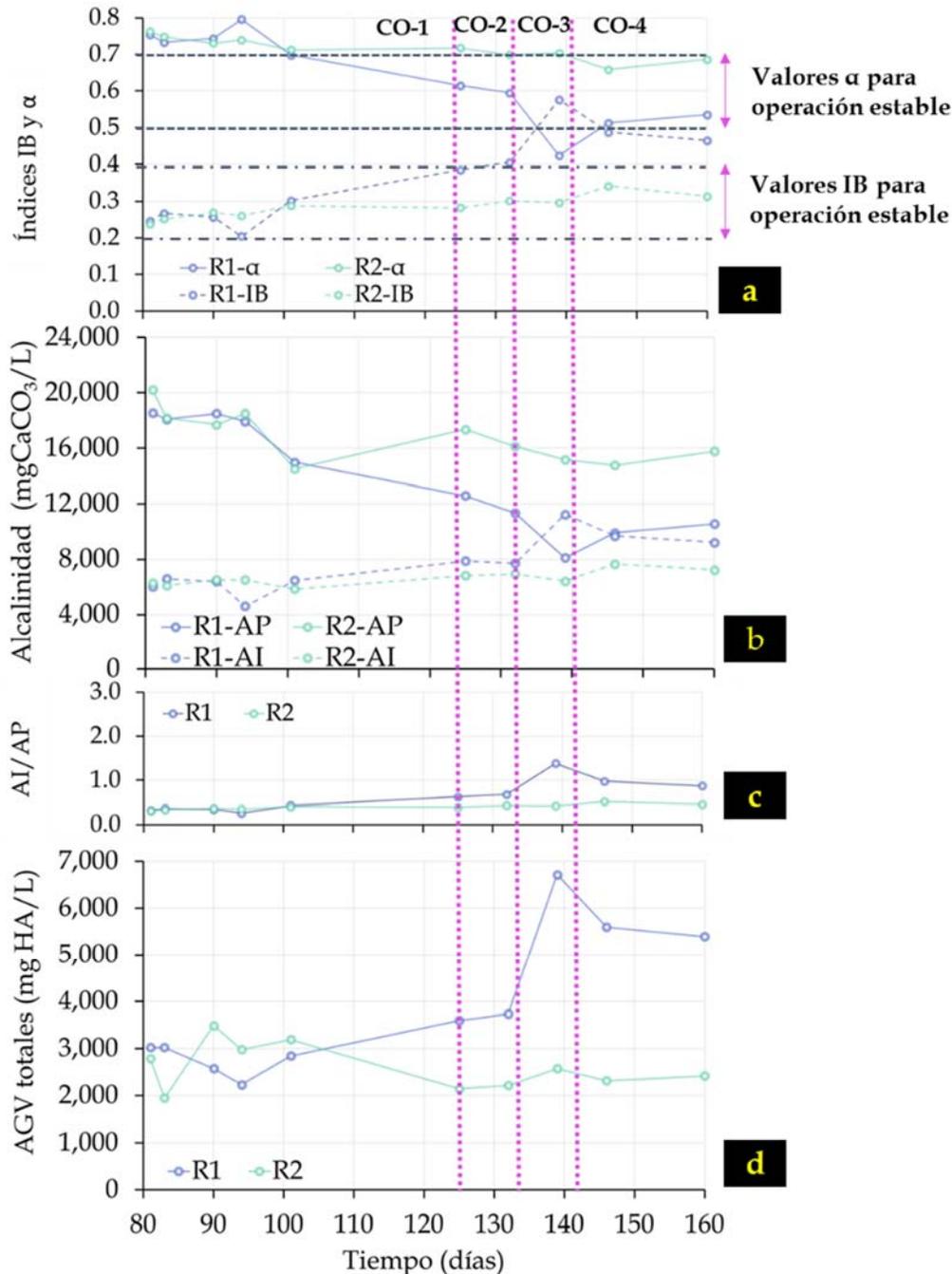
La relación de ambas alcalinidades se pueden observar en la Figura 6.33.c. Para un correcto funcionamiento del sistema se recomienda tener valores AI/AP=0.3. El reactor 2 se mantuvo con este valor durante los primeros 21 de operación; posteriormente la relación osciló en valores cercanos a 0.4 y el valor más alto se registró en el día 146 con 0.52. El reactor 1 también se mantuvo con valores cercanos 0.3 hasta el día 101, incrementando después hasta un valor cercano a 1.4 al día 139. De acuerdo con Ghanimeh *et al.* (2012) cuando se incrementa la carga orgánica en la digestión de FORSU se incrementan las alcalinidades parcial e intermedia, así como el nitrógeno amoniacal: en este trabajo, por el contrario, se observó una disminución en la alcalinidad parcial y un incremento en la intermedia al aumentar la carga orgánica en el reactor 1, mientras que el reactor 2 se mantuvo con valores casi constantes para ambas alcalinidades.

En la Figura 6.33.d se presentan los valores determinados de AGV por titulación, en donde se aprecia que solamente el reactor 1 sobrepasó las concentraciones $5,000 \text{ mg/L}$ de ácidos grasos volátiles totales reportados como ácido acético durante la operación de la tercera carga; durante la cuarta carga, el reactor da indicios de comenzar a estabilizarse. En el caso del reactor 2, hasta la tercera carga orgánica no se observan indicios de disturbios por AGV, ya que se mantienen cercanos a los $3,000 \text{ mg/L}$ como ácido acético. Estos valores de AGV indican una operación estable y un proceso adecuado de aclimatación del inóculo y arranque del reactor para digestión seca. Por su parte Ghanimeh *et al.* (2012) con su procedimiento de aclimatación del inóculo y arranque de los reactores observaron acidificación en sus reactores, con valores de AGV totales de hasta $10,400 \text{ mg/L}$ operando en condiciones húmedas (8%ST) y bajas cargas orgánicas ($2.5 \text{ kgSV/m}^3 \cdot \text{d}$)

En la Figura 6.34 se presenta la composición y pH de los reactores durante los 80 días de operación a las diferentes cargas operadas. Prácticamente para todas las cargas ambos parámetros tuvieron pocas diferencias: únicamente destacar un ligero descenso en el el pH de los reactores 1 y 2 durante la operación a cargas intermedias (CO-2 y CO-3). El pH del reactor 2 se mantuvo casi todo el tiempo por encima del pH del reactor 1, siendo su pH promedio 7.7 (7.06 a 8.22) y del reactor 2 de 8.09 (7.73 a 8.39). La disminución al operar la CO-3 fue algo mayor en el reactor 1. De la misma forma que en la etapa de arranque, el pH no ha podido usarse como indicador de la estabilidad del sistema, un comportamiento paralelo al observado



por Ghanimeh *et al.* (2012), cuando sus reactores presentaban pH mayores a 7 y sus concentraciones de AGV oscilaban entre 6,000 y 11,000 mg/L, que justificaron por las altas alcalinidades de sus sistemas con valores de 10,500 a 11,500 mgCaCO₃/L. Valores similares se han observado en este trabajo, entre 14,000 y 17,000 mgCaCO₃/L.



Alfa= α = Alcalinidad de bicarbonatos/alcalinidad total; **IB**= Índice tampón= Alcalinidad AGV/Alcalinidad total; **AP**= Alcalinidad parcial= Alcalinidad de bicarbonatos; **AI**= Alcalinidad intermedia=Alcalinidad por AGV

Figura 6.33.- Parámetros de estabilidad durante la operación de los reactores.

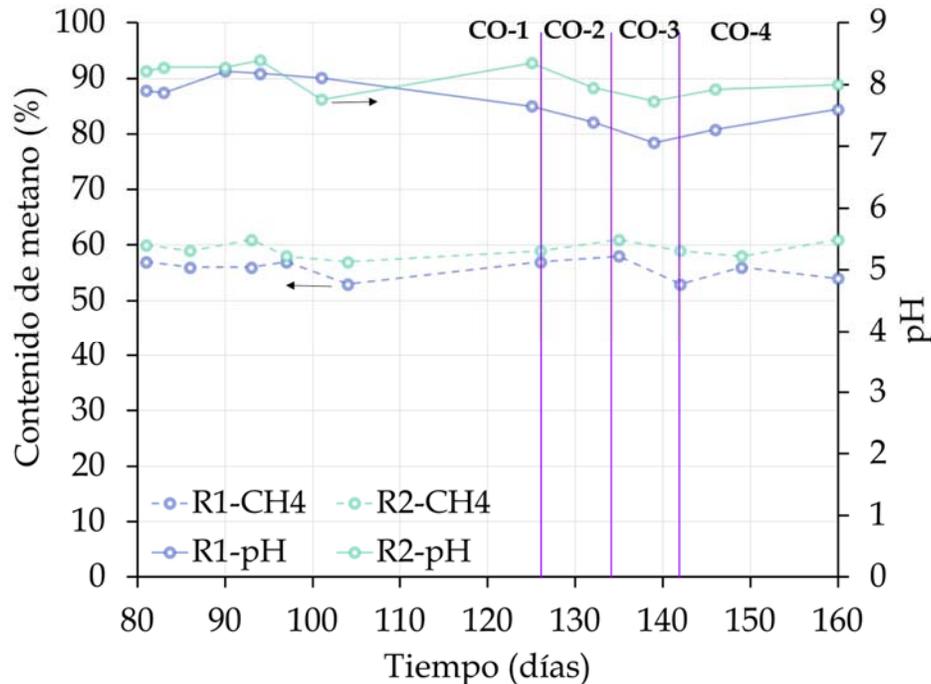


Figura 6.34.- Composición y pH durante la operación de los reactores

La composición de metano fue muy similar en ambos reactores: en el reactor 1 la menor composición de metano fue de 51% y la máxima de 58%, con un promedio de 55%, y en el reactor 2, el valor mínimo fue de 55% y el máximo de 61%, con un promedio de 59%. Los valores promedio de pH y de contenido de metano fueron los mismos durante el arranque y la operación, siendo más inestables en el arranque. Las composiciones de metano que se observaron en el sistema en *semicontinuo* fueron menores a las obtenidas en los sistemas en lote por vía húmeda, con valores entre 64 y 72%. Dong *et al.* (2010) determinaron contenidos de metano de 65 a 66% para pruebas en lote con contenido de sólidos de 11, 13.5 y 16%.

En la Figura 6.35 se presentan los parámetros monitoreados durante la operación de los reactores. En la Figura 6.35.a se presentan las determinaciones de ST, SV y la relación entre ambos. Debido al incremento en las cargas orgánicas, los ST y SV incrementaron a lo largo del tiempo, pero la relación SV/ST disminuyó con respecto a la reportada al final de la etapa de arranque. La mejor operación del reactor 2 también se observó en estas determinaciones, debido a que en el reactor 2 la relación SV/ST se mantuvo por debajo de 0.6, con valores entre 0.48 y 0.58, mientras que en el reactor 1 esta relación estuvo entre 0.58 y 0.62, lo que se traduce en una mayor remoción de materia orgánica en el reactor 2.

En la Figura 6.35.b se presentan los valores de DQO determinados en el digestato. De forma similar a los valores de DQO en el arranque de los reactores, no se observa una tendencia definida y no es posible observar el efecto de la carga orgánica. En estas determinaciones la DQO del reactor 2 sobrepasó a la del reactor 1, cuando se esperaba lo contrario de acuerdo con todos los parámetros anteriormente descritos.



En la Figura 6.35.c se observan los resultados de nitrógeno amoniacal: se ve una tendencia muy clara a disminuir a partir del día 10. Durante el arranque de los reactores se llegaron a determinar valores por encima de 3,000 mgN-NH₄/L, disminuyendo durante la operación a concentraciones máximas de 2,500 mgN-NH₄/L y terminando durante la operación con la carga más alta hasta valores entre 1,000 y 1,500 mgN-NH₄/L. La concentración de nitrógeno amoniacal del reactor 2 fue todo el tiempo superior a la del reactor 1. Contrario a lo que indican Ghanimeh *et al.* (2012) se observó una disminución en el nitrógeno amoniacal al incrementar la carga orgánica.

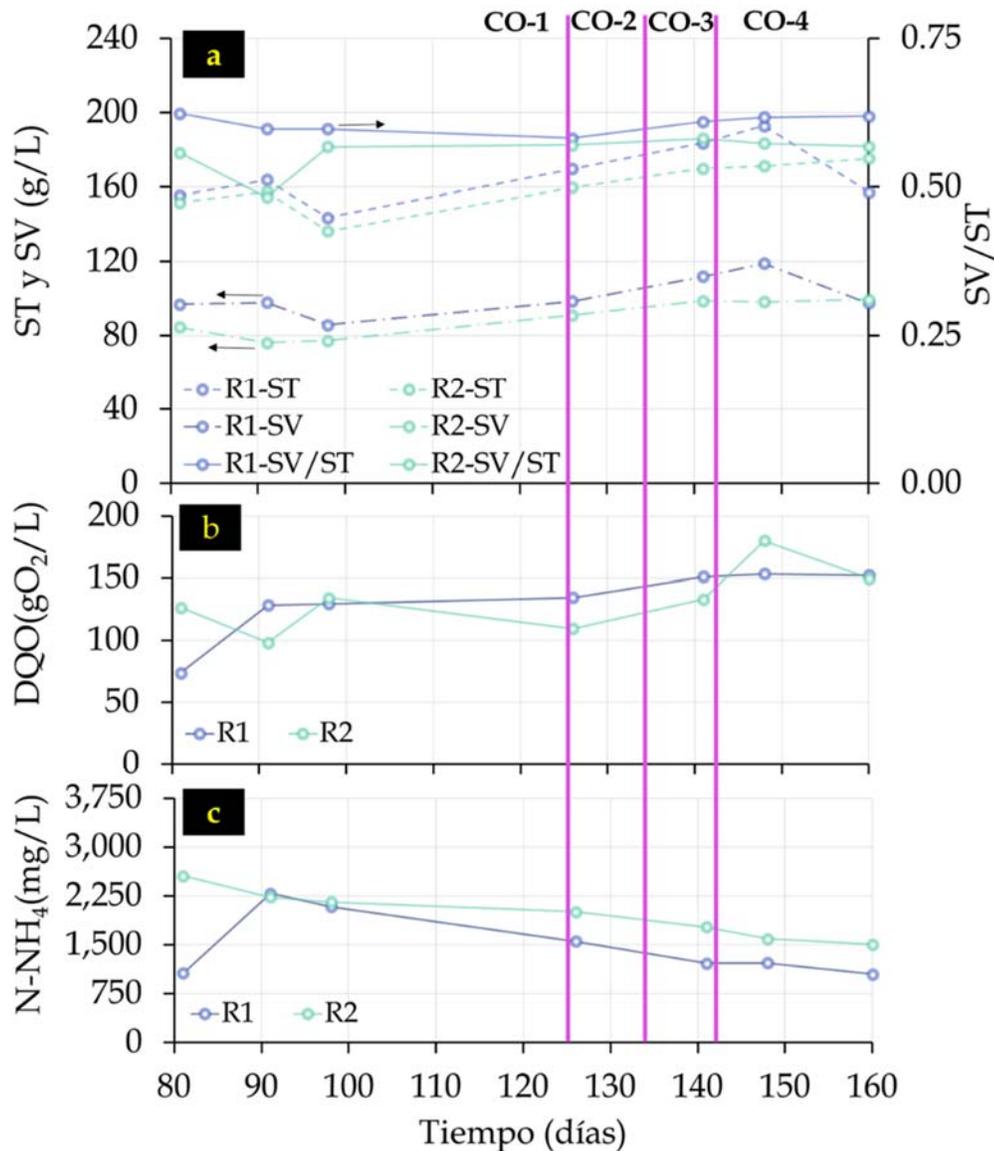


Figura 6.35.- Parámetros monitoreados de consumo de materia orgánica durante la operación de los reactores.

En la Figura 6.36 se presentan las diferentes remociones de SV y DQO obtenidas con la operación a las diferentes cargas orgánicas. Tomando en consideración todos los demás análisis



se observa que el reactor 2 tuvo un mejor desempeño tanto en la eficiencia de producción de metano como en la remoción de materia orgánica.

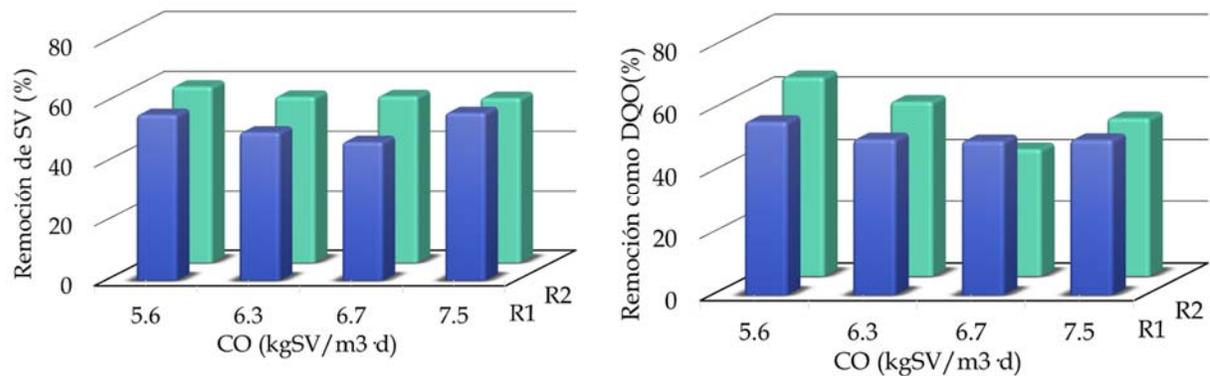


Figura 6.36.- Remoción de SV a las diferentes cargas orgánicas operadas.

La mayor remoción de la materia orgánica de SV fue del 60% y 64% como DQO con la carga orgánica de 5.6 kgSV/m³·d en el reactor 2, mientras que en el reactor 1 las máximas remociones fueron del 60% para la misma carga. Los resultados de la operación en *semicontinuo* son similares a los reportes a escala comercial, con producciones de metano entre 170-320 NL/kgSV y remoción de SV entre 40 a 70% (Mata-Álvarez, 2003).

Diversas investigaciones se han centrado en evaluar la *degradabilidad* y la eficiencia en la producción de metano de la FORSU o de residuos de alimentos: los alcances de los trabajos son diversos y la comparación en los resultados muy compleja por las diferencias en la configuración de los experimentos y en la presentación de los resultados. En la Tabla 6.16 se presentan los resultados de diversos autores que usaron FORSU o sustratos similares para la producción de metano en sistemas húmedos y secos en una etapa operados en *semicontinuo*. La mayoría de los reportes son sobre digestión húmeda y muy pocos se han encontrado en seca, dado que la mayor parte de los reportes de digestión seca se efectúan en sistemas en lote. Los resultados varían en gran medida según sea la temperatura de operación, el contenido de sólidos, el modo de arranque de los reactores y el origen del inóculo.

Ganesh *et al.* (2014) presentan altos rendimientos, lo cual se debe al empleo de inóculo aclimatado a digestión húmeda y condiciones mesofílicas. Solamente probaron 2 cargas orgánicas, incrementando el rendimiento de metano al incrementar la carga orgánica, y decidieron no incrementar más la carga por reportes previos que indicaban que en sistemas en una etapa no eran recomendables cargas mayores a 3.6 kgSV/m³·d.

Ghanimeh *et al.* (2012) presentaron bajos rendimientos a condiciones termofílicas y digestión húmeda. Utilizaron estiércol con un periodo de aclimatación y de arranque del reactor de 32 días, procedimiento que pareció dar buenos resultados durante el arranque ya que tuvieron rendimientos de 450 a 600 L/kgSV. Al operarlo en estado estacionario los rendimientos disminuyeron de forma acusada. Ellos indican que en el reactor que operaron con agitación continua se pudo presentar un lavado de los microorganismos metanogénicos con la carga de 2.5 kgSV/m³·d, ya que suspendieron la alimentación y al reanudarla con cargas mucho más



bajas (0.1-0.31 kgSV/m³·d) el sistema no se restableció, observándose altas concentraciones de AGV. En el sistema con agitación intermitente justifican la sobrecarga del sistema por la deficiente interacción entre el sustrato y los microorganismos, por lo que no pudieron incrementar la carga orgánica por encima de 1.35 kgSV/m³·d ya que al parar la alimentación y reanudarla con cargas más bajas el sistema parecía restablecerse, pero a los pocos días volvía a fallar.

Tabla 6.16. Producción de metano a partir de FORSU en sistemas en *semicontinuo* de diversos autores en comparación con este trabajo. ST_r= sólidos totales en el reactor, CO=Carga orgánica

Sustrato	T (°C)	ST _r (%)	CO (kgSV/m ³ d)	TRH (días)	Rendimiento de metano (L/kgSV)	Remoción de SV (%)	Referencia
Restos de frutas y vegetales	35	3.5	2.0	80	450	81	Ganesh <i>et al.</i> , 2014
			3.5	45	470	83	
FORSU separada en fuente/mezclado continuo	55	8	0.28	241	210	82.4 ^a	Ghanimeh <i>et al.</i> , 2012
			1.35	73	350		
			2.5	47	210		
FORSU separada en fuente/mezclado intermitente	55	8	0.28	227	260	80 ^a	
			0.77	100	280		
			1.35	82	180		
FORSU separada en trómel	55	25-30	2.93	15	460	28	Fdez.-Güelfo <i>et al.</i> , 2011b
			3.38	13	340	20	
			3.66	12	220	19	
			4.39	10	120	6.3	
			8.86	20	110	89	
FORSU sintética	55	25-30	11.8	15	130	88	
			17.7	10	60	88	
			22.1	8	-	70	
Diferentes mezclas de FORSU separada mecánicamente con FORSU separada en fuente	55	14	9.7	11.7	320 ^b	37.3	Pavan <i>et al.</i> , 2000a
		8	7.5	12.5	420 ^b	42.8	
		9	12.1	11.6	490 ^b	59.3	
		10	12.6	11.2	500 ^b	57.9	
		5	6	11.8	780 ^b	82.2	
FORSU separada en fuente		5	2.8	15	336	81	Davidsson <i>et al.</i> , 2007
FORSU	35	16	5.6	39	339	60	Este trabajo
		19	7.5	30	333	55	

a) valores promedio de remoción de ST durante la operación a diferentes cargas. Y b) rendimiento de biogás (no se presentan datos de composición de metano)

Fdez.-Güelfo *et al.* (2011) utilizaron dos tipos de FORSU para sus pruebas en semicontinuo, FORSU separada en trómel y FORSU sintética: las características de ambas son muy diferentes, en particular respecto a la relación SV/ST, que fue de 0.23 y 0.79, respectivamente. Utilizaron lodo mesofílico de una planta de tratamiento de agua y no reportan haberlo sometido a un proceso de aclimatación al sustrato y a la temperatura. Para comparar la degradación de ambas



muestras establecen tiempos de retención similares, con lo cual, debido al contenido de sólidos volátiles, las cargas orgánicas difieren de forma importante. En ambos casos los mejores resultados los obtienen a un TRH de 15 días para cargas orgánicas de 2.93 y 11.8 kgSV/m³·d, pero los rendimientos son muy diferentes. El mayor rendimiento de metano fue de 460 L/kgSV con la muestra menos biodegradable, y con la muestra de fácil degradación el máximo rendimiento fue de 130 L/kgSV. Estas diferencias pudieron deberse a la sobrecarga del reactor con los residuos fácilmente biodegradables, que pudieron provocar la acidificación del sistema, pero el autor no reporta datos de AGV. No se observa relación entre los rendimientos y la remoción de SV, ya que el sistema con FORSU sintética presenta los rendimientos más bajos y las remociones más altas, y de forma contraria la FORSU separada en trómel, aunque no se presenta explicación de este fenómeno.

Pavan *et al.* (2000a) realizaron cinco corridas de experimentos en reactores piloto en semicontinuo, utilizando 2 sustratos con características muy diferentes: FORSU separada mecánicamente con una relación SV/ST=0.47 y FORSU separada en fuente con una relación de 0.91. En la primera corrida suministraron 100% de FORSU separada mecánicamente y para las siguientes fueron haciendo mezclas con la FORSU separada en fuente hasta llegar a 100% de esta en la corrida 5. Trataron de mantener los tiempos de retención hidráulica en valores cercanos a 12 días variando la carga orgánica. Sus resultados indicaron un incremento de 144% en el rendimiento de biogás al emplear 100% de FORSU separada en fuente con respecto a la prueba con 100% de FORSU separada mecánicamente. Debido a que no presentan datos de composición de metano no se pueden comparar directamente con los resultados obtenidos en este trabajo, y dado que en cada corrida las características del sustrato alimentado son diferentes el análisis del efecto de la carga orgánica es complicado. Las mezclas que se alimentaban al reactor tenían contenidos de sólidos entre 10 y 25%, lo que sugiere un proceso de digestión seca, pero, de acuerdo con sus resultados, en el digestor el contenido de sólidos totales osciló entre 5 y 14%, valores dentro de los sistemas de digestión húmeda. Los resultados de Davidsson *et al.* (2007) son muy similares a los determinados en este trabajo, pero utilizan una menor carga orgánica, y por el contenido de ST en el reactor se trata de una digestión húmeda. Todos los autores que reportaron rendimientos mayores a los determinados en este trabajo operaron sus sistemas a cargas orgánicas menores, con excepción de Pavan *et al.* (2000a) con quien no se puede hacer una comparación directa porque solo reporta producción de biogás.

Después de los 160 días de operación en semicontinuo, para observar las diferencias en la operación de los dos reactores se dio seguimiento a los reactores como sistemas en lote. Se suministraron 33 gramos de FORSU a cada reactor y se cuantificó la cantidad de metano durante 24, 70, 100 y 306 horas, alimentando de nuevo los reactores después de cada observación, siendo realizada la última a las 504 horas, que equivalen a 21 días de operación, para su comparación con el sistema de digestión húmeda. El análisis de los 21 días se presenta en el próximo capítulo para su comparación con los resultados de digestión húmeda.



En la Figura 6.37 se presentan las curvas a los diferentes tiempos en ambos reactores. Las pendientes "m" que se presentan en cada curva y cada reactor corresponden a los valores a 24 horas para que sean directamente comparables. El reactor 1 presenta una tendencia lineal en todos los resultados, el periodo de hambruna afecta al funcionamiento del reactor, lo cual se ve por el decremento en las pendientes al incrementar los periodos de hambruna. El reactor 2 tiene un comportamiento muy diferente al reactor 1 pues no es lineal. Los periodos de hambruna no afectan de forma significativa a las pendientes entre cada periodo, mostrando la mejor estabilidad de este reactor. La producción de metano fue mayor en el reactor 2, con excepción de los resultados a 100 horas. A las 24 horas el reactor uno tuvo una producción de metano de 2.2 L y el reactor 2 de 2.3 L, a las 70 horas fueron de 3.4 y 3.5 L, a las 100 horas de 3.4 y 3.2 L y para las 336 horas 4.3 y 4.7 L para los reactores 1 y 2, respectivamente. Debido a la mejor adaptación y estabilidad en el reactor 2, los resultados de este son los utilizados para la comparación de la rapidez de reacción en el siguiente capítulo.

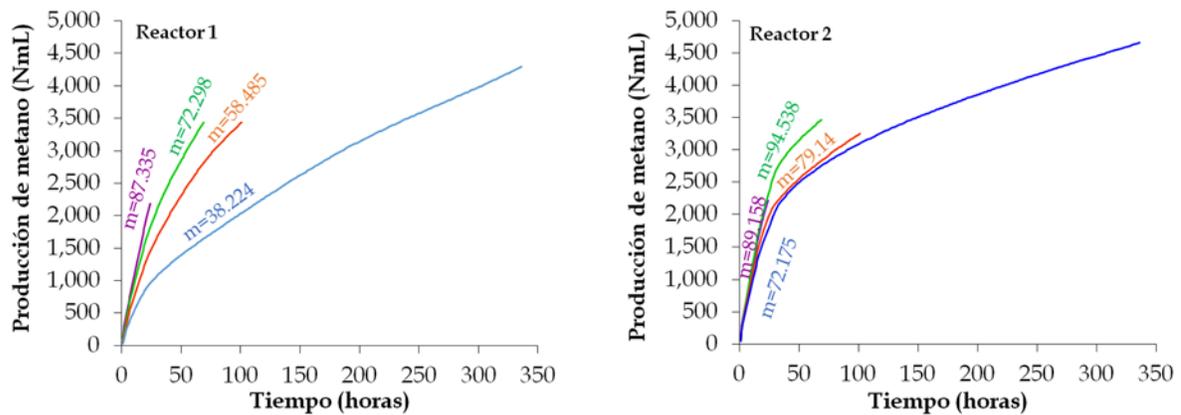


Figura 6.37. Curvas de producción de metano alimentando 33 g de FORSU a diferentes intervalos de tiempo

En la Tabla 6.17 se presentan resultados de la digestión de FORSU por vía seca en sistemas en lote. Los resultados de Li *et al.* (2014) muestran una clara dependencia de la temperatura y del contenido de sólidos, lo cual se atribuye a la dependencia de la actividad de agua a la temperatura y a la humedad disponible en el sistema. Para los reactores con contenido de sólidos de 20% el rendimiento y tasa de producción de metano fueron las mismas a condiciones mesofílicas y termofílicas debido a que la cantidad de agua disponible en este sistema es adecuada para la actividad de los microorganismos a cualquier temperatura. En los sistemas de 25%ST la biodisponibilidad de agua se incrementa a condiciones termofílicas lo cual se refleja en valores mayores de rendimiento y tasa de producción de metano. Los sistemas con 30%ST no presentaron un buen funcionamiento, y los autores lo atribuyen a la baja actividad de agua. En comparación con los resultados de este trabajo tanto los rendimientos como las tasas de producción de metano fueron notoriamente menores, lo cual se atribuye a la forma de aclimatar el inóculo a digestión seca, que en este trabajo se realiza de forma gradual y Li *et al.* (2014) lo realizaron en lote sometiendo al inóculo a altas cargas orgánicas.



Tabla 6.17. Producción de metano a partir de FORSU en sistemas en lote por vía seca de diversos autores en comparación con este trabajo. STR= sólidos totales en el reactor, TRH= tiempo de residencia hidráulico

Sustrato	T (°C)	STR (%)	TRH (días)	Rendimiento de metano (L/kgSV)	Tasa de producción de metano* (L/kgSV·d)	Referencia
FORSU separada en fuente	37	20	60	350	5.8	Li <i>et al.</i> , 2014
		25		210	4.3	
		30		30	-	
	55	20		350	5.8	
		25		350	5.8	
		30		75	-	
FORSU	35	20	40	110	-	Fernández <i>et al.</i> , 2010
		30	75	70	-	
FORSU	30	16	60	273	19.0 ^a	Dong <i>et al.</i> , 2010
RSU	35	33	30-40	197	-	Guendouz <i>et al.</i> , 2010
Residuos de comida (cafetería)		22		180	-	Forster-Carneiro <i>et al.</i> , 2008a
FORSU triturada	55	20	90	50	-	
FORSU separada en trómel		19		80		
FORSU	35	19	21	530	25.3	Este trabajo

*Valor promedio durante el tiempo de reacción, a) Tasa de producción de biogás

Fernández *et al.* (2010), Dong *et al.* (2010), Guendouz *et al.* (2010) y Forster-Carneiro *et al.* (2008a) reportaron rendimientos muy bajos. Fernández *et al.* (2010) y Forster-Carneiro *et al.* (2008a) obtuvieron los peores rendimientos posiblemente porque no aclimataron previamente el inóculo, proveniente de una planta de tratamiento de agua, e iniciaron sus experimentos sobrecargando los sistemas con altos contenidos de sólidos. Guendouz *et al.* (2010) tampoco realizaron la aclimatación del inóculo y utilizaron lodo de un digestor anaerobio industrial y RSU mezclados, mientras que Dong *et al.* (2010) sí realizaron un proceso de aclimatación de un mes, adicionando pequeñas cantidades de FORSU al inóculo proveniente del tratamiento anaerobio de estiércol. Parece que la forma de aclimatación no fue correcta y los rendimientos que obtuvieron con un sistema con menor cantidad de sólidos fueron menores a los de este trabajo.

6.3.3. Comparación de la rapidez de producción de metano

Comparando la producción de metano en 21 días de la suma de las fracciones obtenidas en el proceso de lixiviación con la producción de la FORSU por vía seca y por vía húmeda operadas en sistemas en lote (Tabla 6.18) se observa que no hay diferencia significativa en las producciones finales. Únicamente con la relación 1:3 se incrementa en 10% la producción de metano, siendo con las otras dos relaciones prácticamente igual.



Tabla 6.18. Producción de metano a 21 días en los diferentes sistemas (NL/kg_{FORSU}·d)

Relación	Extractos	Bagazo	Total
1:1	2.0	3.7	5.7
1:2	2.6	3.2	5.8
1:3	3.2	3.1	6.3
FORSU por vía húmeda			5.7
FORSU por vía seca			5.6

Para evaluar el efecto en la rapidez de producción de metano de las fracciones obtenidas durante el proceso de lixiviación de la FORSU y su comparación con los sistemas convencionales se analizan las curvas de producción de metano para determinar el tiempo al cual la reacción es más rápida. Para poder comparar los resultados en igualdad de circunstancias se usan los datos de digestión seca operada en sistema en lote. Para evaluar su comportamiento y no afectar las tendencias al multiplicar los resultados de los extractos y bagazos por su fracción equivalente de FORSU, las cuales son diferentes para cada muestra, las curvas de la Figura 6.38 presentan la producción específica de metano con respecto a los SV alimentados a cada reactor.

Los extractos (la suma de las tres extracciones) presentaron las producciones específicas de metano más altas. Todas las curvas con excepción de la curva de FORSU por vía seca presentan una tendencia con dos secciones y cada sección con dos pendientes diferentes. En la primera sección hay una rápida producción que corresponde a la pendiente mayor (pendiente 1) seguida de una disminución que se observa en la pendiente 2. La segunda sección comienza cuando hay un repunte en la producción de metano que finaliza con bajas tasas de producción. Los valores de las pendientes permiten visualizar la rapidez de producción de metano. Las pendientes más grandes corresponden a los extractos con valores entre 325 y 602 NL/kgSV·d pero su duración es menor a 1 día. Al final de la primera sección la pendiente de los extractos disminuye a valores entre 22 y 52 NL/kgSV·d y vuelve a incrementar al inicio de la segunda sección. Durante la segunda sección de la producción de metano de extractos se observan pendientes que son mayores a las pendientes más altas observadas en los bagazos. Al final todos los extractos disminuyeron sus pendientes a valores entre 6 y 13 NL/kgSV·d. Para todos los bagazos y la FORSU, las pendientes al inicio estuvieron entre 65 y 173 NL/kgSV·d con duraciones diferentes para cada caso. Con excepción de la curva de digestión de FORSU por vía seca, en la cual solo se observó una sección, en los tres bagazos y en la FORSU por vía húmeda se observaron 2 secciones con 4 pendientes. La última pendiente, que corresponde a la etapa de menor rapidez de producción, osciló entre 6 y 12 NL/kgSV·d en los bagazos y FORSU, respectivamente.

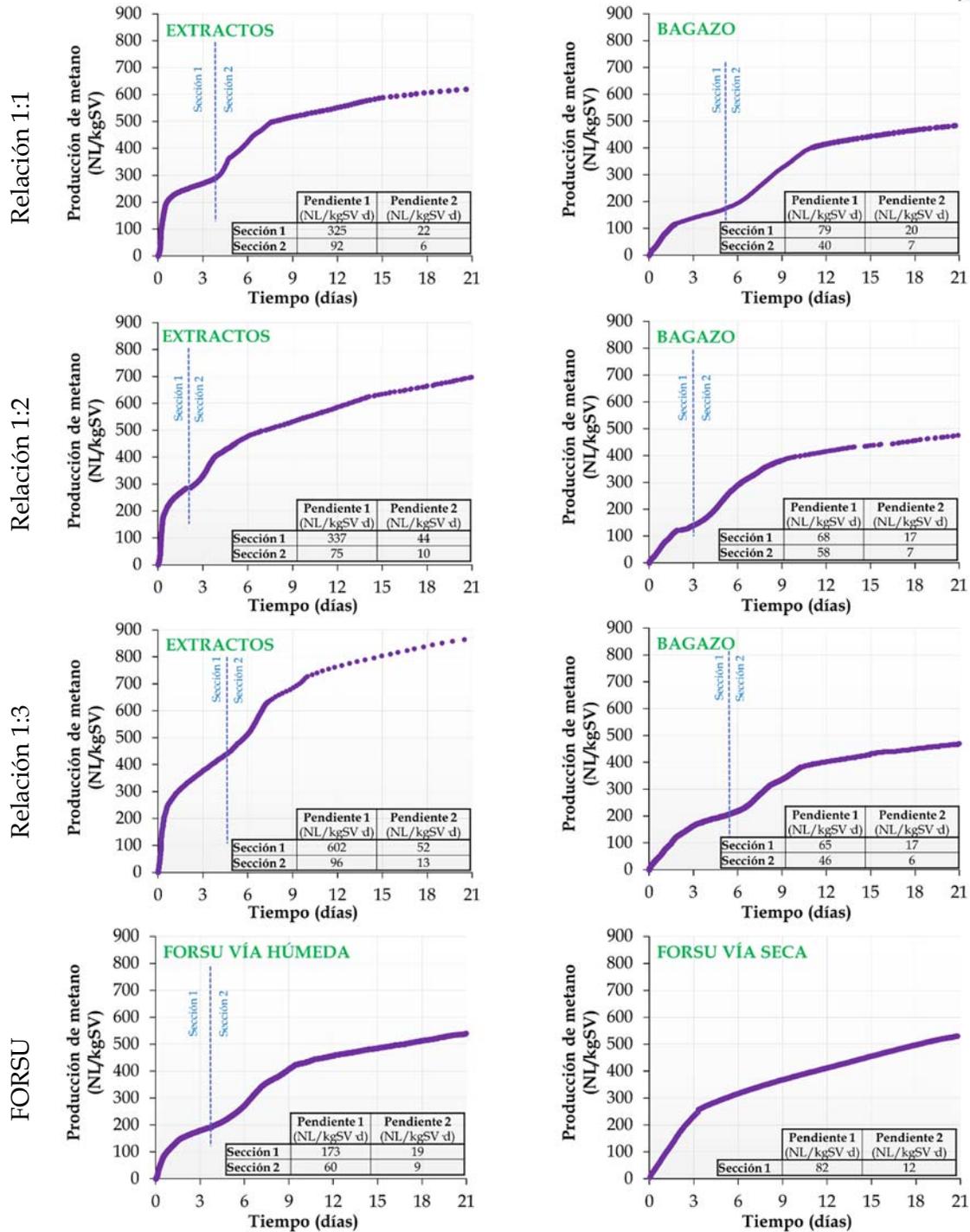


Figura 6.38. Pendientes de las curvas de producción de metano de cada sistema

En la Figura 6.39 se presentan los modelos cinéticos de la FORSU en digestión húmeda y seca. Los ajustes se realizaron con un modelo de primer orden y uno tipo Monod, de acuerdo con las siguientes ecuaciones (la descripción de las variables se presentó en el capítulo 6.3.1.1).

Primer orden

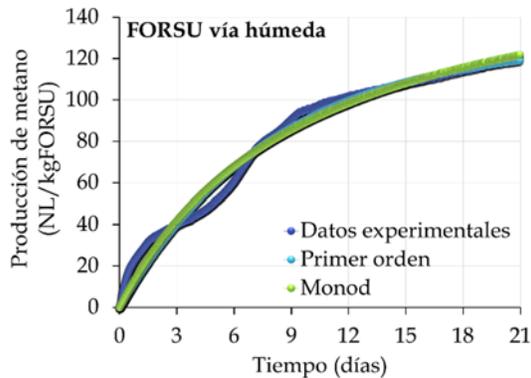
$$P = P_{m\acute{a}x} \cdot (1 - \exp^{-kt})$$



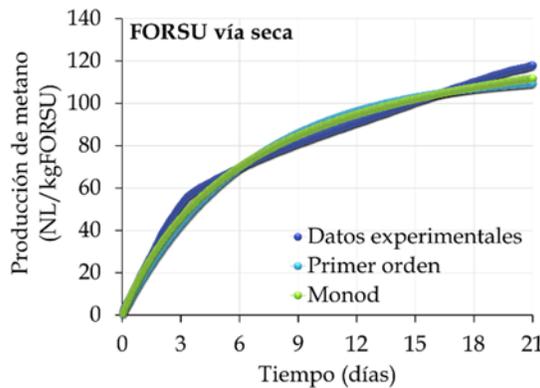
Monod

$$P = \frac{P_{m\acute{a}x} \cdot t}{ks + t}$$

Las constantes cinéticas muestran que la reacción es más rápida en el sistema de digestión seca, con una constante de 0.157 d⁻¹ en comparación con el sistema de digestión húmeda, que presentó una constante de 0.125 d⁻¹. Las constantes de saturación de Monod indican que el 50% de la máxima producción en el sistema por vía seca se consigue en 6.6 días cuando en el sistema húmedo este tiempo es de 9.8 días.



Modelo	Ecuación	R ²
Primer orden	$P_{CH_4} = 128.6 * (1 - \exp^{-0.125 * t})$	0.9846
Monod	$P_{CH_4} = \frac{178.7 * t}{9.8 + t}$	0.9835



Modelo	Ecuación	R ²
Primer orden	$P_{CH_4} = 113.8 * (1 - \exp^{-0.157 * t})$	0.9736
Monod	$P_{CH_4} = \frac{147.2 * t}{6.6 + t}$	0.9861

Figura 6.39. Modelos cinéticos de la digestión seca y húmeda de la FORSU

En la Tabla 6.19 se presentan las constantes cinéticas determinadas en diferentes trabajos: en todos los casos el sustrato es FORSU de diferentes fuentes y los experimentos son efectuados en sistemas en lote. Cada experimento tiene diferente diseño en cuanto al tipo de inóculo, la relación inóculo-sustrato, el tiempo de experimentación y la temperatura, entre otros parámetros. En la tabla solamente se hace la comparación de las constantes cinéticas con base en el contenido de sólidos en el reactor, la relación SV/ST de la FORSU, tipo de inóculo y temperatura de operación.

Los resultados de Rao y Singh (2004) y Sajeena Beevi *et al.* (2015) arrojan constantes cinéticas muy bajas, ya que el inóculo no fue aclimatado al tipo de sustrato ni a la concentración de sólidos que usaron: ambos trabajos reportan disminución en la producción de metano por acumulación de AGV los primeros días de su experimentación, lo cual tuvo que solucionarse adicionando una base para elevar el pH. Rao y Singh (2004) observaron que, al incrementar el contenido de sólidos, las constantes disminuyeron en forma relevante. Además, se observó el



efecto de la temperatura, ya que a 26 °C obtuvieron constantes menores que a 32 °C para las mismas condiciones de operación. Sajeena Beevi *et al.* (2015) trabajaron en condiciones termofílicas y la constante no incrementó en comparación con Rao y Singh (2004).

Tabla 6.19. Constantes cinéticas en sistemas en lote. Modelo de primer orden.

STr (%)	T (°C)	SV/ST de FORSU/inóculo	Inóculo	Constante (d ⁻¹)	R ²	Referencia
3.6	35	0.93/-	Lodo granular de reactor UASB	0.35	-	Alibardi y Cossu, 2015
		0.93/-		0.14	-	
		0.92/-		0.27	-	
11.2	50.0	0.906/0.86	Estiércol no aclimatado	0.0249	0.9896	Sajeena Beevi <i>et al.</i> , 2015
<3.5	37	0.95/0.57	Lodo de digestión de pasto	0.056	0.866	Brown y Murphy, 2013
		0.95/0.69	Lodo de digestor de granja	0.182	0.976	
		0.95/0.67	Lodo aclimatado para la digestión de FORSU	0.234	0.995	
4.5	32	0.885/-	Estiércol no aclimatado	0.0273	0.99	Rao y Singh, 2004
13.5				0.0175	0.98	
4.5				0.0217	0.98	
11.3	26			0.0158	0.97	
3.5	35	0.75/0.68	Lodo granular reactor UASB	0.125	0.9846	Este trabajo
19			Lodo aclimatado a altas concentraciones de FORSU	0.157	0.9736	

Alibardi y Cossu (2015) obtuvieron constantes cinéticas cercanas a las obtenidas en este trabajo. Utilizaron tres muestras de FORSU con características diferentes y observaron constantes más altas cuando la FORSU presenta altos contenidos de carbohidratos (0.35 d⁻¹), bajas con altos contenidos de grasas y aceites (0.14 d⁻¹) y de 0.27 d⁻¹ con FORSU común. La constante cinética más alta determinada en este trabajo fue 0.18 d⁻¹, con un contenido de sólidos totales de 3.5 %, y de 0.16 d⁻¹ para la digestión seca con 19%ST. Los valores de las constantes obtenidas en este trabajo, más bajos que los reportados por Alibardi y Cossu (2015), pueden deberse a la relación SV/ST del sustrato e inóculo, pues ellos reportan relaciones más altas.

Browne y Murphy (2013) determinaron las constantes cinéticas utilizando tres diferentes inóculos y el mismo sustrato. La constante más baja la obtuvieron al usar un inóculo no adecuado para el tratamiento de FORSU, la constante incrementó al usar lodo de una planta de digestión de residuos de granja, con un valor de 0.182 d⁻¹, que fue mayor a la obtenida en este trabajo en el sistema de digestión húmeda, de 0.125 d⁻¹. El valor más alto de la constante puede deberse a que la FORSU que ellos emplean tiene una relación SV/ST mayor a la empleada en este trabajo y a que operan a 37 °C. Cuando aclimataron el inóculo del digestor de residuos de granja a FORSU, la constante incrementó a 0.234 d⁻¹. En este trabajo también se observa un incremento en la constante al aclimatar el inóculo.



7. CONCLUSIONES

En este trabajo se evaluó la producción de metano de la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos (FORSU) de la Ciudad de México. La propuesta experimental incluyó la evaluación de la producción de metano con sistemas de digestión anaerobia por vía húmeda y seca. Como parte central del trabajo se hace una propuesta de pretratamiento de la FORSU mediante extracción o lixiviación de las sustancias solubles para separarlas de los compuestos insolubles y recalcitrantes que difícilmente son aprovechados por los microorganismos para la producción de biogás. Las conclusiones se presentan con el mismo orden de los tres capítulos de resultados que son: la caracterización de la FORSU, la extracción de sustancias solubles y la producción de metano.

Caracterización de la FORSU

La principal diferencia de las características de la FORSU de la ciudad de México con respecto a las encontradas en literatura de otros países es el contenido de fibras, ya que en la ciudad de México la FORSU contiene 40% de fibras con respecto a sólidos volátiles (SV) y en otros países este valor varía entre 17 y 38%.

Extracción de compuestos solubles

Para la extracción se analizaron cuatro variables de operación: número de extracciones, tiempo de contacto, relación FORSU:agua y temperatura.



- Considerando que se realizaron once extracciones consecutivas utilizando la misma muestra, se concluye que el arrastre y/o solubilización no es significativo a partir de la tercera. Con seis extracciones, en las tres primeras se arrastra el 87% de la DQO y el 90% de sólidos totales (ST) y volátiles (SV) tomando como base el total extraído; la primera extracción es la más efectiva, con una separación del 62% de la DQO, el 67% de los ST y el 66% de los SV.
- Tomando en cuenta que el tiempo de contacto máximo fue de 2 horas, después de 30 minutos se observa una máxima extracción.
- Las relaciones en masa FORSU:agua analizadas fueron 1:1, 1:2 y 1:3. Se concluye que a mayor cantidad de agua, mayor cantidad de sustancias son arrastradas. Los análisis estadísticos muestran que no hay diferencia significativa entre las relaciones 1:2 y 1:3.
- Se hicieron extracciones a temperatura ambiente y a temperatura de ebullición. Para parámetros como DQO y sólidos totales y volátiles la extracción a temperatura de ebullición proporcionó valores aproximadamente 18% superiores a los de las extracciones a temperatura ambiente. Para parámetros como nitrógeno Kjeldahl y fósforo total, a temperatura de ebullición se lograron valores 57% superiores para nitrógeno Kjeldahl y 244% para fósforo.
- Una parte del material que se logra arrastrar es insoluble; algunas partículas tienen densidades inferiores al agua y no sedimentan mediante centrifugación. Las primeras dos extracciones permiten el arrastre de entre el 80 y el 90% de los ST y SV como sustancias disueltas (filtrados por 1.6 μm).
- La cantidad de nutrientes que permanecen en los bagazos después de tres extracciones consecutivas fueron: 57 a 61% de DQO, 57 a 68% de nitrógeno Kjeldahl y 72 a 77% de fósforo total con respecto a la FORSU.
- Considerando que, en general, la literatura recomienda una relación DQO:N:P aproximada de 350-600:7:1 para la digestión anaerobia de FORSU, las cantidades de NK y PT que se logran extraer a temperatura ambiente de la FORSU de la ciudad de México se consideran adecuadas para la digestión anaerobia (222-360:3-10:1).

Producción de metano en digestión húmeda

- Las curvas de producción de metano obtenidas con concentraciones de SV superiores a 8 g/L presentan dos etapas (comportamiento diáuxico): la primera muestra una rapidez de producción elevada al principio que va disminuyendo conforme se consume el sustrato hasta un punto donde inicia la segunda etapa, con un repunte en la rapidez de producción de metano hasta terminar con tasas bajas al final de la prueba. Por debajo de 8 gSV/L solamente se observa una etapa en las curvas de producción de metano.
- Se observa una relación lineal entre la concentración de sólidos volátiles en el sustrato y la producción diaria de metano, para concentraciones de SV entre 2 y 26 g/L.
- No es posible separar mediante extracciones con agua todas las sustancias que producen biogás de la FORSU. Los bagazos resultantes de las extracciones producen una cantidad ligeramente superior al 50% del metano total (extractos más bagazo).



- La producción de metano de la FORSU de la ciudad de México en digestión en lote por vía húmeda a 21 días fue de 541 NL/kgSV. Esta cantidad es de las más altas reportadas en literatura (99 a 671 NL/kgSV con un promedio de 414 NL/kgSV). Dicha cantidad es producida en menos tiempo que el reportado por otros autores (entre 25 y 135 días).

Producción de metano en digestión seca

- Para lograr un arranque adecuado de un reactor de digestión anaerobia por vía seca es necesario iniciar el proceso con una relación inóculo:FORSU 8:1 con respecto a sólidos volátiles e incrementar la concentración de SV de la FORSU con una tasa máxima de 25 gFORSU/d hasta alcanzar una concentración de ST de 20 % en el reactor.
- Considerando que un reactor fue alimentado una vez por día de lunes a viernes y que operó bajo condiciones de estabilidad (relación de alcalinidades), la producción de biogás aumenta de manera directamente proporcional a la carga orgánica. Independientemente de la carga orgánica, el rendimiento de metano se mantuvo entre 228 y 244 NL/kgSV·d.
- En la digestión seca, después de aclimatar el inóculo durante 160 días, se observa que la curva de producción de metano consta de una sola etapa, sin fase de latencia o adaptación, lo cual se debe a la interacción simultánea de los microorganismos con el sustrato en un reactor de operación *semicontinua*.

Comparación entre digestión húmeda y seca

- La rapidez de producción de metano de los extractos de las tres relaciones FORSU:agua fue mayor durante el primer día de reacción en comparación con la rapidez que presentaron los bagazos y la FORSU en digestión húmeda y seca. La producción específica de metano de los extractos durante las primeras horas de la prueba oscilaron entre 325 y 602 NL/kgSV·d, la de bagazos entre 65 y 79 NL/kgSV·d, y la de FORSU entre 82 (por vía seca) y 173 NL/kgSV·d (por vía húmeda).
- Operando los reactores por lote durante 21 días, la producción de metano por vía húmeda es de 541 NL/kgSV, ligeramente superior a la producción de metano por vía seca, de 530 NL/kgSV.



8. REFERENCIAS

- AACC., 2001. American Association of Cereal Chemists Report. Dietary Fiber Definition Committee. 2001. The definition of dietary fiber. *Cereal Food World*. 46 (3), 112-126.
- Ahring, B., 2003. *Biomethanization I. Advances in biochemical engineering /biotechnology No. 81*. Springer. Nueva York, EEUU.
- Alibardi, L., Cossu, R., 2015. Composition variability of the organic fraction of municipal solid waste and effects on hydrogen and methane production potentials. *Waste management*. 36 (2015), 147 – 155.
- Al Seadi, T., 2008. *Biogas Handbook*. University of Southern Denmark, Esbjerg, Denmark. Pp. 16-70.
- Al Seadi, T., Lukehurst, C., 2012. Quality management of digestate from biogas plants used as fertiliser. IEA Bioenergy.
- Al Seadi, T., Owen, N., Hellström, H., Kang, H., 2013. Source separation of MSW: An overview of the source separation and separate collection of the digestible fraction of household waste, and other similar wastes from municipalities, aimed to be used as feedstock for anaerobic digestion in biogas plants. IEA Bioenergy.
- Alves, M. M., Mota-Vieira, J. A., Álvares-Pereira, R. M, Pereiram, M. A., Mota, M., 2001. Effects of lipids and oleic acid on biomass development in anaerobic fixed-bed reactors. Part ii: oleic acid toxicity and biodegradability. *Water Research*. 35 (1), 264-270
- Andigestion., 2015. Andigestion Food Waste Recycling. <http://www.andigestion.co.uk/> (última consulta 17-02-2015)
- Angelidaki I., Ellegaard L, Ahring B.K., 1993. A Mathematical Model for Dynamic Simulation of Anaerobic Digestion of Complex Substrates: Focusing on Ammonia Inhibition. *Biotechnology and Bioengineering*. 42 (2), 159-166.
- Angelidaki, I., Chen, X., Cui, J., Kaparaju, P., Ellegaard, L., 2006. Thermophilic anaerobic digestion of source-sorted organic fraction of household municipal solid waste: Start-up procedure for continuously stirred tank reactor. *Water Research*. 40 (14), 2621-2628
- Antognini, S., Ragazzi, M., Rada, E. C., 2013. Biogas potential of OFMSW through an indirect method. *International Journal of Environment and Resource*. 2 (4), 83-88.
- AOAC, 2012. AOAC Official methods of analysis, 19th ed. In: George Latimer, Jr. (Ed.), Association of Official Analytical Chemists, EEUU.
- APHA. 2005. Standard methods for the examination of water and wastewater 21a ed. American Public Health Association, American Water Works Association y Water Pollution Control Federation. Washington D.C., EEUU
- Axpo., (2015). AxpoKompogas. <http://www.axpo.com/axpo/kompogas/de/home.html> (última consulta 21-04-2015).
- Bae, J.H., Tian, D.J., Lee, J.S, Jun, H.B., 2012. Temperature effects on solubilization and acidification of food waste leachate. Fourth International Symposium on Energy from Biomass and Waste, Venice, Italy: 12-145 November 2012.
- Banks, C. J., Chesshire, M., Heaven, S., Arnold, R., 2011. Anaerobic digestion of source-segregated domestic food waste: Performance assessment by mass and energy balance. *Bioresource Technology*. 102 (2011), 612-620.
- Bhattacharyya, J. K., Khanal, S., Devvota, S., 2008. Studies on acidification in two-phase biomethanation process of municipal solid waste. *Waste management*. 28 (1), 164 – 169.
- Batstone, D. J., Keller, J., Angelidaki, I., Kalyuzhnyi, S.V., Pavlostathis, S. G., Rozzi, A., Sanders, W.T.M., Siegrist, H., Vavilin, V. A., 2002. The IWA Anaerobic Digestion Model No 1 (ADM1). *Water science and technology*. 45 (10), 65-73.
- BEKON, 2015. Proceso BEKON.<http://www.BEKON-energy.de/> (última consulta 20-04-2015).
- Bernstad, A., Jansen, J. C., 2012. Separate collection of household food waste for anaerobic degradation –Comparison of different techniques from a systems perspective. *Waste management*. 32 (5), 806 – 815.
- Bernstad, A., Malmquist, L., Truedsson, C., Jansen, J. C., 2013. Need for improvements in physical pretreatment of source-separated household waste. *Waste management*. 33 (3), 746 – 754.



- Bolzonella, D., Fatone, F., Pavan, P., Cecchi, F., 2005. Anaerobic fermentation of organic municipal solid waste of soluble organic compounds. *Industrial and Engineering Chemistry Research*. 44 (10), 3412-3418.
- Bolzonella, D., Innocenti, L., Pavan, P., Traverso, P., Cecchi, F., 2003. Semi-dry thermophilic anaerobic digestion of the organic fraction of municipal solid waste: focusing on the start-up phase. *Bioresource Technology*. 86 (2), 123-129.
- Bouallagui, H., Torrijos, M., Godon, J.J., Moletta, R., Ben-Cheikh, R., Touhami, Y., Delgenes, J.P., Hamdi, M., 2004. Microbial monitoring by molecular tools of a two-phase anaerobic bioreactor treating fruit and vegetable wastes. *Biotechnology letters*. 26 (10), 857-862
- Browne, J.D., Murphy, J.D., 2013. Assessment of the resource associated with biomethane from food waste. *Applied Energy*. 104 (2013), 170-177
- BTA, 2015. BTA International. <http://www.bta-international.de/> (última consulta 20-04-2015)
- Buffiere, P., Loisel, D., Bernet, N., Delgenes, J.P., 2006. Towards new indicators for the prediction of solid waste anaerobic digestion properties. *Water science and technology*. 53 (8), 233-241.
- Burgess, J.E., Quarmby, J., Stephenson, T., 1999. Role of micronutrients in activated sludge-based biotreatment of industrial effluents. *Biotechnology Advances*. 17 (1), 49-70.
- Burke, D. A., 2001. Dairy waste anaerobic digestion handbook. Option for recovering beneficial products from dairy manure. Environmental Energy Company. Olympia Washington, EEUU. Pp. 16-35.
- Cabbai, V., Ballico, M., Aneggi, E., Goi, D., 2013. BMP tests of source selected OFMSW to evaluate anaerobic codigestion with sewage sludge. *Waste management*. 33 (7), 1626-1632.
- Campuzano, R., 2011. Pretratamiento enzimático y digestión anaerobia de la fracción orgánica de los residuos sólidos municipales de la ciudad de México. Tesis de maestría, Instituto de Ingeniería, Universidad Nacional Autónoma de México, México D.F.
- Carballa, M., Regueiro, L., Lema, J. M., 2015. Microbial management of anaerobic digestion: exploiting the microbiome-functionality nexus. *Current Opinion in Biotechnology*. 33 (2015), 103-111.
- Carlos-Pinedo, S., 2013. Tratamiento térmico de la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos de la Ciudad de México para la producción de biogás. Tesis de maestría, Instituto de Ingeniería, Universidad Nacional Autónoma de México, México D.F.
- CEPA., 2008. Current anaerobic digestion technologies used for treatment of municipal organic solid waste. California Environmental Protection Agency.
- Cha, G.C., Noike, T., 1997. Effect of rapid temperature change and HRT on anaerobic acidogenesis. *Water Science and Technology*. 36 (6-7) 247-253
- Charles, W., Walker, L., Cord-Ruwisch, R., 2009. Effect of pre-aeration and inoculum on the start-up of batch thermophilic anaerobic digestion of municipal solid waste. *Bioresource Technology*. 100 (8), 2329-2335.
- Chen, L., Jiang, J. Z., Kitamura, Y., Li, B., 2007. Enhancement of hydrolysis and acidification of solid organic waste by a rotational drum fermentation system with methanogenic leachate recirculation. *Bioresource Technology*. 98 (11), 2194-2200.
- Chyi, Y.T., Levine, A.D., 1992. Solubilization of particulate cellulose using anaerobic acidogenesis. *Water Science and Technology*. 26 (9-11), 2421-2424.
- Cirne, D.G., Paloumet, X., Björnsson, L., Alves, M.M., Mattiasson, B., 2007. Anaerobic digestion of lipid-rich waste – Effects of lipid concentration. *Renewable Energy*. 32 (6), 965-975.
- Cohen, G. N., 2011. *Microbial Biochemistry*. Segunda edición. Editorial Springer. París, Francia. Pp. 1-10.
- Cuesta, M. J., Sánchez, F. M., Vicente, G., Villar, S., 2009. Situación actual de la producción de biogás y de su aprovechamiento. Informe de Vigilancia tecnológica Madrid No. 17. Madrid, España
- Davidsson, A., Gruvberger, C., Christensen, T. H., Hansen, T. L., Jansen, J. C., 2007. Methane yield in source-sorted organic fraction of municipal solid waste. *Waste Management*. 27 (3), 406-414.
- De Baere, L., 2006. Will anaerobic digestion of solid waste survive in the future?. *Water Science and Technology*. 153 (8), 187-194.
- De Baere, L., Mattheeuws, B., Velghe, F., 2010. State of the art of anaerobic digestion in Europe. IWA Congress on Anaerobic Digestion, Guadalajara, México 2010.



- De Broauer, C., Achour, F., Bayard, R., Gourdon, R., 2005. Characterization of organic matter during maturation of municipal solid waste in order to identify chemical parameters indicating stabilization. *International Workshop HydroPhysicoMechanics of Landfills*. Marzo 2005, 21-22
- Del Real Olvera, J., Lopez-Lopez, A., 2012. *Biogas production from anaerobic treatment of agro-industrial wastewater, Biogas*. Dr. Sunil Kumar (Ed.) InTech.
- Demirel, B., Yenugün, O., 2002. Two-phase anaerobic digestion processes: a review. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*. 77 (7) 743-755.
- Deublein, D., Steinhauser, A., 2008. *Biogas from waste and renewable Resources: An introduction*. Segunda edición. Wiley-VCH. Weinheim, Alemania.
- DiLallo, R., Albertson, O. E., 1961. Volatile Acids by Direct Titration. *Water Pollution Control Federation*. 33 (4), 356-365.
- Di María, F., Sordi, A., Micale, C. 2012. Optimization of Solid State Anaerobic Digestion by inoculum recirculation: The case of an existing Mechanical Biological Treatment plant. *Applied Energy*. 97 (2012), 462-469.
- Dong, L., Zhenhong, Y., Yongming, S., 2010. Semi-dry mesophilic anaerobic digestion of water sorted organic fraction of municipal solid waste (WS-OFMSW). *Bioresource Technology*. 101 (8), 2722-2728.
- Dubois M., Gilles K. A., Hamilton J. K., Rebers P. A., Smith F. (1956). Colorimetric method for determination of sugars and related substances. *Analytical Chemistry*. 28 (3), 350-356.
- Eastman, J.A., Ferguson, J.F., 1981. Solubilization of particulate organic carbon during the acid phase of anaerobic digestion. *Journal Water Pollution Control Federation*. 53 (3) 352-355.
- Elbeshbishy, E., Nakhla, G., Hafez, H., 2012. Biochemical methane potential (BMP) of food waste and primary sludge: influence of inoculum pre-incubation and inoculum source. *Bioresource Technology*. 110 (2012), 18-25.
- Elefsiniotis, P., Oldham, W.K., 1994. Influence of pH on the acid-phase anaerobic digestion of primary sludge. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*. 60 (1) 89-96.
- Esposito G., Frunzo L., Liotta F., Panico A., Pirozzi F., 2012. Bio-methane potential test to measure the biogas production from the digestion and co-digestion of complex organic substrates. *The Open Environmental Engineering Journal*. 5(2012), 1-8.
- EUR-Lex. 2015. EUR-lex El acceso al derecho de la Unión Europea. Informe 52005DC0105 sobre las estrategias nacionales para reducir los residuos biodegradables destinados a vertederos de conformidad con el artículo 5, apartado 1, de la directiva 1999/31/CE relativa al vertido de residuos. <http://eur-lex.europa.eu/legal-content/ES/TXT/PDF/?uri=CELEX:52005DC0105&rid=7> (última consulta: 08-07-2015)
- Evans, G. M., Furlong, J. C., 2003. *Environmental Biotechnology. Theory and application*. John Wiley and Sons, LTD. Chichester, Inglaterra. Pp. 191-200.
- Fantozzi, F., Buratti, C., 2011. Anaerobic digestion of mechanically treated OFMSW: Experimental data on biogas/methane production and residues characterization. *Bioresource Technology*. 102 (19), 8885-8892.
- Fdez.-Güelfo, L. A., Álvarez-Gallego, C., Sales, D., Romero García, L.I., 2011a. Dry-thermophilic anaerobic digestion of simulated organic fraction of Municipal Solid Waste: Process modeling. *Bioresource Technology*. 102 (2), 606-611.
- Fdez.-Güelfo, L. A., Álvarez-Gallego, C., Sales, D., Romero García, L.I., 2011b. Determination of critical and optimum conditions for biomethanization of OFMSW in a semi-continuous stirred tank reactor. *Chemical Engineering Journal*. 171 (2), 418-424.
- Fernández, J., Pérez, M., Romero, L.I., 2010. Kinetics of mesophilic anaerobic digestion of the organic fraction of municipal solid waste: Influence of initial total solid concentration. *Bioresource Technology*. 101 (16), 6322-6328.
- Fernández-Rodríguez, J., Pérez, M., Romero, L.I., 2013. Comparison of mesophilic and thermophilic dry anaerobic digestion of OFMSW: Kinetic analysis. *Chemical Engineering Journal*. 232 (2013), 59-64.
- Fersht, A., 1980. *Estructura y mecanismo de las enzimas*. Edición en español. Editorial Reverte. Barcelona, España. Pp. 15-20.



- Fongsatitkul, P., Elefsiniotis, P., Wareham, D. G., 2010. Effect of mixture ratio, solid concentration and hydraulic retention time on the anaerobic digestion of the organic fraction of municipal solid waste. *Waste Management and Research*. 28 (9), 811-817.
- Forster-Carneiro, T., Pérez, M., Romero, L. I., 2008a. Thermophilic anaerobic digestion of source-sorted organic fraction of municipal solid waste. *Bioresource Technology*. 99 (15), 6763-6770.
- Forster-Carneiro, T., Pérez, M., Romero, L.I., 2008b. Anaerobic digestion of municipal solid waste: Dry thermophilic performance. *Bioresource Technology*. 99 (17), 8180-8184.
- Gallert, C., Winter, J., 2008. Propionic acid accumulation and degradation during start-up of anaerobic biowaste digestion. *Bioresource Technology*. 99 (1), 170-178.
- Ganesh, R., Torrijos, M., Sousbie, P., Lugardon, A., Steyer, J. P., Delgenes, J. P., 2014. Single-phase and two phase anaerobic digestion of fruit and vegetable waste: Comparison of start-up, reactor stability and process performance. *Waste management*. 34 (5), 874–885.
- GDF., 2003. Ley de Residuos Sólidos del Distrito Federal. Gobierno del Distrito Federal. Publicada en la Gaceta Oficial del Distrito Federal el 22 de abril de 2003. Gobierno del Distrito Federal, México.
- GDF., 2004. Programa de Gestión Integral de los Residuos Sólidos para el Distrito Federal 2004-2009. Gaceta Oficial del Distrito Federal, Décima cuarta época, No. 101-Bis. Gobierno del Distrito Federal, México.
- GDF., 2010. Programa de Gestión Integral de los Residuos Sólidos para el Distrito Federal 2009-2014. Gaceta Oficial del Distrito Federal, Décima séptima época, No. 925. México.
- GDF., 2014. Inventario de residuos sólidos de la Ciudad de México 2013. Secretaría del Medio Ambiente (SEDEMA) del Gobierno del Distrito Federal, México
- Ghanimeh, S., El Fadel, M., Saikaly, P., 2012. Mixing effect on thermophilic anaerobic digestion of source-sorted organic fraction of municipal solid waste. *Bioresource Technology*. 117 (2012) 63-71.
- Ghosh, S., 1981. Kinetics of acid-phase fermentation in anaerobic digestion. Symposium on biotechnology in energy production and conservation. 11 (3) 301-313.
- Gómez T. F., 2008. Métodos secuenciales de pretratamiento químico y enzimático de residuos agrícolas para la producción de metano, Tesis de maestría, Instituto Potosino de Investigación Científica y Tecnológica, A.C. San Luis Potosí, México.
- Guendouz, J., Buffière, P., Cacho, J., Carrère, M., Delgenes, J. P., 2010. Dry anaerobic digestion in batch mode: Design and operation of a laboratory-scale, completely mixed reactor. *Waste management*. 30 (10), 1768–1771.
- Gujer, W., Zehnder, A. J. B., 1983. Conversion process in anaerobic digestion. *Water Science and Technology*. 15 (8-9), 127-167.
- Gunaseelan, V. N., 2004. Biochemical methane potential of fruit and vegetable solid waste feedstocks. *Biomass and Bioenergy*. 26 (4), 389-399.
- Hai-Lou, X., Jing-Yuan, W., Joo-Hwa, T., 2002. A hybrid anaerobic solid-liquid bioreactor for food waste digestion. *Biotechnology Letters*. 24 (10), 757-761.
- Hanc, A., Novak, P., Dvorak, M., Habart, J., Svehla P., 2011. Composition and parameters of household bio-waste in four seasons. *Waste management*. 31 (7), 1450–1460.
- Hansen, T. L., Jansen, J. C., Davidsson, A., Christensen, T. H., 2007a. Effects of pre-treatment technologies on quantity and quality of source-sorted municipal organic waste for biogas recovery. *Waste management*. 27 (3), 398–405.
- Hansen, T. L., Jansen, J. C., Spliid, H., Davidsson, A., Christensen, T. H., 2007b. Composition of source-sorted municipal organic waste collected in Danish cities. *Waste management*. 27 (4), 510–518.
- Hartmann, H., Ahring, B.K., 2005. Anaerobic digestion of the organic fraction of municipal solid waste: influence of co-digestion with manure. *Water Research*. 39 (8), 1543-1552.
- Hartmann, H., Ahring, B.K., 2006. Strategies for the anaerobic digestion of the organic fraction of municipal solid waste: an overview. *Water Science and Technology*. 53 (8), 7-22.
- Hills, D. J., Roberts, D. W., 1981. Anaerobic digestion of dairy manure and field crop residues. *Agricultural Wastes*. 3 (3), 179-189.



- Himmel M. E., Ding S.Y., Johnson D. K., Adney, W. S., Nimlos M. R., Brady J. W., Foust T. D., 2007. Biomass recalcitrance: engineering plants and enzymes for biofuels production. *Science*. 315 (5813), 804-809.
- Horiuchi, J., Shimizu, T., Kanno, T., Kobayashi, M., 1999. Dynamic behavior in response to pH shift during anaerobic acidogenesis with a chemostat culture. *Biotechnology techniques*. 13 (3) 155-157
- Infoenviro., 2007. Planta de tratamiento de residuos sólidos urbanos mediante biometanización y compostaje de Vitoria-Gasteiz. <http://www.ows.be/es/installations-biogaz/publicaciones/> (última consulta 02-04-15)
- Izumi, K., Okishio, Y., Nagao, N., Niwa, Ch., Yamamoto, S., Toda, T., 2010. Effects of particle size on anaerobic digestion of food waste. *International Biodeterioration and Biodegradation*. 64 (7) 601-608.
- Jablonski, S. J., Lukaszewicz z, M., 2014. Mathematical modelling of methanogenic reactor start-up: Importance of volatile fatty acids degrading population. *Bioresource Technology*. 174 (2014), 74-80.
- Jansen, J.C., Spliid, H., Hansen, T.L., Svärd, A., Christensen, T.H., 2004. Assessment of sampling and chemical analysis of source-separated organic household waste. *Waste Management*. 24 (6), 541-549.
- Jarvis, A., Nordberg, A., Mathisen, B., Svensson, B. H., 1995. Stimulation of conversion rates and bacterial activity in a silage-fed two-phase biogas process by initiating liquid recirculation. *Antonie Van Leeuwenhoek*. 68 (4) 317-327.
- Jördening, H. J., Winter, J., 2005. *Environmental Biotechnology. Concepts and applications*. Wiley-VCH Weinheim, Alemania. Pp. 1-23, 355-374.
- Khanal, S., 2008. *Anaerobic biotechnology for bioenergy production*. John Wiley and Sons. Iowa, EEUU. Pp 1-92.
- Kim, I. S., Kim, D. H., Hyun, S. H., 2000. Effect of particle size and sodium ion concentration on anaerobic thermophilic food waste digestion. *Water science and technology*. 41 (3), 67-73.
- Komemoto, K., Lim, Y.G., Nagao, N., Onoue, Y., Niwa, C., Toda, T., 2009. Effect of temperature on VFA's and biogas production in anaerobic solubilization of food waste. *Waste Management*. 29 (12), 2950-2955.
- Kraemer, T., Gamble, S., 2014. Integrating anaerobic digestion with composting. *BioCycle*. 55 (10), 32-36.
- Labatut, R., Angenent, L. T., Scott, N. R. 2011. Biochemical methane potential and biodegradability of complex organic substrates. *Bioresource Technology*. 102 (3) 2255-2264.
- Li, C., Mörtelmaier, C., Winter, J., Gallert, C., 2014. Effect of moisture of municipal biowaste on start up and efficiency of meso and thermo dry anaerobic digestion. *Bioresource Technology*. 168 (2014), 23-32.
- Lindmark, J., Eriksson, P., Thorin, E., 2014. The effects of different mixing intensities during anaerobic digestion of the organic fraction of municipal solid waste. *Waste Management*. 34 (8), 1391-1397.
- Liu, G., Zhang, R., El-Mashad, H.M., Dong, R., 2009. Effect of feed to inoculum ratios on biogas yields of food and green wastes. *Bioresource Technology*. 100 (21), 5103-5108.
- Liwarska-Bizukojc, E., Ladakowicz, S., 2003. Stoichiometry of the aerobic biodegradation of the organic fraction of municipal solid waste (MSW). *Biodegradation*. 14 (1), 51-56.
- Lehninger, A. L., Nelson, D. L., Cox, M. M., 2005. *Lehninger. Principios de bioquímica*. Cuarta edición ilustrada. Editorial Freeman. Barcelona, España. Pp. 190-205.
- Mata-Álvarez, J., Macé, S., Llabrés, P., 2000. Anaerobic digestion of organic solid waste. An overview of research achievements and perspectives. *Bioresource Technology*. 74 (1) 3-16.
- Mata-Álvarez, J., 2003. *Biomethanization of the organic fraction of municipal solid wastes*. IWA publishing. Londres, Inglaterra. Pp 1-180.
- McCabe, Warren L., Smith, Julian C., Harriot, P., 2007. *Operaciones unitarias en ingeniería química*. Séptima edición. McGraw-Hill Interamericana. Pp.
- McMahon, K. D., Zheng, D., Stams, J. M., Mackie, R., Raskin, L., 2004. Microbial population dynamics during start-up and overload conditions of anaerobic digesters treating municipal solid waste and sewage sludge. *Biotechnology and Bioengineering*. 87 (7), 823-834.



- Melts, I., Normak, A., Nurk, L., Heinsoo, K., 2014. Chemical characteristics of biomass from nature conservation management for methane production. *Bioresource Technology*. 167 (2014) 226-231.
- Molina, P. F., 2007. Comportamiento dinámico de digestores anaerobios, Tesis de Doctorado. Universidad de Santiago de Compostela. Galicia, España.
- Moody, L., Burns, R., Wu-Haan, W., Spajić, R., 2009. Use of biochemical methane potential (BMP) assays for predicting and enhancing anaerobic digester performance. 44th Croatian and 4th International Symposium on Agriculture. Opatija, Croatia, 16 to 20 February 2009.
- Nayono, S. E., 2009. Anaerobic digestion of organic solid waste for energy production. Tesis de doctorado, Universidad de Karlsruhe, Karlsruhe, Alemania.
- Nayono, S.E., Gallert, C., Winter, J., 2009. Foodwaste as a co-substrate in a fed-batch anaerobic biowaste digester for constant biogas supply. *Water Science and Technology*. 59 (6), 1169-1178.
- Nayono, S.E., Winter, J., Gallert, C., 2010. Anaerobic digestion of pressed off leachate from the organic fraction of municipal solid waste. *Waste Management*. 30 (10), 1828-1833.
- NMX-AA-015-1985., 1985. Norma Mexicana Protección al ambiente. Contaminación del suelo. Residuos sólidos municipales, muestreo, método de cuarteo. Secretaria de Comercio y Fomento Industrial. México D.F., México.
- NMX-AA-019-1985., 1985. Norma Mexicana Protección al ambiente. Contaminación del suelo-residuos sólidos municipales-peso volumétrico "in situ". Secretaria de Comercio y Fomento Industrial. México D.F., México.
- NMX-AA-061-1985., 1985. Norma Mexicana Protección al ambiente. Protección al ambiente-Contaminación del suelo-residuos sólidos municipales-determinación de la generación. México D.F., México.
- Nopharatana, A., Pullammanappallil, P. C., Clarke, W. P., 2007. Kinetics and dynamic modelling of batch anaerobic digestion of municipal solid waste in a stirred reactor. *Waste Management*. 27 (5), 595-603.
- Owen, W. F., Stuckey, D.C., Healy, Jr J.B., Young, L.Y., McCarty, P.L., 1979. Biosay for monitoring biochemical methane potential and anaerobic toxicity. *Water Research*. 13 (6), 485-492.
- OWS., 2015. Organic Waste Systems (proceso Dranco®). <http://www.ows.be/> (última consulta 21-04-2015).
- Palmisano, A. C., Barlaz, M. A., 1996. *Microbiology of solid waste*. Edición ilustrada, CRC Press, Inc. EEUU.
- Palmowski, L. M., Müller, J. A., 2000. Influence of the size reduction of organic waste on their anaerobic digestion. *Water science and technology*. 41 (3), 155-162.
- Palmqvist, E., Hahn-Hägerdal, B., 2000. Fermentation of lignocellulosic hydrolysates. II: Inhibitors and mechanisms of inhibition. *Bioresource Technology*. 74 (1), 25-33.
- Pavan, P., Battistoni, P., Mata-Alvarez, J., Cecchi F., 2000a. Performance of thermophilic semi-dry anaerobic digestion process changing the feed biodegradability. *Water Science and Technology*. 41 (3), 75-81.
- Pavan, P., Battistoni, P., Mata-Alvarez, J., Cecchi F., 2000b. Two-phase anaerobic digestion of source sorted OFMSW (organic fraction of municipal solid waste): performance and kinetic study. *Water Science and Technology*. 41 (3), 111-118.
- Pavlosthatis, S. G., Giraldo-Gomez, E., 1991. Kinetics of anaerobic treatment. *Water science and technology*. 24 (8), 35-59.
- Penaud, V., Delgenes, J.P., Torrijos, M., Moletta, R., Vanhoutte, B., Cans, P., 1997. Definition of optimal conditions for the hydrolysis and acidogenesis of pharmaceutical microbial biomass. *Process Biochemistry*. 32 (6) 515-521.
- Pérez, A., Torres, P. 2008. Índices de alcalinidad para el control del tratamiento anaerobio de aguas residuales fácilmente acidificables. *Ingeniería y competitividad*. 10 (2), 1-52.
- Perot, C., Sergent, M., Richard, P., Phan, T.L.R., Millot, N., 1988. The effects of pH, temperature and agitation speed on sludge anaerobic hydrolysis-acidification. *Environmental Technology Letters*. 9 (8), 741-752.



- Pognani, M., D'Imporzano, G., Minetti, C., Scotti, S., Adani, F., 2015. Optimization of solid state anaerobic digestion of OFMSW by digestate recirculation: A new approach. *Waste Management*. 35 (2015), 111-118.
- Ponsá, S., Gea, T., Sánchez, A., 2011. Anaerobic co-digestion of the organic fraction of municipal solid waste with several pure organic co-substrates. *Biosystems and Engineering*. 108 (4), 352-360.
- Rajeshwari, K. V., Panth, D. C., Lata, K., Kishore, V. V. N., 2001. Novel process using enhanced acidification and UASB reactor for biomethanation of vegetable market waste. *Waste Management and Research*. 19 (4), 292-300.
- Rao, M.S., Singh, S. P., 2004. Bioenergy conversion studies of organic fraction of MSW: kinetic studies and gas yield-organic loading relationships for process optimization. *Bioresource Technology*. 95 (2), 173-185.
- Raposo, F., Fernandez-Cegri, V., De la Rubia, M. A., Borja, R., Beline, F., Cavinato, C., Demirer, G., Fernández, B., Fernández-Polanco, M., Frigon, J. C., Ganesh, R., Kaparaju, P., Koubova, J., Mendez, R., Menin, G., Peene, A., Scherer, P., Torrijos, M., Uellendahl, H., Wierinckm, I., de Wilde, V., 2011a. Biochemical methane potential (BMP) of solid organic substrates: evaluation of anaerobic biodegradability using data from an international interlaboratory study. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*. 86 (8), 1088-1098.
- Raposo, F., De la Rubia, M.A, Fernández-Cegri, V, Borja, R., 2011b. Anaerobic digestion of solid organic substrates in batch mode: An overview relating to methane yields and experimental procedures. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. 16 (1), 861-877.
- Ren, N., Wang, B., Huang, J.C., 1997. Ethanol-type fermentation from carbohydrate in high-rate acidogenic reactor. *Biotechnology and Bioengineering*. 54 (5) 428-433.
- Rojas-Zamora, U., 2012. Hidrólisis química de la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos y producción de biogás. Tesis de maestría, Instituto de Ingeniería, Universidad Nacional Autónoma de México, México D.F.
- Romero Aguilar, M. A., Fdez.-Güelfo, L.A., Álvarez-Gallego, C. J., Romero-García, L.I., 2013. Effect of HRT on hydrogen production and organic matter solubilization in acidogenic anaerobic digestion of OFMSW. *Chemical Engineering Journal*. 219 (2013), 443-449.
- Sajeena Beevi, B., G., Madhu, Sahoo, D. K., 2015. Performance and kinetic study of semi-dry thermophilic anaerobic digestion of organic fraction of municipal solid waste. *Waste Management*. 36 (2015), 93-97.
- Sanders, W. T. M., 2001. Anaerobic hydrolysis during digestion of complex substrates. Tesis doctoral, Universidad de Wageningen, Holanda.
- Schievano, A., D'Imporzano, G., Malagutti, L., Fragali, E., Ruboni, G., Adani, F., 2010. Evaluating inhibition conditions in high-solids anaerobic digestion of organic fraction of municipal solid waste. *Bioresource Technology*. 101 (14), 5728-5732.
- Seoáñez, M., 2004. Depuración de las aguas residuales por tecnologías ecológicas y de bajo costo: soluciones reales, viables, razonadas y contrastadas que ponen en evidencia la desastrosa gestión de las aguas residuales en España. Mundi-Prensa Libros. Madrid, España. pp 230-235.
- Sharma, S. K., Mishra, I. M., Sharma, M. P., Saini, J. S., 1988. Effect of particle size on biogas generation from biogas residues. *Biomass*. 17 (4), 251-263.
- Shah, F. A., Mahmood, Q., Shah, M. M., Pervez, A., Asad, S. A., 2014. Microbial Ecology of Anaerobic Digesters: The Key Players of Anaerobiosis. *The Scientific World Journal*, 2014, 1-21.
- Shen, F., Yuan, H., Pang, Y., Chen, S., Zhu, B., Zou, D., Liu, Y., Ma, j., Yu, L., Li, X., 2013. Performances of anaerobic co-digestion of fruit and vegetable waste (FVW) and food waste (FW): Single phase vs. two-phase. *Bioresource Technology*. 144 (21), 80-85.
- Sierra R., Smith A., Granda C., Holtzapple M. T., 2007. Producing fuels and chemicals from lignocellulosic biomass. SBE Special section Biofuels. Society Biological Engineering. *AIChE Magazine Chemical Engineering Progress*. S10-S18.
- Sosnowski, P., Wiczorek, A., Ledakowicz, S., 2003. Anaerobic co-digestion of sewage sludge and organic fraction of municipal solid wastes. *Advances in Environmental Research*. 7 (3), 609-616.



- Stabnikova, O., Liu, X.Y., Wang, J.Y., 2008. Anaerobic digestion of food waste in a hybrid anaerobic solid-liquid system with leachate recirculation in an acidogenic reactor. *Biochemical Engineering Journal*. 41 (2), 198-201.
- Steffen, R.; Szolar, O., Braun, R., 1998. Feedstocks for Anaerobic Digestion. Institute of Agrobiotechnology Tulin, University of Agricultural Sciences, Vienna.
- Straka, F., Jenicek, P., Zabranska, J., Dohanyos, M., Kuncarova, M., 2007. Anaerobic fermentation of biomass and wastes with respect to sulfur and nitrogen contents in treated materials. Proceedings Sardinia 2007, Eleventh International Waste Management and Landfill Symposium. Octubre 2007.
- Svensson, L.M., Christensson, K., Björnsson, L., 2005. Biogas production from crop residues on a farm-scale level: Is it economically feasible under conditions in Sweden? *Bioprocess and Biosystems Engineering*. 28 (3), 139-148.
- Thomé-Kozmiensky, K. J., Thiel, S., 2012. *Waste Management, Volume 3: Recycling and Recovery*. TK Verlag Karl Thomé-Kozmiensky. Nuevo Ruppin, Alemania. "Pp. 517-526.
- Ulber, R., Sell, D., 2007. Advances in Biochemical Engineering/Biotechnology: Withe Biotechnology. Springer. Volumen 105, Pp. 1-30.
- Valorga., 2015. Valorga Internationa. <http://www.valorgainternational.fr/> (última consulta 21-04-2015).
- VALORGAS., 2010. Compositional analysis of food waste from study sites in geographically distinct regions of Europe. MTT Agrifood Research Finland (Maa Ja Elintarviketalouden Tutkimuskeskus). VALORGAS Project. Finland. <http://www.valorgas.soton.ac.uk/deliverables.htm> (última consulta, 31-01-2015)
- Vargas, S. L., 2002. Selección y evaluación de bacterias del género *Bacillus* productoras de amilasa en cultivo sumergido, Tesis de maestría. Universidad Mayor de San Marcos. Lima, Perú.
- Vavilin, V. A., Angelidaki, I., 2004. Anaerobic Degradation of Solid Material: Importance of Initiation Centers for Methanogenesis, Mixing Intensity, and 2D Distributed Model. *Biotechnology and Bioengineering*. 89 (1), 113-122.
- VDI 4630, 2006. Fermentation of organic materials. In: The Association of German Engineers (Ed.), Characterisation of the Substrates, Sampling, Collection of Material Data, Fermentation Tests. VDI-Handbuch Energietechnik, Germany.
- Villanueva, L., Sinninghe Damsté, J. S., Schouten, S., 2014. A re-evaluation of the arqueasl membrane lipid biosynthetic pathway. *Nature Reviews Microbiology*. 12 (2014), 438-448.
- Vikas, S., Neena, R., Vipin, C.K., 2001. Microbial and enzymatic improvement of anaerobic digestion of waste biomass. *Biotechnology Letters*. 23 (18) 1463-1466.
- Walker, M., Banks, C.J., Heaven, S., 2009. Two-stage anaerobic digestion of biodegradable municipal solid waste using a rotating drum mesh filter bioreactor and anaerobic filter. *Bioresource Technology*. 100 (18) 4121-4126.
- Wang, M., Sun, X., Li, P., Yin, L., Liu, D., Zhang, Y., Li, W., Zheng, G., 2014. A novel alternative feeding mode for semi-continuous anaerobic co-digestion of food waste with chicken manure. *Bioresource Technology*. 164 (2014) 309-314.
- Xu, F., Wang, Z. W., Li, Y., 2014. Predicting the methane yield of lignocellulosic biomass in mesophilic solid-state anaerobic digestion based on feedstock characteristics and process parameters. *Bioresource Technology*. 173 (2014) 168-176.
- Yu, H.Q., Fang, H.H.P., 2003. Acidogenesis of gelatin-rich wastewater in an upflow anaerobic reactor: influence of pH and temperature. *Water Research*. 37 (1), 55-66.
- Yu, J., Pinder, K.L., 1993. Utilization of volatile fatty acids in methanogenic biofilms. *Bioresource Technology*. 46 (3) 241-250
- Zhang, R., El-Mashad, H. M., Hartman, K., Wang, F., Liu, G., Choate, C., Gamble, P., 2007. Characterization of food waste as feedstock for anaerobic digestion. *Bioresource Technology*. 98 (4), 929-935.
- Zhang, Y., Banks, C. J., 2013. Impact of different particle size distributions on anaerobic digestion of the organic fraction of municipal solid waste. *Waste Management*. 33 (2), 297-307.



-
- Zhu, B., Zhang, R., Gikas, P., Rapport, J., Jenkins, B., Li, X., 2010. Biogas production from municipal solid wastes using an integrated rotary drum and anaerobic-phased solids digester system. *Bioresource Technology*. 101 (16), 6374-6380.
- Zupancic, G. D., Grilic, V., 2012. *Anaerobic treatment and biogas production from organic waste, Management of organic waste*. Sunil Khanal (Ed). InTech, Rijeka, Croacia.



ANEXOS

A) Datos de la estación de transferencia

Estación de transferencia: Coyoacán

Dirección: Calzada de Tlalpan No. 330 esquina Viaducto Tlalpan, Col. Santa Úrsula Coapa.

Teléfonos: 52413820 y 56168538

Fecha de muestreo: 25 de octubre de 2012

Características:

Esta estación existe desde el año 1985, originalmente empezó a trabajar con dos tolvas y en 1991 se agregó una tolva más. La estación recibe los residuos de la Delegación Coyoacán, y parte de los residuos de las delegaciones Tlalpan, Xochimilco, Iztapalapa, Álvaro Obregón y Benito Juárez. El tipo de residuos que se reciben son Domiciliarios e Industriales. En la Figura A.1 se pueden observar camiones recolectores llegando a descargar residuos a la tolva de orgánicos.



Figura A.1. Camiones descargando residuos orgánicos en la estación de transferencia de Coyoacán.

Tiene una superficie total de 12,187 m² y una superficie construida de 6,798 m². Recibe aproximadamente 1,500 toneladas por día y cuenta con 25 tractos camiones para el transporte de los residuos a sitio de disposición final. Cuenta con 2 rampas de ascenso y descenso. Su báscula estima un peso máximo de 80 toneladas. Laboran 24 horas de domingo a jueves y de 6:00 a 21:00 horas de viernes a sábado.

Selección de camiones para muestreo:

Los camiones seleccionados, su procedencia y el tipo de residuos que llevaban se presentan en la Tabla A.1.



Tabla A.1. Camiones seleccionados mediante tabla de números aleatorios.

No de camión	Placas	Procedencia	Tipo de residuos
8	6560-CK	Bosques de Tletlameya, Coyoacán	Residencial y poda
11	5926-CA	Villa Coapa, Tlalpan	Municipal
12	3657-CE	Villa Coapa, Tlalpan	Barrido manual y municipal
13	2113	Col el Mirador, Xochimilco	municipal
14	3806-CF	C.T.M. Culhuacán, Coyoacán	municipal
18	3723-CE	Pueblo de San Pedro Tepetlapa, Coyoacán	Municipal
21	3442-CF	Del Carmen, Coyoacán	Mercados
22	4539-CF	Cuemanco, Tlalpan	Municipal y preparatoria
23	9660-CH	Carmen Serdán, Coyoacán	Municipal
28	5605-CJ	Villa Coapa, Tlalpan	Municipal
30	1984-CF	La Fama, Tlalpan	Municipal
31	3678-CE	Atlántida, Coyoacán	Municipal
32	1973-CF	La Magdalena Petlacalco, Tlalpan	Municipal
38	709	San Lorenzo La Cebada y San Lucas Xochimanca, Xochimilco	Municipal
39	5801-CK	Ejidios de Huipulco, Tlalpan	Municipal

Determinación de la densidad:

Con las dos primeras esquinas eliminadas durante el cuarteo se determinó el peso volumétrico de los residuos de acuerdo con la Norma NMX-AA-019-1985. En la Figura A.2 se puede observar el procedimiento de esta determinación. En la Figura A.2a se pesa el tambo de 0.2 m³ vacío, el cual es llenado con los residuos eliminados del cuarteo (Figura A.2b) y por último con el tambo lleno se pesa nuevamente (Figura A.2c). Aplicando la fórmula que se establece en la Norma y sustituyendo los valores determinados durante el muestreo, se determinó que el peso volumétrico de los residuos colectados es de 641.25 kg/m³.

$$Pv = \frac{P - T}{V} = \frac{143.25 \text{ kg} - 15 \text{ kg}}{0.2 \text{ m}^3} = 641.25 \text{ kg/m}^3$$

Donde:

Pv = Peso volumétrico de los residuos orgánicos, en kg/m³

P = Peso del tambo con residuos, en kg

T = Peso del tambo vacío, en kg

V = Volumen del recipiente, en m³



Figura A.2. Procedimiento para la determinación del peso volumétrico de los residuos muestreados



B) Análisis estadísticos

B.1. Pruebas de Tukey del apartado 6.2.1 (número de extracciones)

Los resultados del análisis estadístico de los parámetros evaluados en la sub-etapa 6.2.1, los cuales fueron usados para realizar la Tabla 6.2 y determinar el número de extracciones que se realizarán en las siguientes etapas, se presentan en las siguientes tablas.

Sólidos totales (mg/kg)

HSD de Tukey^a

Extracto	N	Subconjunto para alfa = 0.05		
		1	2	3
E6	2	2880.0		
E5	2	2940.0		
E4	2	3873.5		
E3	2	6409.5		
E2	2		15364.0	
E1	2			64519.0
Sig.		.117	1.000	1.000

Se muestran las medias para los grupos en los subconjuntos homogéneos.

a. Usa el tamaño muestral de la media armónica = 2.000.

Sólidos volátiles (mg/kg)

HSD de Tukey^a

Extracto	N	Subconjunto para alfa = 0.05		
		1	2	3
E5	2	2527.5		
E6	2	2572.5		
E4	2	3309.5		
E3	2	5959.5		
E2	2		12878.5	
E1	2			52684.5
Sig.		.186	1.000	1.000

Se muestran las medias para los grupos en los subconjuntos homogéneos.

a. Usa el tamaño muestral de la media armónica = 2.000.

Demanda química de oxígeno (mgO₂/kg)

HSD de Tukey^a

Extracto	N	Subconjunto para alfa = 0.05			
		1	2	3	4
E5	2	4767.0			
E6	2	4767.0			
E4	2	6722.0	6722.0		
E3	2		10355.0		
E2	2			21366.0	
E1	2				79589.5
Sig.		.419	.062	1.000	1.000

Se muestran las medias para los grupos en los subconjuntos homogéneos.

a. Usa el tamaño muestral de la media armónica = 2.000.

Producción de metano (NL)

HSD de Tukey^a

Extracto	N	Subconjunto para alfa = 0.05			
		1	2	3	4
E6	2	1.02			
E5	2	1.04			
E3	2	1.13	1.13		
E4	2		1.24		
E2	2			1.37	
E1	2				3.21
Sig.		.050	.050	1.000	1.000

Se muestran las medias para los grupos en los subconjuntos homogéneos.

a. Usa el tamaño muestral de la media armónica = 2.000.



B.2. Pruebas de Tukey del apartado 6.2.2 (tiempo de contacto)

Se presentan los análisis de Tukey a partir de los cuales, se realizó el resumen de la Tabla 6.3. El último grupo de cada tabla corresponde a los valores más altos y todos los datos dentro de ese grupo son estadísticamente iguales.

B.2.1. Relación 1:1

- Extracción 1

Sólidos volátiles (mg/kg)
HSD de Tukey^a

Tiempo (minutos)	N	Subconjunto para alfa = 0.05	
		1	2
.25	2	34969.00	
15.00	2		44225.50
120.00	2		45083.50
60.00	2		45353.00
45.00	2		45699.50
90.00	2		46469.50
30.00	2		46876.50
Sig.		1.000	.236

Se muestran las medias para los grupos en los subconjuntos homogéneos.

a. Usa el tamaño muestral de la media armónica = 2.000.

- Extracción 2

Sólidos volátiles (mg/kg)
HSD de Tukey^a

Tiempo (minutos)	N	Subconjunto para alfa = 0.05	
		1	2
.25	2	15926.50	
15.00	2		18804.50
60.00	2		19331.00
90.00	2		19420.50
30.00	2		19577.50
45.00	2		19908.00
120.00	2		20697.50
Sig.		1.000	.098

Se muestran las medias para los grupos en los subconjuntos homogéneos.

a. Usa el tamaño muestral de la media armónica = 2.000.

- Extracción 3

Sólidos volátiles (mg/kg)
HSD de Tukey^a

Tiempo (minutos)	N	Subconjunto para alfa = 0.05				
		1	2	3	4	5
.25	2	8586.00				
30.00	2	9168.00	9168.00			
45.00	2		9402.00	9402.00		
15.00	2		9690.00	9690.00	9690.00	
60.00	2			9864.00	9864.00	
90.00	2				10140.00	
120.00	2					11388.00
Sig.		.090	.138	.211	.229	1.000

Se muestran las medias para los grupos en los subconjuntos homogéneos.

a. Usa el tamaño muestral de la media armónica = 2.000.



B.2.2. Relación 1:2

- Extracción 1

Sólidos volátiles (mg/kg)HSD de Tukey^a

Tiempo (minutos)	N	Subconjunto para alfa = 0.05	
		1	2
.25	2	50332.00	
120.00	2		55870.00
60.00	2		56594.50
90.00	2		56711.50
15.00	2		57190.50
30.00	2		57819.00
45.00	2		58905.50
Sig.		1.000	.172

Se muestran las medias para los grupos en los subconjuntos homogéneos.

a. Usa el tamaño muestral de la media armónica = 2.000.

- Extracción 2

Sólidos volátiles (mg/kg)HSD de Tukey^a

Tiempo (minutos)	N	Subconjunto para alfa = 0.05	
		1	2
.25	2	15012.50	
15.00	2		18068.00
60.00	2		18549.50
90.00	2		18560.50
30.00	2		18900.00
120.00	2		19042.00
45.00	2		19633.50
Sig.		1.000	.181

Se muestran las medias para los grupos en los subconjuntos homogéneos.

a. Usa el tamaño muestral de la media armónica = 2.000.

- Extracción 3

Sólidos volátiles (mg/kg)HSD de Tukey^a

Tiempo (minutos)	N	Subconjunto para alfa = 0.05					
		1	2	3	4	5	6
.25	2	5977.00					
15.00	2		7418.00				
45.00	2			7901.50			
30.00	2			8149.00			
60.00	2				9127.00		
90.00	2					9600.00	
120.00	2						10395.50
Sig.		1.000	1.000	.212	1.000	1.000	1.000

Se muestran las medias para los grupos en los subconjuntos homogéneos.

a. Usa el tamaño muestral de la media armónica = 2.000.



B.2.3 Relación 1:3

- Extracción 1

Sólidos volátiles (mg/kg)HSD de Tukey^a

Tiempo (minutos)	N	Subconjunto para alfa = 0.05	
		1	2
.25	2	52320.00	
15.00	2		61936.00
45.00	2		62928.00
120.00	2		63088.00
90.00	2		63232.00
60.00	2		63344.00
30.00	2		64160.00
Sig.		1.000	.865

Se muestran las medias para los grupos en los subconjuntos homogéneos.

a. Usa el tamaño muestral de la media armónica = 2.000.

- Extracción 2

Sólidos volátiles (mg/kg)HSD de Tukey^a

Tiempo (minutos)	N	Subconjunto para alfa = 0.05		
		1	2	3
.25	2	11328.00		
15.00	2		15264.00	
45.00	2			16848.00
30.00	2			16976.00
60.00	2			17536.00
90.00	2			17744.00
120.00	2			17968.00
Sig.		1.000	1.000	.098

Se muestran las medias para los grupos en los subconjuntos homogéneos.

a. Usa el tamaño muestral de la media armónica = 2.000.

- Extracción 3

Sólidos volátiles (mg/kg)HSD de Tukey^a

Tiempo (minutos)	N	Subconjunto para alfa = 0.05			
		1	2	3	4
.25	2	4022.50			
15.00	2		5501.50		
30.00	2		6630.00		
45.00	2		6709.50	6709.50	
60.00	2			7934.00	7934.00
90.00	2				8490.50
120.00	2				8920.00
Sig.		1.000	.056	.052	.130

Se muestran las medias para los grupos en los subconjuntos homogéneos.

a. Usa el tamaño muestral de la media armónica = 2.000.



B.3. Pruebas de Tukey del apartado 6.2.3 (cantidad de agua)

B.3.1. Primera extracción

Sólidos totales (mg/kg)

HSD de Tukey^a

Relación FORSU:agua	N	Subconjunto para alfa = 0.05	
		1	2
1:1	4	53286.48	
1:2	4		65015.83
1:3	4		70686.67
Sig.		1.000	.311

Se muestran las medias para los grupos en los subconjuntos homogéneos.

a. Usa el tamaño muestral de la media armónica = 4.000.

Nitrógeno Kjeldahl (mg/kg)

HSD de Tukey^a

Relación FORSU:agua	N	Subconjunto para alfa = 0.05		
		1	2	3
1:1	2	943.35		
1:2	2		1178.05	
1:3	2			1393.44
Sig.		1.000	1.000	1.000

Se muestran las medias para los grupos en los subconjuntos homogéneos.

a. Usa el tamaño muestral de la media armónica = 2.000.

Sólidos volátiles (mg/kg)

HSD de Tukey^a

Relación FORSU:agua	N	Subconjunto para alfa = 0.05	
		1	2
1:1	4	44834.63	
1:2	4		54946.66
1:3	4		59289.35
Sig.		1.000	.392

Se muestran las medias para los grupos en los subconjuntos homogéneos.

a. Usa el tamaño muestral de la media armónica = 4.000.

Fósforo total (mg/kg)

HSD de Tukey^a

Relación FORSU:agua	N	Subconjunto para alfa = 0.05		
		1	2	3
1:3	2	286.63		
1:1	2		306.22	
1:2	2			340.03
Sig.		1.000	1.000	1.000

Se muestran las medias para los grupos en los subconjuntos homogéneos.

a. Usa el tamaño muestral de la media armónica = 2.000.

DQO (mgO₂/kg)

HSD de Tukey^a

Relación FORSU:agua	N	Subconjunto para alfa = 0.05	
		1	2
1:1	4	75637.79	
1:2	4		88912.91
1:3	4		96660.45
Sig.		1.000	.124

Se muestran las medias para los grupos en los subconjuntos homogéneos.

a. Usa el tamaño muestral de la media armónica = 4.000.



B.3.2.Segunda extracción

Sólidos totales (mg/kg)HSD de Tukey^a

Relación FORSU:agua	N	Subconjunto para alfa = 0.05	
		1	2
1:3	4	18421.97	
1:2	4		21137.18
1:1	4		22255.52
Sig.		1.000	.316

Se muestran las medias para los grupos en los subconjuntos homogéneos.

a. Usa el tamaño muestral de la media armónica = 4.000.

Nitrógeno Kjeldahl (mg/kg)HSD de Tukey^a

Relación FORSU:agua	N	Subconjunto para alfa = 0.05	
		1	2
1:1	2	463.01	
1:3	2	487.14	
1:2	2		611.10
Sig.		.576	1.000

Se muestran las medias para los grupos en los subconjuntos homogéneos.

a. Usa el tamaño muestral de la media armónica = 2.000.

Sólidos volátiles (mg/kg)HSD de Tukey^a

Relación FORSU:agua	N	Subconjunto para alfa = 0.05	
		1	2
1:3	4	16017.48	
1:2	4		18156.90
1:1	4		18820.48
Sig.		1.000	.599

Se muestran las medias para los grupos en los subconjuntos homogéneos.

a. Usa el tamaño muestral de la media armónica = 4.000.

Fósforo total (mg/kg)HSD de Tukey^a

Relación FORSU:agua	N	Subconjunto para alfa = 0.05	
		1	2
1:3	2	88.02	
1:1	2		117.14
1:2	2		117.91
Sig.		1.000	.734

Se muestran las medias para los grupos en los subconjuntos homogéneos.

a. Usa el tamaño muestral de la media armónica = 2.000.

DQO (mgO₂/kg)HSD de Tukey^a

Relación FORSU:agua	N	Subconjunto para alfa = 0.05	
		1	2
1:3	4	26066.97	
1:1	4		28164.65
1:2	4		28501.96
Sig.		1.000	.871

Se muestran las medias para los grupos en los subconjuntos homogéneos.

a. Usa el tamaño muestral de la media armónica = 4.000.



B.3.3. Tercera extracción

Sólidos totales (mg/kg)HSD de Tukey^a

Relación FORSU:agua	N	Subconjunto para alfa = 0.05		
		1	2	3
1:3	4	7532.05		
1:2	4		9252.22	
1:1	4			11032.08
Sig.		1.000	1.000	1.000

Se muestran las medias para los grupos en los subconjuntos homogéneos.

a. Usa el tamaño muestral de la media armónica = 4.000.

Nitrógeno Kjeldahl (mg/kg)HSD de Tukey^a

Relación FORSU:agua	N	Subconjunto para alfa = 0.05	
		1	2
1:1	2	312.86	
1:3	2		426.38
1:2	2		444.06
Sig.		1.000	.837

Se muestran las medias para los grupos en los subconjuntos homogéneos.

a. Usa el tamaño muestral de la media armónica = 2.000.

Sólidos volátiles (mg/kg)HSD de Tukey^a

Relación FORSU:agua	N	Subconjunto para alfa = 0.05		
		1	2	3
1:3	4	6682.55		
1:2	4		8223.40	
1:1	4			9185.88
Sig.		1.000	1.000	1.000

Se muestran las medias para los grupos en los subconjuntos homogéneos.

a. Usa el tamaño muestral de la media armónica = 4.000.

Fósforo total (mg/kg)HSD de Tukey^a

Relación FORSU:agua	N	Subconjunto para alfa = 0.05		
		1	2	3
1:3	2	42.47		
1:2	2		56.73	
1:1	2			62.95
Sig.		1.000	1.000	1.000

Se muestran las medias para los grupos en los subconjuntos homogéneos.

a. Usa el tamaño muestral de la media armónica = 2.000.

DQO (mgO₂/kg)HSD de Tukey^a

Relación FORSU:agua	N	Subconjunto para alfa = 0.05
		1
1:1	4	14644.81
1:2	4	14754.89
1:3	4	15300.44
Sig.		.526

Se muestran las medias para los grupos en los subconjuntos homogéneos.

a. Usa el tamaño muestral de la media armónica = 4.000.



B.3.4. Sumas de las tres extracciones

Sólidos totales (mg/kg)HSD de Tukey^a

Relación FORSU:agua	N	Subconjunto para alfa = 0.05
		1
1:1	2	86574.07
1:2	2	95405.23
1:3	2	96640.70
Sig.		.098

Se muestran las medias para los grupos en los subconjuntos homogéneos.

a. Usa el tamaño muestral de la media armónica = 4.000.

DQO (mgO₂/kg)HSD de Tukey^a

Relación FORSU:agua	N	Subconjunto para alfa = 0.05	
		1	2
1:1	4	118447.25	
1:2	4		132169.76
1:3	4		138027.85
Sig.		1.000	.286

Se muestran las medias para los grupos en los subconjuntos homogéneos.

a. Usa el tamaño muestral de la media armónica = 4.000.

Sólidos volátiles (mg/kg)HSD de Tukey^a

Relación FORSU:agua	N	Subconjunto para alfa = 0.05
		1
1:1	4	72840.98
1:2	4	81326.96
1:3	4	81989.38
Sig.		.085

Se muestran las medias para los grupos en los subconjuntos homogéneos.

a. Usa el tamaño muestral de la media armónica = 4.000.

Nitrógeno Kjeldahl (mg/kg)HSD de Tukey^a

Relación FORSU:agua	N	Subconjunto para alfa = 0.05		
		1	2	3
1:1	2	1719.22		
1:2	2		2233.21	
1:3	2			2306.96
Sig.		1.000	1.000	1.000

Se muestran las medias para los grupos en los subconjuntos homogéneos.

a. Usa el tamaño muestral de la media armónica = 2.000.

Fósforo total (mg/kg)HSD de Tukey^a

Relación FORSU:agua	N	Subconjunto para alfa = 0.05		
		1	2	3
1:3	2	417.13		
1:1	2		486.30	
1:2	2			514.67
Sig.		1.000	1.000	1.000

Se muestran las medias para los grupos en los subconjuntos homogéneos.

a. Usa el tamaño muestral de la media armónica = 2.000.