



UNIVERSIDAD
DE PIURA

REPOSITORIO INSTITUCIONAL
PIRHUA

MODELAMIENTO DEL PROCESO DE DIGESTIÓN ANAERÓBICA DE ESTIÉRCOL VACUNO Y CÁSCARA DE CACAO

Franco Valladares-Carnero

Piura, junio de 2017

FACULTAD DE INGENIERÍA

Departamento de Ingeniería Mecánico-Eléctrica

Valladares, F. (2017). *Modelamiento del proceso de digestión anaeróbica de estiércol vacuno y cáscara de cacao* (Tesis de licenciatura en Ingeniería Mecánico-Eléctrica). Universidad de Piura. Facultad de Ingeniería. Programa Académico de Ingeniería Mecánico-Eléctrica. Piura, Perú.



Esta obra está bajo una [licencia](#)
[Creative Commons Atribución-](#)
[NoComercial-SinDerivadas 2.5 Perú](#)

[Repositorio institucional PIRHUA – Universidad de Piura](#)

UNIVERSIDAD DE PIURA
FACULTAD DE INGENIERÍA



**“MODELAMIENTO DEL PROCESO DE DIGESTIÓN ANAERÓBICA DE
ESTIÉRCOL VACUNO Y CASCARA DE CACAO”**

Tesis para optar el Título de
Ingeniero Mecánico – Eléctrico

Franco Valladares Carnero

Asesor: PhD. Ing. William Ipanaqué Alama

Piura, junio de 2017

**A Dios, a mis padres,
a mis abuelos y a mis amigos
por su constante apoyo.**

Prólogo

La creciente demanda energética y la escasez de fuentes de energía convencionales en países en vías de desarrollo han llevado a la búsqueda de nuevos recursos energéticos. La tecnología de biodigestores, ampliamente desarrollada en países europeos, se aplica en países asiáticos, africanos y latinoamericanos. En países africanos y latinoamericanos su desarrollo es a nivel doméstico, salvo ciertas excepciones, mientras que en Asia como en Europa alcanza escalas industriales. El estudio del proceso de biodigestión tiene más de medio siglo, por lo que se han planteado una serie de modelos que describen el proceso; actualmente los modelos más utilizados son los propuestos por Angelidaki y Batstone.

En nuestro país existen precedentes de la implementación de biodigestores en el 2007 se llevó a cabo un proyecto para instalar biodigestores en zonas rurales de Cajamarca, sin embargo este proyecto fue abandonado por falta de mantenimiento de los reactores. Actualmente se han construido plantas generadoras de energía a partir del biogás en Tarapoto, Lima y Arequipa, aunque su aplicación no es muy difundida en nuestro país. Piura es una región agrícola, por lo que existe una elevada producción de residuos orgánicos provenientes de la ganadería y agricultura. Un ejemplo de esto es la cosecha de semillas de cacao en la provincia de Morropón, para su posterior fermentación, secado y exportación, en este proceso se desechan las cáscaras de cacao, lo que produce contaminación de la zona. Un estudio llevado a cabo en el Laboratorio de Sistemas Automáticos de Control planteó que estas cáscaras pueden ser utilizadas como materia a descomponer en el proceso de biodigestión obteniéndose un incremento de producción de biogás en comparación con el uso del estiércol vacuno.

El principal objetivo del presente trabajo es exponer un estudio sobre el panorama actual de la implementación de los biodigestores así como el análisis del modelo presentado por Angelidaki y su ajuste bajo las condiciones de la materia a descomponer.

Debo manifestar mi agradecimiento a la Universidad de Piura por haberme brindado la formación profesional y personal; a mi asesor Dr. William Ipanaqué Alama por su apoyo en la elaboración del presente trabajo, al personal que labora en el Laboratorio de Sistemas Automáticos de Control, y a mis amigos por su constante y desinteresado apoyo.

Resumen

El objetivo del presente trabajo es presentar un modelo matemático del proceso de biodigestión anaerobia de la cáscara de cacao, obtenido después de ajustar el modelo propuesto por Angelidaki en 1999.

Este trabajo está dividido en 5 partes: en el primer capítulo se presentan los conceptos básicos de biodigestión, biomasa, biodigestores y biogás. En el segundo capítulo se encontrará una descripción de las investigaciones realizadas a nivel internacional y nacional con respecto al proceso de biodigestión y su aplicación para la producción de biogás y tratamiento de residuos orgánicos. En el tercer capítulo se hace una breve introducción al modelamiento de procesos biológicos y además se mencionan los modelos estudiados.

En el cuarto capítulo se presenta el modelo planteado, bajo las consideraciones del sustrato a descomponer y, finalmente, el quinto capítulo se presenta los resultados de las simulaciones, así como los ajustes realizados al modelo.

Índice de Contenido

Prólogo	vii
Resumen	ix
Índice de Contenido.....	xi
Índice de Tablas.....	xv
Índice de Figuras	xvii
Introducción.....	1
Capítulo 1. Marco Teórico.....	3
1.1. Biomasa	3
1.1.1. Clasificación de la biomasa según su origen.....	3
1.1.2. Clasificación de la biomasa según su uso energético	4
1.2. Biodigestión	4
1.3. Biodigestión anaerobia o anaeróbica	5
1.3.1. Etapas de la digestión	5
1.3.2. Microorganismos que no producen metano.....	8
1.3.3. Microorganismos productores de metano.....	8
1.3.4. Factores que afectan la biodigestión.....	9
1.4. Biodigestor.....	13
1.4.1. Clasificación según la forma que se carga el reactor.....	14
1.4.2. Clasificación según el rango de temperatura de trabajo	14
1.4.3. Clasificación según el número de etapas.....	15
1.4.4. Clasificación según la concentración de solidos	17
1.4.5. Clasificación según tipo de agitación	17
1.4.6. Clasificación según ubicación de membrana.....	19
1.4.7. Modelos de biodigestor	19
1.5. Biogás	20
1.5.1. Propiedades del biogás	21
1.5.2. Usos del biogás.....	21
1.6. Abono orgánico.....	23
Capítulo 2. Estado del Arte.....	25

2.1.	Aplicación de los biodigestores en el mundo	25
2.1.1.	Países africanos	26
2.1.2.	Países asiáticos	26
2.1.3.	Países latinoamericanos.....	28
2.1.4.	Perú.....	29
2.2.	Investigaciones sobre biodigestores	30
2.2.1.	Biorreactor continuo.....	30
2.2.2.	Biorreactor de membrana	31
2.2.3.	Biohidroxilación del metano	32
2.2.4.	Potencial de biodigestores para mejorar la fertilidad del suelo y la producción de cultivos en África Subsahariana.....	33
2.2.5.	Potencial de la yuca y aplicaciones tecnologías para la producción sostenible de biogás en Sudáfrica	33
2.2.6.	Comparación entre gas natural y biogás	34
2.2.7.	Cocinas de biogás.....	35
2.2.8.	Métodos de degradación de Lignina	38
2.2.9.	Modelos matemáticos sobre la biodigestión	39
2.3.	Situación actual del biogás en el mundo	40
2.3.1.	Producción actual de biogás en Europa.....	40
2.3.2.	Producción de biogás en Perú	42
Capítulo 3.	Teoría de Modelación Matemática.....	47
3.1.	Modelación de balance de masa	47
3.1.1.	Esquema de reacción.....	47
3.1.2.	Balance de masa	48
3.1.3.	Flujo gaseoso.....	50
3.1.4.	Electroneutralidad	50
3.1.5.	Representación matricial	51
3.2.	Cinética del proceso.....	51
3.2.1.	Condiciones matemáticas	51
3.3.	Modelos para calcular la producción de biogás.....	52
3.4.	Modelos con cinética de reacción.....	54
3.4.1.	Cinética del crecimiento de microorganismos	54
3.4.2.	Cinética de degradación del sustrato	64
3.4.3.	Cinética de formación de productos.....	65
Capítulo 4.	Modelación del Proceso de Digestión Anaerobia de Estiércol Vacuno y Cáscara de Cacao	67

4.1.	Esquema del modelo matemático del proceso de biodigestión	68
4.2.	Sustrato utilizado en el modelo.....	70
4.3.	Estequiometría del proceso de biodigestión anaeróbica	71
4.3.1.	Hidrólisis	71
4.3.2.	Acidogénesis.....	73
4.3.3.	Acetogénesis.....	75
4.3.4.	Metanogénesis	76
4.4.	Coeficientes de rendimiento	76
4.5.	Flujo Gaseoso	77
4.6.	Velocidad de reacción (r).....	78
4.6.1.	Cinética de crecimiento bacteriano sin inhibición.....	79
4.6.2.	Cinética de crecimiento bacteriano con inhibición.....	80
4.6.3.	Efecto inhibitor del pH y la temperatura	81
4.7.	Mortalidad bacteriana	83
4.8.	Balance de masa.....	84
4.8.1.	Hidrólisis	84
4.8.2.	Acidogénesis.....	84
4.8.3.	Acetogénesis.....	85
4.8.4.	Metanogénesis	86
4.8.5.	Aniones y cationes libres	87
4.8.6.	Producción de biogás.....	88
4.8.7.	Balance Energético	88
	Capítulo 5. Simulación y Resultados.....	93
	Conclusiones.....	117
	Bibliografía.....	119
	Anexo A. Tablas	129
	Anexo B. Diseño en Simulink del Modelo Matemático, con Bloques S-Function Builder y Subsistemas	133
	Anexo C. Códigos de Simulación de un Modelo Paramétrico en Simulink, MATLAB... 135	
C.1.	Código del modelo de matemático del biorreactor	135
C.2.	Código del modelo de matemático de la variación de pH.	143
C.3.	Código del modelo de matemático de la variación de entalpia del proceso.	144

Índice de Tablas

Tabla 1. Clasificación de las metanobacterias	9
Tabla 2. Producción de estiércol por especie.....	10
Tabla 3. Contenido de solidos totales (en seco) en materiales de fermentación comúnmente utilizados en las zonas rurales (aproximado)	10
Tabla 4. Relación carbono-nitrógeno de las materias primas empleadas corrientemente (aproximación).....	11
Tabla 5. Rendimiento de producción de gas con materiales empleados comúnmente a distinta temperatura	12
Tabla 6. Concentración inhibidora de inhibidores comunes	13
Tabla 7. Comparación de velocidad de producción de biogás, hidrogeno y metano, rendimiento de producción de gas y energía, y rendimiento de biodegradación para procesos de dos etapas (R1 y R2) y uno de una sola etapa.	18
Tabla 8. Porcentaje de componentes del biogás	21
Tabla 9. Propiedades de los componentes del biogás.....	21
Tabla 10. Composición de Biol de diferentes fuentes	23
Tabla 11. Características generales del Biosol después de la fermentación de estiércol vacuno.....	24
Tabla 12. Población de ganado por país	27
Tabla 13. Plantas de Biogás apoyada por el programa de la Organización Holandesa para el Desarrollo (SNV).....	28
Tabla 14. Estudios sobre el biogás que implican la yuca y sus productos	34
Tabla 15. Balance energético.....	35
Tabla 16. Composición de los gases estudiados.....	36
Tabla 17. Propiedades de gases estudiados	36
Tabla 18. Eficiencia de diferentes tipos de cocinas.....	37
Tabla 19. Consumo y rendimiento energético de los diferentes gases a diferentes presiones de suministro	38
Tabla 20. Producción de biogás en Europa (ktep o tonelada equivalente de petróleo)	41
Tabla 21. Tipos de energía en el Perú.....	43
Tabla 22. Despacho de generación por tipo de fuente.....	43
Tabla 23. Tipo de Bioenergía utilizada en el Perú.....	44

Tabla 24. Rendimiento de producción de gas y porcentaje de metano producido de diferentes compuestos orgánicos.....	53
Tabla 25. Rendimiento de producción de gas y porcentaje de metano producido de diferentes compuestos orgánicos.....	53
Tabla 26. Modelos matemáticos para el crecimiento bacteriano	56
Tabla 27. Principales inhibidores del proceso de biodigestión	57
Tabla 28. Modelos matemáticos para el crecimiento bacteriano con inhibición por concentración de sustratos.....	58
Tabla 29. Modelos matemáticos para el crecimiento bacteriano con inhibición por concentración de productos.....	60
Tabla 30. Composición del estiércol de vaca	70
Tabla 31. Composición de la cáscara de cacao	71
Tabla 32. Inhibiciones usadas en el modelo.....	81
Tabla 33. Ecuaciones cinéticas usadas en el modelo	83
Tabla 34. Entalpías de formación y capacidades caloríficas de los compuestos presentes en el proceso.....	89
Tabla 35. Temperatura ambiente (T_{amb}) medida por el radar de la Universidad de Piura	92
Tabla 36. Concentraciones de compuestos en el estiércol vacuno y en la cáscara de cacao.	94
Tabla 37. Rango de tasas de reacción hidrolítica	96
Tabla 38. Rango de parámetros de la etapa acidogénica.....	98
Tabla 39. Rango de parámetros de la etapa acetogénica.....	102
Tabla 40. Rango de parámetros de la etapa metanogénica.....	106
Tabla 41. Concentración de bacterias después del pretratamiento.....	115
Tabla A.1. Principales aplicaciones de biodigestores en el mundo.....	129
Tabla A.2. Coeficiente de rendimiento ($g_{sustrato}/g_{bacterias}$) usado en el modelo.....	131
Tabla A.3. Constantes propuestas por Angelidaki	132

Índice de Figuras

Figura 1. Proceso de degradación de compuestos orgánicos complejos para producción de biogás.....	6
Figura 2. Esquema del Anaerobic Baffled Reactor.....	16
Figura 3. Reactor anaeróbico multi-etapa.....	17
Figura 4. Biodigestor modelo chino.....	19
Figura 5. Biodigestor modelo indio.....	20
Figura 6. Composición química del biogás.....	22
Figura 7. Configuración de un reactor anaerobio continuo con agitación.....	30
Figura 8. Vía metabólica usada por las bacterias metanotróficas para la oxidación de metano.....	32
Figura 9. Esquema del sistema: cocina (1), equipo de ensayo (2), recipiente de aluminio (3, 4), sonda de inmersión (5), manómetro digital (6, 8), termómetro digital (7), regulador de gas (9), medidor de flujo de gas (10), balanza electrónica (11), estación meteorológica (12), cronometro (13), bolsa Tedlar (14)	36
Figura 10. Rendimiento energético de los tres gases a diferentes presiones.....	37
Figura 11. Plantas de Biogás en Europa.....	42
Figura 12. Producción de Energía por tipo de generación – 2015.....	44
Figura 13. Fases del desarrollo bacteriano de un cultivo de bacterias.....	55
Figura 14. Máxima tasa específica de crecimiento en relación a la concentración de sustrato y el valor de pH.....	62
Figura 15. Máxima tasa específica de crecimiento dependiendo de la temperatura.....	63
Figura 16. Degradación de sustrato, crecimiento bacteriano y formación de producto en diferentes tipos de fermentación.....	66
Figura 17. Esquema del proceso de digestión anaerobia de la cáscara de cacao.....	69
Figura 18. Estructura de la lignina. Diferentes tipos de uniones monoméricas y componentes monómeros aromáticos son mostrados.....	73
Figura 19. Producción de biogás por kg oTS (a) y producción de componentes del biogás (b).....	95
Figura 20. Producción de biogás por kg oTS con diferentes valores de tasas de reacción hidrolítica.....	96
Figura 21. Producción de gases que componen el biogás con una tasa de reacción hidrolítica multiplicada por 0.1 (a) y por 10 (b).....	97

Figura 22. Producción de biogás por kg oTS con diferentes valores de tasa de crecimiento (a) y constante de saturación (b).....	99
Figura 23. Producción de componentes del biogás con una tasa de crecimiento multiplicada por 0.1 (a.1) y 10 (a.2) y constante de saturación multiplicada por 0.1 (b.1) y 10 (b.2).	101
Figura 24. Producción de biogás por kg oTS con diferentes valores de tasa de reacción acetogénica (a) y constante de saturación (b).....	103
Figura 25. Producción de componentes del biogás con una tasa de crecimiento multiplicada por 0.1 (a.1) y 10 (a.2) y constante de saturación multiplicada por 0.1 (b.1) y 10 (b.2).	105
Figura 26. Producción de biogás por kg oTS con diferentes valores de tasa de crecimiento (a) y constante de saturación (b).....	107
Figura 27. Producción de componentes del biogás con una tasa de crecimiento multiplicada por 0.1 (a.1) y 10 (a.2) y constante de saturación multiplicada por 0.1 (b.1) y 10 (b.2).	109
Figura 28. Producción de biogás por kg oTS con diferentes valores de constante de saturación del amoníaco.	110
Figura 29. Producción de componentes del biogás con una constante de saturación multiplicada por 0.1 (a.3) y 0.01 (a.4).....	112
Figura 30. Concentraciones de sustratos durante pretratamiento del inóculo.....	114
Figura 31. Producción diaria de biogás.....	116
Figura B. 1. Bloque S-Function Builder del modelo de biodigestion.....	133
Figura B. 2. Subsistema del modelo térmico.	133
Figura B. 3. Subsistema del modelo térmico.	134
Figura B. 4. Subsistema del modelo de la variación de pH.	134

Introducción

La Región de Piura actualmente es destino de grandes inversiones en la producción de cacao, mango, plátano, uva, entre otros. En la provincia de Morropón existe una cadena productiva de cacao orgánico para exportación. Esta inicia con la cosecha de la semilla de cacao en las plantaciones de la zona; luego son transportadas a un centro de acopio, donde pasan por un proceso de fermentación, secado y selección. La fermentación (proceso de oxidación incompleta, en ausencia de oxígeno y cuyo producto final es un compuesto orgánico) de las semillas se realiza por lotes en un sistema que usa cajones. El secado se realiza al aire libre, exponiendo las semillas al sol, finalmente pasan por un sistema tamizador que separa las semillas por tamaño. Durante este proceso de cosecha las cáscaras son desechadas en el mismo lugar donde se recolecta la semilla, actuando como abono de las plantas, algunos agricultores la utilizan en el proceso de compostaje tradicional. Sin embargo, el exceso de cáscaras puede perjudicar la calidad del suelo y en otros casos las cáscaras son acumuladas produciendo contaminación de la zona. Esto demuestra la necesidad de desarrollar métodos eficaces para la eliminación de desechos orgánicos.

Entre las investigaciones desarrolladas para el tratamiento de residuos sólidos se encuentra la digestión anaeróbica, este es un proceso biológico de descomposición de materia orgánica por acción de bacterias que se desarrollan en ausencia de oxígeno. La digestión anaeróbica es una tecnología ambientalmente sostenible para la conversión de una variedad de materias primas como el estiércol, la fracción orgánica de los residuos sólidos municipales y residuos agrícolas en energía en forma de metano (Demirer & Chen, 2005). La digestión anaeróbica implica una serie de procesos que descomponen la materia orgánica en azúcares y aminoácidos a través de la hidrólisis. Bacterias acidogénicas y acetogénicas convierten estos productos en ácido acético, el cual se convierte en metano por el proceso final de metanogénesis. Por otro lado, la digestión de múltiples materias primas (co-digestión) tiene el potencial de incrementar la generación total de metano. En el laboratorio de Sistemas Automáticos de Control se han llevado a cabo estudios sobre los efectos de agregar cáscara de cacao en el inóculo formado a partir del estiércol de vaca. El resultado de dicha investigación llevó a afirmar que la cáscara de cacao tiene una producción de biogás superior

a la producida por el estiércol solo (Nissen, 2014). El objetivo de esta investigación es aplicar un modelo matemático que describa el proceso de biodigestión de la cáscara de cacao.

El Capítulo 1 incluye la investigación sobre la biomasa; el proceso de biodigestión, etapas e inhibidores; clasificación y modelos de biodigestores; y finalmente el biogás, sus propiedades y usos. El Capítulo 2 presenta una introducción a la biodigestión anaeróbica, mostrando el nivel de implementación de este proceso para la generación de energía en países de África, Asia, Latinoamérica y finalmente Perú; las investigaciones y mejoras que se han llevado a cabo sobre este a nivel internacional; y finalmente la producción de biogás en Europa y Perú. En el Capítulo 3 se presenta la investigación hecha sobre la teoría de la modelación del proceso de biodigestión considerando los modelos del crecimiento bacteriano, degradación de sustratos y formación de productos. El Capítulo 4 está dedicado al modelo propuesto, definiendo los modelos de crecimiento bacteriano que se utilizaran y las condiciones en que se llevara a cabo la simulación. En el final, Capítulo 5, se presentan los resultados de la simulación en computadora, que se contrastan con la data experimental obtenida en estudios anteriores. En el Anexo A se tienen las tablas de aplicaciones de biodigestores en el mundo así como los coeficientes utilizados en la simulación mientras que en el Anexo B se referencian los esquemas diseñados en el programa Simulink de Matlab del sistema completo y de los subsistemas de pH y temperatura, finalmente en el Anexo C se pueden observar los códigos de usados en la simulación del proceso. Este trabajo realizado brinda información sobre los esfuerzos llevados a cabo en países de todo el mundo para implementar el biogás como fuente de energía, también ha permitido contar con una simulación del proceso de biodigestión anaerobia de la cascara de cacao. Además permite el desarrollo de futuras investigaciones sobre el proceso de biodigestión en reactores continuos.

Capítulo 1

Marco Teórico

En este capítulo se introducirán las definiciones de términos que se mencionan en los siguientes apartados. Se hace referencia de las definiciones presentadas en publicaciones relacionadas a la biodigestión. En primer lugar se define la biomasa y su clasificación, luego se define la biodigestión y su clasificación según la presencia o ausencia de oxígeno. Se profundiza en la biodigestión anaeróbica definiendo las etapas que la conforman, los microorganismos que intervienen y los factores que afectan el proceso. Además se define que es un biodigestor, su clasificación según la forma en que se carga, temperatura de trabajo, número de etapas, entre otras. Finalmente se exponen las propiedades de los productos finales del proceso de biodigestión, biogás y bioabono.

1.1. Biomasa

“La biomasa es un término colectivo que se aplica a la materia orgánica abiótica y las plantas vivas que están parcialmente integrados en el ecosistema” (Toshio, Nobuhide, Atsushi, Masaaki, & Seishu, 2013). También se define como toda materia orgánica cuyo origen sea de un proceso biológico, tanto animal como vegetal. Se debe considerar dentro de esta definición a los residuos agrícolas y domésticos.

1.1.1. Clasificación de la biomasa según su origen

- A. **Biomasa natural:** Producida en la naturaleza sin intervención humana, lo comprenden las plantas y los residuos de origen animal.
- B. **Biomasa de origen agrícola:** Puede ser estiércol de ganado o aguas de lavado de criaderos, restos vegetales de poda o de cosecha, así como también cultivos energéticos. El estiércol de ganado puede ser vacuno, porcino o proveniente de

caballos, aves de corral, etc. Dependiendo de la fuente animal y de la alimentación del ganado varía la producción de biogás. Los restos de podas y cosechas también pueden ser utilizados como materia prima, pues su composición puede ser rica en carbohidratos, grasas y proteínas necesarias para la digestión anaerobia.

- C. **Biomasa de origen industrial:** Abarcan residuos de comida y bebidas, del procesamiento de pescado, industrias de lácteos, azúcar, biocombustibles, mataderos de animales, etc. Esta categoría también abarca los efluentes de las plantas de biocombustibles.
- D. **Biomasa de origen urbano:** En esta categoría se encuentran los residuos sólidos y las aguas servidas. Los residuos domésticos como restos de comida, restos de jardín, entre otros, contienen materia orgánica la cual sirve como materia prima para la digestión anaerobia.

1.1.2. Clasificación de la biomasa según su uso energético

- A. **Biomasa de residuos:** Incluye residuos orgánicos procedentes del ganado así como residuos de alimentos provenientes de zonas urbanas e industrias alimentarias.
- B. **Biomasa no utilizada:** Esta biomasa comprende productos agrícolas no comestibles como lo son los residuos de talas, las cáscaras y el bagazo.
- C. **Cultivos energéticos:** En estos se contemplan cultivos destinados a la producción de bioetanol y biodiesel. Los cultivos más utilizados son los de maíz, arroz, canola, caña de azúcar.

1.2. Biodigestión

La biodigestión es un proceso biológico de descomposición de materia orgánica por acción de distintas familias de bacterias. Dependiendo de la presencia de oxígeno durante este proceso se pueden diferenciar la biodigestión aerobia y anaerobia.

- A. **Biodigestión aerobia o aeróbica:** Proceso en el cual los residuos orgánicos son utilizados como sustratos, para el crecimiento de bacterias aerobias. De esta manera se logra reducir el volumen de los residuos. Entre los productos de este proceso se encuentra el dióxido de carbono, agua y abonos con aptas condiciones de pH y reducidos agentes patógenos. También hay una disminución de sólidos volátiles en suspensión (VSS) debido a la aireación por un periodo significativo de tiempo. Se suele utilizar en tratamiento de aguas residuales debido a la abundante presencia de aire en esta.
- B. **Biodigestión anaerobia o anaeróbica:** Proceso desarrollado sin presencia de oxígeno en el cual los sustratos son descompuestos por colonias de bacterias anaerobias. Los sustratos deben ser ricos en carbono y en nitrógeno, esto asegura que las bacterias tengan la energía necesaria para su crecimiento y su fortalecimiento estructural. Los productos más significativos de este proceso son el dióxido de carbono, metano y abono.

En el caso del biorreactor que se va a analizar se lleva a cabo un proceso de biodigestión anaerobia por tanto el enfoque que se tomará se basará en el segundo tipo. Partiendo de esta premisa se analizan los subprocesos que la conforman.

1.3. Biodigestión anaerobia o anaeróbica

Este es un proceso en ausencia de oxígeno y cuyos productos, de mayor interés, después de la descomposición de los sustratos son dióxido de carbono y metano. Se debe reconocer que durante el proceso de degradación parte del carbono es oxidado para conformar el dióxido de carbono y otra parte se reduce para conformar el metano. Esto se verá con mayor detalle a continuación. Es importante considerar que en cada una de estas etapas se da lugar un proceso orgánico, definido como catabolismo, en el que se reducen diferentes elementos a sus formas más simples, a las moléculas que los compusieron antes de volverse complejas.

1.3.1. Etapas de la digestión

Se puede identificar dentro de este complejo proceso los siguientes subprocesos: hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis. En cada uno de estos subprocesos actúan diferentes colonias de bacterias, según la función catabólica que efectúan sobre el carbono se tienen cinco tipos (Taylhardat, 1985):

- A. **Bacterias acidogénicas:** estas catabolizan ácidos grasos y producen hidrógeno y ácidos volátiles. Son bacterias que presentan un crecimiento acelerado con un tiempo de duplicación de 30 minutos.
- B. **Bacterias acetogénicas:** estas catabolizan compuestos mono-carbonados e hidrolizan compuestos multi-carbonados produciendo ácido acético. Estas bacterias presentan un crecimiento lento con un tiempo de duplicación de 1,5 a 4 días (Lawrence & McCarty, 1969).
- C. **Bacterias metanogénicas:** estas catabolizan el ácido acético y compuestos mono-carbonados para producir metano. Estas bacterias presentan un crecimiento lento con un tiempo de duplicación de 4 a 6 días (Mosey, 1983).
- D. **Bacterias hidrogenotróficas:** estas reducen el dióxido de carbono en metano utilizando el hidrogeno.

En la Figura 1 se presenta un esquema de las etapas del proceso de biodigestión descritas a continuación.

1.3.1.1. Hidrólisis o licuefacción

En esta etapa los componentes orgánicos de la materia prima, principalmente: carbohidratos, proteínas y grasas son desintegrados a componentes más simples. En unas pocas horas los carbohidratos son descompuestos a monosacáridos, y en unos cuantos días las proteínas y grasas son descompuestos en aminoácidos y ácidos grasos de cadena larga respectivamente. Este proceso se lleva a cabo por enzimas extracelulares o exoenzimas, producidas por las bacterias acidogénicas, como las celobiasas, amilasas y lipasas (Shin & Song, 1995). La hidrólisis de la celulosa y la lignina es llevada a cabo por enzimas celulasas y lacasas, respectivamente. El proceso de hidrólisis de la celulosa y lignina es muy lento porque estos compuestos en la naturaleza se encuentran rodeados de fibras no digeribles e impermeables que dificultan el actuar de las enzimas. Los productos de la hidrólisis de la celulosa son monosacáridos, mientras que la hidrólisis de lignina produce monómeros aromáticos (fenol, catecol, vanilina) y ácidos como el benzoico, ferúlico, vanílico, siríngico, entre otros (Young & Frazer, 1987).

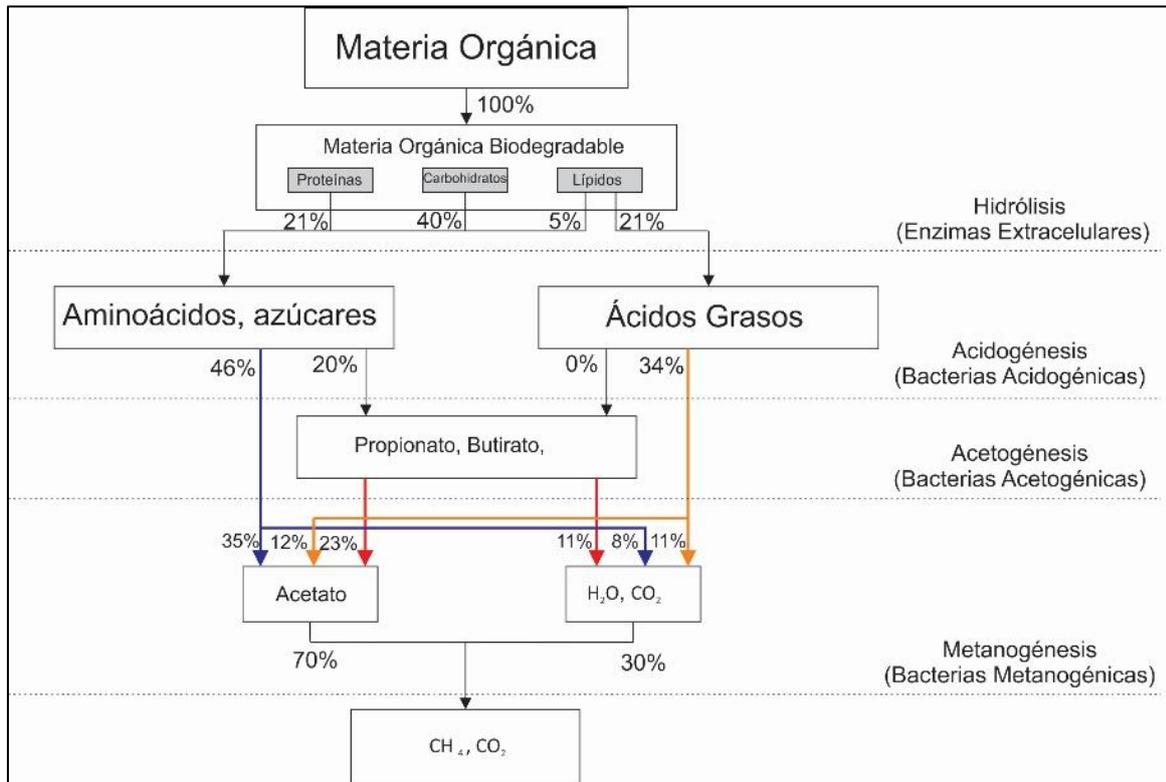


Figura 1. Proceso de degradación de compuestos orgánicos complejos para producción de biogás.

Fuente: (Gujer & Zehnder, 1983).

La producción de metano se relaciona directamente con la tasa de hidrólisis. La tasa de hidrólisis depende del tipo de biopolímero, la concentración del sustrato, el tamaño de la partícula, el valor de pH y la temperatura (Veeken & Hamelers, 1999). En el caso de la hidrólisis de componentes orgánicos, como la hemicelulosa, celulosa y lignina, la descomposición se produce de manera lenta e incompleta demorando incluso semanas. Por tal motivo un sustrato con elevada concentración de estos componentes producirá que la etapa de hidrólisis limite el proceso de biodigestión. Los valores de pH alejados del neutro (pH=7) producen una inhibición de la hidrólisis, las principales causas son elevadas concentraciones de amonio. La reducción del tamaño de las partículas de materia prima aumenta el área superficial y favorece al aumento de la velocidad del proceso, esta reducción de tamaño se obtiene con pretratamientos de la materia prima.

1.3.1.2. Acidogénesis

En esta etapa los productos de la hidrólisis como los aminoácidos y los monosacáridos son fermentados, también se oxidan las largas cadenas de ácidos grasos y alcoholes por acción de las bacterias acidogénicas. Los productos de este proceso son ácidos grasos volátiles (VFA de las siglas en inglés o AGV de las siglas en español) que son ácidos grasos de cadena corta, alcoholes, dióxido de carbono e hidrógeno. Los principales VFA son ácido acético, butírico, valérico y propiónico. También hay una acumulación de dióxido de carbono, agua e hidrogeno (H₂).

Los niveles de pH superiores a 5 aseguran una mayor formación de VFA, sin embargo si se reduce a valores menores que 4 el proceso se inhibe o detiene. Las bajas presiones parciales de hidrogeno permiten una mayor formación de ácido acético el cual posteriormente se convierte en metano, por tanto es imprescindible reducir su producción (Schön, 2009).

En esta etapa se observan dos tipos de fermentación: uno llevado a cabo por las bacterias *clostridium* donde se produce ácido acético, hidrogeno y dióxido de carbono, y otro causado por las bacterias ácido-propiónicas, pertenecientes al género *clostridium*, del cual se obtiene ácido acético, propiónico y dióxido de carbono (Mosey, 1983). Las bacterias *clostridium butyricum* degradan los monosacáridos en ácido butírico, las bacterias *clostridium acetobutylicum* producen ácido acético, las bacterias *clostridium propionicum* producen ácido propiónico, las bacterias *clostridium thermocellum* degradan los monosacáridos provenientes de la celulosa. Las bacterias *clostridium sticklandii* degradan los aminoácidos y la acidogenesis de lípidos se realiza por bacterias *syntrophomonas wolfei* (Kim, y otros, 2011).

1.3.1.3. Acetogénesis

En esta etapa los ácidos grasos volátiles (VFA por sus siglas en inglés) como el ácido propiónico y el butírico son descompuestos en ácido acético e hidrogeno por las bacterias acetogénicas. Las bacterias *clostridium scatologenes*, *clostridium formicoaceticum*, *clostridium aceticum*, *acetitomaculum ruminis*, entre otras, son las encargadas de producir ácido acético a partir de la degradación de ácidos y compuestos orgánicos (Xu, Liu, Du, & Chen, 2009).

La presencia de hidrógeno durante estos procesos debe ser controlado ya que puede inhibir el crecimiento de las bacterias acetogénicas. Si la concentración de hidrógeno aumentase, la actividad de los microorganismos va decreciendo hasta finalmente detenerse, esto causa acumulamiento de ácidos lo cual finalmente inhibe a las bacterias productoras de metano de la siguiente etapa (Wolfsberger, 2008).

1.3.1.4. Metanogénesis

En esta etapa el ácido acético e hidrógeno son catabolizados por bacterias metanogénicas para la producción de metano, junto con parte del dióxido de carbono presente después de la acetogénesis. La mayor producción de metano proviene de la descomposición de ácido acético, aproximadamente un 70% (Smith, 2011), la segunda se produce a través de la reacción entre el dióxido de carbono y el hidrogeno que se transforman en metano y agua.

Las bacterias metanogénicas capaces de catabolizar el ácido acético son la *methanosarcina barkeri*, *Methanococcus Mazei* y *Methnotrix soehngenii* (Heukelekian & Heinemann, 1939). Estas bacterias pueden controlar el pH durante la fermentación al descomponer el ácido acético y producir dióxido de carbono. Son muy sensibles a los cambios de temperatura, nivel de pH y alcalinidad del digestato (Wolfsberger, 2008). Las bacterias *clostridium glycolicum* reducen el dióxido de carbono, usando hidrogeno, produciendo metano. Se debe reconocer que durante todo el proceso de fermentación se lleva a cabo un actuar conjunto de los diferentes tipos de bacterias, poniendo énfasis en las bacterias productoras de metano y las que no producen metano. El exceso o falta de cualquiera de estas familias de bacterias

perjudicaría significativamente el equilibrio cinético. Al enfocarnos en el proceso de metanogénesis para asegurar una alta productividad de metano primero se debe reconocer los microorganismos presentes durante la fermentación que produzcan metano y los que no lo produzcan.

1.3.2. Microorganismos que no producen metano

Estos microorganismos actúan principalmente en las tres primeras etapas de la biodigestión. Por tal motivo su función primordial es la descomposición de compuestos orgánicos en moléculas más sencillas para ser posteriormente catabolizadas por otros microorganismos. Se pueden clasificarlos en tres grupos:

- A. **Bacterias:** Se consideran las bacterias hidrotrópicas, acidogénicas, acetogénicas entre otras. Se dividen en especies que descomponen los carbohidratos, proteínas y lípidos, las que producen hidrogeno, los que emplean ácido láctico.
- B. **Mohos:** Durante las etapas se aprecia la aparición y crecimiento de estos microorganismos. No se ha hecho un estudio sobre sus efectos durante el proceso de biodigestión, por tal motivo no se puede afirmar que produzcan compuestos que actúen en la generación de metano.
- C. **Protozoos:** Según algunos investigadores protozoos como los plasmodium, flagelados y amebas actúan en el proceso a menor medida. A igual medida que los mohos obtienen los nutrientes necesarios para su desarrollo, pero aún no se ha hecho un estudio en detalle si es que afectan en gran medida la producción de metano.

1.3.3. Microorganismos productores de metano

Son los microorganismos que más relevancia tienen dentro de este proceso, su metabolismo solo les permite catabolizar compuestos sencillos como el ácido acético. Por tal motivo son necesario microorganismos que previamente degraden los compuestos orgánicos, es así que hace falta una acción conjunta y combinada de las bacterias productoras y no productoras de metano. En la Tabla 1 se presentan las 13 cepas de bacterias metanogénicas identificadas según la Organización de las Naciones Unidas para la Alimentación y la Agricultura.

Tabla 1. Clasificación de las metanobacterias

Orden	Familia	Genero	Especies
<i>Methanobacteriates</i>	<i>Methanobacteriaceae</i>	<i>Methanobacterium</i>	<i>Methanoformicum</i> <i>Methanobryantil</i> <i>M. thermoautotrophic</i>
		<i>Methanobrevibacter</i>	<i>Methanoruminantium</i> <i>Methanoarboriphilus</i> <i>Methanosmithil</i>
<i>Methanococcales</i>	<i>Methanococcaceae</i>	<i>Methanocoecus</i>	<i>Methanovanniellii</i> <i>Methanovoltae</i>
<i>Methanomicrobiates</i>	<i>Methanomicrobiaceae</i>	<i>Methanogenium</i>	<i>Methanocaraci</i> <i>Methanomarispigri</i>
		<i>Methanospellum</i>	<i>Methanohongatei</i>
	<i>Methamisarcinaceae</i>	<i>Methanomicrobium</i>	<i>Methanomobile</i>
		<i>Methanosarcina</i>	<i>Methanobarkerie</i>

Fuente: (FAO, 1986).

1.3.4. Factores que afectan la biodigestión

Hay factores cuya variación pueden disminuir o aumentar la producción de metano considerablemente, como es el caso de la temperatura y la relación carbono-nitrógeno. Otros factores como el tipo de material y su concentración determinan la velocidad de la digestión. Así también el valor de pH y la presencia de inhibidores de la fermentación pueden detener el proceso de degradación.

1.3.4.1. Materia orgánica utilizada

Aquí se consideran todos los desechos orgánicos que se introducen en el biorreactor para su degradación. Se debe considerar que la carga de materia debe ser suficiente para evitar que se detenga la fermentación, por tal motivo se debe considerar la producción de estiércol diario de las diferentes especies de ganado. En la Tabla 2 se compara la producción diaria y anual de estiércol por especie de ganado. La materia orgánica que ingresa al biorreactor se clasifica por su contenido de carbono o nitrógeno, más adelante se tratara el tema de la relación que debe haber entre estos compuestos y su efecto en la fermentación.

Tabla 2. Producción de estiércol por especie

Especies de ganado	Peso Vivo (kg)	Producción diaria (kg estiércol / día)	Producción anual (kg estiércol / año)
Porcinos	50	6	2190
Bovinos	500	34	12 410
Equinos	500	10	3650
Ovinos	15	1.5	548
Avícola	1.5	0.1	36.5

Fuente: (Guevara-Vera, 1996).

1.3.4.2. Concentración

La materia que ingresa al biorreactor contiene un porcentaje de agua, por tanto se debe considerar el grado de concentración de materia orgánica. El contenido de sólidos totales en seco según la materia prima se aprecia en la Tabla 3. Es conveniente que la carga de materia no esté muy diluida o muy concentrada, se ha concertado que una concentración de 5-10% es la más adecuada para el proceso. Este valor influye en el porcentaje de nitrógeno y fósforo durante el proceso que favorece el desarrollo de las familias de bacterias.

Tabla 3. Contenido de sólidos totales (en seco) en materiales de fermentación comúnmente utilizados en las zonas rurales (aproximado)

Materia Prima	Contenido seco (%)	Contenido hídrico (%)
Paja de arroz	83	17
Paja de trigo seca	82	18
Excrementos humanos	20	80
Estierco de cerdo	18	82
Estiércol de vaca	17	83

Fuente: (Taylhardat, 1989).

1.3.4.3. Relación carbono-nitrógeno (C/N)

Como se mencionó previamente tanto el carbono como el nitrógeno son elementos consumidos por los microorganismos para su desarrollo. Es aceptado en general que la relación C/N sea de 20-30:1, si es que varía esta relación se tendrán efectos muy marcados en el proceso de la fermentación. Si se tiene un déficit en el nitrógeno se reducirá la velocidad del proceso, por otro lado el exceso de nitrógeno produciría un incremento de amoníaco durante el proceso lo que inhibiría la fermentación. Generalmente los sustratos ricos en carbono (paja, tallos) producen mayor cantidad de gas y los sustratos ricos en nitrógeno (excretas) tienen una producción más rápida. Según la FAO (Food and Agriculture

Organization) durante 10 días de fermentación los sustratos ricos en nitrógeno producen 34.4-46% del total del biogás, en cambio los sustratos ricos en carbono producen el 8.8% (López & López, 2009). En conclusión se debe asegurar la correcta combinación de materiales de bajo y alto rendimiento y de distintas velocidades de descomposición, para así obtener un mejor rendimiento. En estudios previos llevados a cabo en el laboratorio se comprobó el potencial que tiene una mezcla de excretas (ricas en nitrógeno) y cascarillas de cacao (ricas en carbono) para la producción de biogás. En la Tabla 4 se aprecia el contenido de carbono, de nitrógeno y la relación carbono-nitrógeno según la materia prima.

Tabla 4. Relación carbono-nitrógeno de las materias primas empleadas corrientemente (aproximación)

Materias Primas	Contenido de carbono de las materias primas por peso (%)	Contenido de nitrógeno de las materias primas por peso (%)	Relación carbono-nitrógeno (C/N)
Paja seca de arroz	42	0.64	67:1
Paja seca de trigo	46	0.53	87:1
Estiércol de aves	41	1.30	32:1
Estiércol de oveja	16	0.55	29:1
Estiércol de vaca	7.3	0.29	25:1
Estiércol de caballo	10	0.42	24:1
Estiércol de cerdo	7.8	0.60	13:1
Excretas humanas	2.5	0.85	2.9:1

Fuente: (Guevara-Vera, 1996).

1.3.4.4. Temperatura

Es el factor más influyente en el rendimiento de la producción de biogás ya que afecta directamente el desarrollo de la flora bacteriana. Por tal motivo el aumento de temperatura produce un incremento geométrico de la velocidad de degradación y producción de biogás. Como se observa en la Tabla 5 el rendimiento de la producción de gas se duplica al aumentar la temperatura. La temperatura influye en la solubilidad, la absorción de gases y la viscosidad. Elevadas temperaturas aumentan la solubilidad de los sólidos en la fase líquida y disminuyen la absorción de los gases. El aumento de solubilidad acelera el proceso de degradación, la disminución de absorción de gases como el H₂ o el H₂S facilita el proceso de fermentación, sin embargo la presencia de NH₃ produce un aumento de pH provocando un aumento de la producción de CO₂ a costa de la producción de metano.

Tabla 5. Rendimiento de producción de gas con materiales empleados comúnmente a distinta temperatura

Materia prima	Mesofílico (35 °C)	Ambiente (8-25 °C)
Estiércol de cerdo	0.42	0.25-0.30
Estiércol de vaca	0.30	0.20-0.25
Excretas humanas	0.43	0.25-0.30
Paja de arroz	0.40	0.20-0.25
Paja de trigo	0.45	0.20-0.25

Fuente: (Guevara-Vera, 1996).

Se pueden definir tres rangos de temperaturas en las cuales se puede llevar a cabo la biodigestión:

- A. Rango psicrófilico:** este rango comprende temperaturas de 10-25 °C para un desarrollo óptimo de bacterias, para asegurar esta temperatura el proceso debe ser adiabático. Al ser una temperatura baja (ambiental) la velocidad de la fermentación será menor, se debe tener un mayor tiempo (aproximadamente 100 días) y capacidad de retención, además no es necesaria la agitación de los sustratos.
- B. Rango mesofílico:** este rango comprende temperaturas de 25-45 °C, por tal motivo debe adicionarse calor. Su temperatura es similar a la digestión natural por tal motivo presenta un rendimiento semejante a esta. Es necesario un tiempo de retención de aproximadamente 20 días y un control de la agitación de los sustratos.
- C. Rango termofílico:** este rango considera temperaturas de 45-65 °C, por tanto es imprescindible la adición de calor. Posee un tiempo menor de retención, aproximadamente 10 días, y un mayor control sobre la agitación de los sustratos.

1.3.4.5. Valor de pH

Las bacterias metanogénicas necesitan un valor de pH neutro para desarrollarse, aproximadamente un valor entre 6.5-7.5 sería óptimo. Si es que este valor disminuye de 5 o supera el valor de 8 se puede inhibir el proceso o incluso detenerse.

Si se disminuye el valor de pH se debe agregar fertilizante, cenizas, agua amoniacal diluida o licor fermentado. Si es que aumenta el valor de pH se debe agregar ácido acético para disminuir la alcalinidad. Se debe considerar que durante el proceso de biodigestión se tiene una variación del valor de pH, por tanto se puede definir tres periodos de la biodigestión de acuerdo al valor de pH:

- A. Periodo de producción intensiva de ácidos (acidificación):** inicia con la degradación de los compuestos orgánicos complejos como proteínas, carbohidratos y lípidos en ácidos orgánicos. El valor de pH se encuentra entre los valores de 5.1 y 6.8.
- B. Periodo de digestión de ácidos (regresión, licuefacción):** se descomponen los ácidos orgánicos y compuestos nitrosos, se producen compuestos amoniacales y dióxido de carbono, nitrógeno e hidrogeno en pequeñas cantidades. El valor de pH se encuentra entre los valores de 6.6 y 6.8.

- C. Periodo de digestión intensiva o de fermentación alcalina:** se lleva a cabo la descomposición de proteínas aminoácidos, celulosa en amoniaco, sales de ácidos orgánicos y grandes volúmenes de gas metano y cantidades menores de dióxido de carbono y nitrógeno. El valor de pH aumenta a un rango de 6.9-7.4.

1.3.4.6. Promotores e inhibidores de la biodigestión

Se entiende como inhibición a la reducción de la tasa máxima de crecimiento bacteriano, los inhibidores son los compuestos que desaceleran el desarrollo de las bacterias incluso llegando a detenerlo. En cambio promotores son los agentes que incrementan la degradación de la materia orgánica y la producción de gases. Entre los promotores se tienen las enzimas y sales inorgánicas como la urea y el carbonato de calcio. La urea acelera la producción de metano y la degradación de los sustratos, el carbonato de calcio incrementa la producción de metano. Entre los inhibidores que pueden estar presentes durante la biodigestión se tienen el amoniaco y nitrógeno, que en excesiva concentración destruyen los microorganismos. En la Tabla 6 se observa los elementos inhibidores y su concentración inhibidora.

Tabla 6. Concentración inhibidora de inhibidores comunes

Inhibidores	Concentración inhibidora	Inhibidores	Concentración inhibidora
SO ₄	5000 ppm	CN	25 mg / L
NaCl	40000 ppm	Detergente sintético	20-40 mg / L
Nitrato	0.05 mg / mL	Na	3500-5500 mg / L
Cu	100 mg / L	K	2500 – 4500 mg / L
Cr	200 mg / L	Ca	2500-4500 mg / L
Ni	200-500 mg / L		

Fuente: (FAO, 1986).

1.3.4.7. Agitación

La agitación de la materia depositada en el reactor aumenta la interacción de las bacterias con los sustratos de modo que llevan a cabo a degradación más efectivamente, además se homogeneiza la mezcla y se controlan las concentraciones de agentes inhibidores. Al mantener agitados los sustratos se evita que estos sedimenten en el fondo o en las superficies laterales del reactor. La desventaja de la agitación es que acelera la pérdida de calor de los sustratos lo que desacelera en cierta medida la fermentación.

1.4. Biodigestor

Se define como contenedor cerrado, hermético e impermeable, en el cual se introduce la materia orgánica (estiércol animal, excretas humanas, residuos vegetales, etc.) diluido en agua. En este contenedor también llamado reactor se lleva a cabo la fermentación de los

sustratos produciéndose gas metano y fertilizantes orgánicos ricos en nitrógeno, fósforo y potasio. Los elementos principales que constituyen al biodigestor son:

- Sistema de carga de materia orgánica.
- Cámara de fermentación o digestión.
- Cámara de depósito de gas.
- Sistema de descarga de gas.
- Sistema de descarga de materia fermentada.

1.4.1. Clasificación según la forma que se carga el reactor

- A. **Biodigestor continuo:** La fermentación en el reactor es ininterrumpida, es decir, el efluente de salida es igual a la carga de entrada. La producción de metano es uniforme en el tiempo, su uso se enfoca en el tratamiento de aguas residuales y reactores de gran tamaño. La materia prima que ingresa a estos biodigestores presenta una dilución elevada de aproximadamente 3 a 5 veces cantidad de agua por sólido. Por tanto el control de este sistema se reduce a un control hidráulico lo que permite prescindir de mano de obra para la carga o descarga del biorreactor.
- B. **Biodigestor semicontinuo:** La fermentación se inicia con un lote de materia orgánica que ocupa aproximadamente el 80% del volumen del reactor, posteriormente el volumen restante es cargado diariamente de acuerdo a la disminución de la producción de gas. A causa del ingreso continuo de materia orgánica con alto contenido de nutrientes se obtiene un fertilizante de mayor calidad.
- C. **Biodigestor discontinuo o por lotes:** Los reactores se cargan con un solo lote, al disminuir la producción de metano se retira todo el contenido de los reactores y se ingresa materia nueva. La característica primordial de la carga es la elevada concentración de sólidos, por tal motivo se obtienen fertilizantes de mayor calidad y alta producción de metano. La necesidad de mano de obra solo se reduce al proceso de carga y descarga de la materia prima y productos fermentados respectivamente.

1.4.2. Clasificación según el rango de temperatura de trabajo

- A. **Biodigestor psicrófilico o a temperatura ambiente:** Este biodigestor trabaja en un rango de temperatura de 12 ° C a 20 ° C. La productividad de este reactor se ve afectada considerablemente por el cambio de la temperatura ambiental, sin embargo su construcción y puesta en marcha no representa una alta inversión. Al ser un proceso afectado por la temperatura ambiental es necesario que el reactor sea revestido de material aislante para evitar la pérdida de calor en temporadas de baja temperatura. Presenta un tiempo de retención muy grande, aproximadamente 100 días.
- B. **Biodigestor mesófilico:** Este biodigestor trabaja en un rango de temperatura de 20 ° C a 40 ° C. El reactor tiene una mayor productividad de metano debido a que la temperatura a la que trabaja es propicia para el desarrollo de colonias de bacterias. Para mantener la temperatura adecuada el reactor debe recibir continuamente adición de calor, por tanto es necesario de un sistema de intercambio de calor

posiblemente colocar recubrimientos térmicos en los cuales circulan fluidos previamente calentados. Presenta un tiempo de retención mucho menor aproximadamente 30 días.

- C. **Biodigestor termofílico:** Este biodigestor trabaja en un rango de temperatura de 45 ° C a 75 ° C. presenta la mayor productividad de biogás debido a que las elevadas temperaturas favorecen el desarrollo de las colonias bacterianas. Debido a estas temperaturas elevadas se logra un grado de desinfección de microorganismos perjudiciales para la calidad del fertilizante. Es necesario un sistema de intercambio de calor de elevada eficiencia lo que eleva el costo de construcción. Presenta un tiempo de retención de aproximadamente 10 días.

1.4.3. Clasificación según el número de etapas

- A. **Biodigestor de una sola etapa:** Consta de una cámara de fermentación, en esta se lleva a cabo todas las etapas de la fermentación a la vez. En consecuencia las diferentes familias de bacterias son afectadas por los mismos factores al mismo tiempo, en especial el valor del pH puede inhibir el desarrollo de cierta clase de bacterias. Su ventaja es el bajo costo de instalación y operación.
- B. **Biodigestor de múltiples etapas:** Considerando que las diferentes colonias de bacterias son afectadas por factores como el valor del pH y la presencia de agentes promotores o inhibidores de la fermentación, se puede separar el proceso en dos o más reactores. En la primera etapa se degrada el material y se produce metano, luego el efluente que sale de esta etapa ingresa a una nueva etapa donde nuevamente es degradado. Este tipo de biodigestor tiene un largo periodo de retención, presenta mayor productividad de metano y conlleva una alta inversión de instalación. A continuación se hará una breve explicación de los digestores multi-etapas más usados:
- C. **Anaerobic Baffled Reactor (ABR):** o reactor anaeróbico con deflectores, este modo de reactor se utiliza en el tratamiento de aguas residuales. Este consiste en un solo tanque con una serie de deflectores en el interior y a lo largo de la cámara. Esto obliga al flujo a desplazarse a lo largo de los deflectores desde el ingreso hasta la salida, lo que incrementa el tiempo de contacto con la biomasa lo que resulta en un incremento de la degradación (Barber & Stuckey, 1999). En la Figura 2 se puede apreciar el diseño del reactor con deflectores.

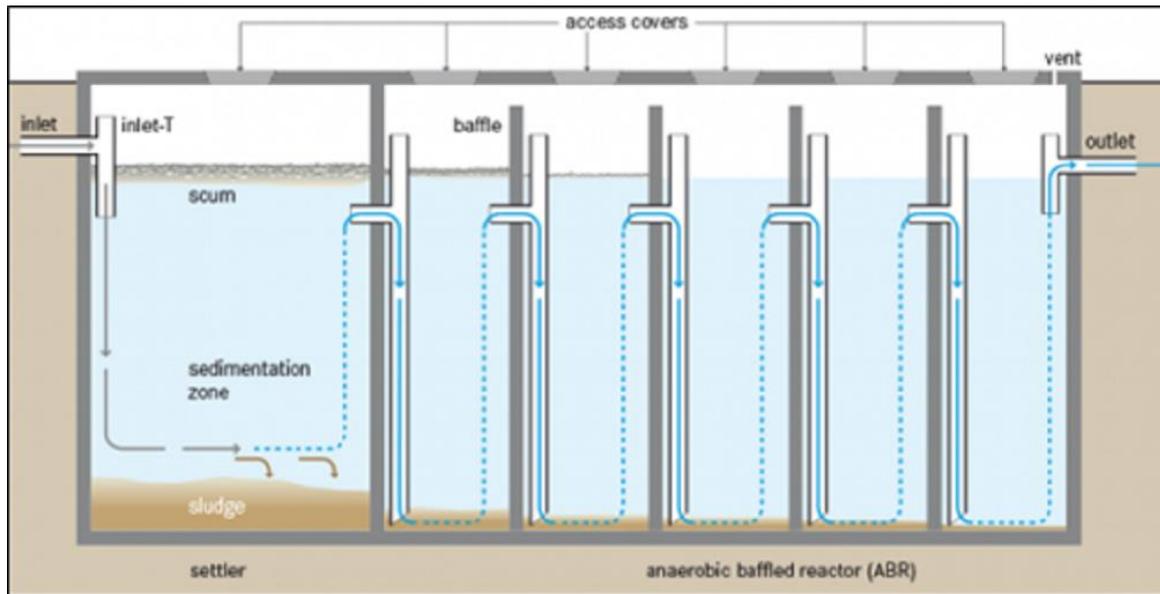


Figura 2. Esquema del Anaerobic Baffled Reactor.

Fuente: (Barber & Stuckey, 1999).

D. Biodigestor continuo de multi-etapas: Para el tratamiento de aguas residuales se utiliza reactores anaeróbicos continuos, es en este modelo de reactor que se puede considerar el uso de un digestor de multi-etapas. Su diseño se puede asemejar a un reactor anaeróbico con defletores (ABR, por sus siglas en inglés) (Speece, 1996). El diseño considera la separación de los procesos de acidogénesis y metanogénesis, de modo que una fase presenta un comportamiento diferente más favorable para la degradación. Se pueden describir muchos beneficios entre ellos el mejoramiento de la degradación de carbohidratos produciendo ácido propiónico e hidrogeno; además se duplica la actividad de la masa bacteriana, de modo que se necesita la mitad de la biomasa para obtener la misma producción (Alkarimiah, Baizura-Mahat, Yuzir, Fadhil, & Chelliapan, 2011). El estudio desarrollado por Alkarimiah dio como resultado que una alimentación intermitente presenta una mejor producción comparada con una alimentación continua. Se supone que la causa es la adaptación forzada de la biomasa a la degradación de los sustratos, sin embargo se observó una disminución del valor de pH. De modo que se advierte que el valor de pH no debe ser menor que 6.5 para mejorar el rendimiento (Schievano, y otros, 2012). En la Figura 3 se puede apreciar el sistema multi-etapas. El desarrollo de reactores de dos etapas busca aumentar la eficiencia de producción y uso de energía, en 2012 se llevó a cabo un estudio comparativo entre un reactor de una etapa y uno de dos etapas. En la Tabla 7 se compara de la producción de metano según el tipo de reactor, se debe considerar que en este proceso el reactor multi-etapa está conformado por una etapa hidrogénica (R1) en el que se estableció un valor de pH, $5 < \text{pH} < 6$; y una etapa metanogénica (R2) (Schievano, y otros, 2012).

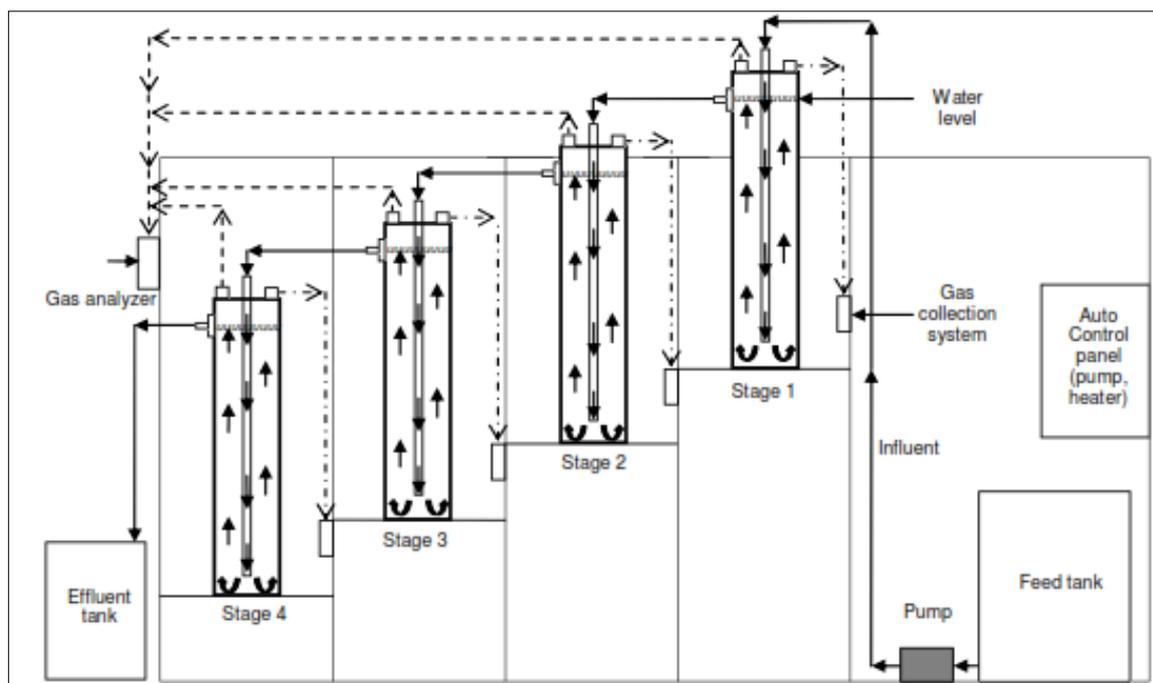


Figura 3. Reactor anaeróbico multi-etapa.

Fuente: (Alkarimiah, Baizura-Mahat, Yuzir, Fadhil, & Chelliapan, 2011).

1.4.4. Clasificación según la concentración de sólidos

Cuando la concentración de sólidos es menor a 20%, el proceso es de baja concentración y cuando comprende entre 20% y 50% la concentración es alta. A concentraciones mayores a 50%, los microorganismos serán inhibidos y el proceso no podrá llevarse a cabo (Schön, 2009).

1.4.5. Clasificación según tipo de agitación

La agitación por burbujeo consiste en inyectar el biogás ya producido desde el fondo del tanque con lo cual las burbujas de biogás subirán hasta la superficie del líquido agitando el contenido que encuentren a su paso. La agitación motriz sumerge un eje con una paleta en el líquido, el eje es accionado por un motor externo. La recirculación extrae la mezcla del líquido desde un cierto nivel del tanque y lo vuelve a introducir al tanque.

Tabla 7. Comparación de velocidad de producción de biogás, hidrogeno y metano, rendimiento de producción de gas y energía, y rendimiento de biodegradación para procesos de dos etapas (R1 y R2) y uno de una sola etapa.

		Reactor de dos etapas				Reactor de una etapa	
		Reactor 1		Reactor 2		Reactor 1	
		Promedio (700h)	Variación (por hora)	Promedio (700h)	Variación (por hora)	Promedio (700h)	Variación (por hora)
Tasa de producción volumétrica de biogás	$\frac{N dm^3}{L_{dig} dia}$	3.51	0.58	0.79	0.10	1.00	0.08
Contenido de hidrogeno	% v/v	44.9	5.5	<0.1	-	<0.1	-
Contenido de metano	% v/v	<0.1	-	68.2	1.7	54.5	1.9
Contenido de dióxido de carbono	% v/v	55.1	5.5	31.8	1.7	45.5	1.9
Tasa de producción volumétrica de hidrogeno	$\frac{N dm^3_{H_2}}{L_{dig} dia}$	1.58	0.27	Bajo el nivel de detección	-	Bajo el nivel de detección	-
Tasa de producción volumétrica de metano	$\frac{N dm^3_{CH_4}}{L_{dig} dia}$	Bajo el nivel de detección	-	0.537	0.071	0.545	0.042
Rendimiento de producción hidrogeno/metano	$\frac{N dm^3_{H_2/CH_4}}{kg_{vs} adicional}$	140	24	351	46	404	31
Tasa de producción volumétrica de energía	$\frac{kJ}{L_{dig} dia}$	19	4.9	17.4	2.2	18.5	1.3
Rendimiento energético	$\frac{MJ}{kg_{vs} adicional}$	1.79	0.37	12.34	1.19	14.21	0.84

Fuente: (Schievano, y otros, 2012).

1.4.6. Clasificación según ubicación de membrana

Los digestores de membrana son reactores que contienen un reactor adicional de material poroso, conocido como módulo de membrana. Su aplicación en procesamiento de aguas residuales industriales como urbanos ha tenido un gran desarrollo en la última década. Este sistema permite separar el fango y el líquido, su funcionamiento consiste en filtrar el agua pasando a través de una membrana, el fango y otros compuestos de mayor tamaño que los poros presentes en las paredes de la membrana quedan retenidos. Para evitar el acumulamiento de fango en la membrana se efectúa un contra-lavado que consiste en hacer circular el agua en sentido contrario, del interior al exterior de la membrana. El biodigestor puede tener la membrana sumergida dentro del propio reactor o ubicar la membrana fuera del reactor necesiándose un sistema de bombeo adicional.

1.4.7. Modelos de biodigestor

1.4.7.1. Modelo chino

Este digestor presenta un diseño de cúpula fija sobre una estructura cilíndrica como se aprecia en la Figura 4. Suele diseñarse para estar enterrado, tiene bajo costo de construcción y tiene larga vida operativa. Por tal motivo es necesario que la estructura sea de material noble como ladrillos o bloques de hormigón (Wolf, 1991). Al estar enterrado favorece el proceso de la fermentación ya que no permite que el proceso sea influenciado por los cambios de temperatura del ambiente, sin embargo presenta bajas temperaturas de fermentación. La presión varía debido al aumento del volumen acumulado.

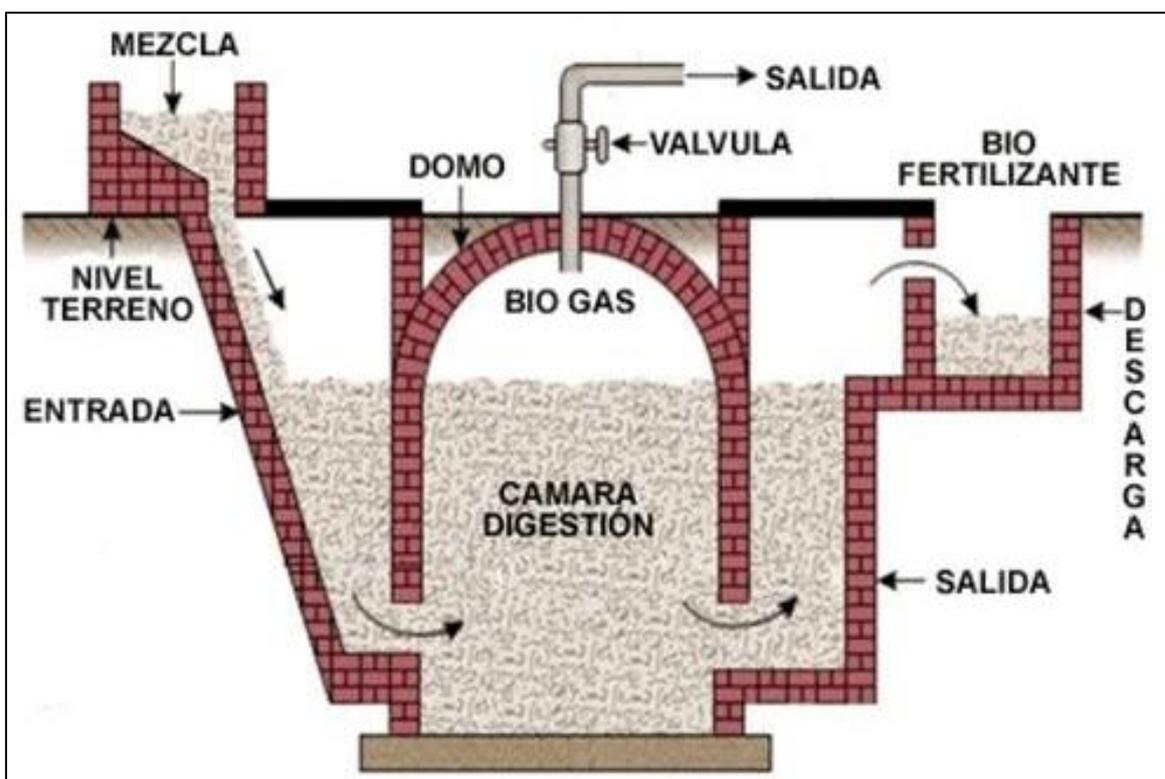


Figura 4. Biodigestor modelo chino.

Fuente: (Guevara-Vera, 1996).

1.4.7.2. Modelo indio

Este modelo permite mantener una presión de trabajo constante, debido a un aumento de volumen al aumentar la cantidad de gas producido (Wolf, 1991). Esto se debe a que la estructura consta de una cúpula móvil (gasómetro) sobre una estructura cilíndrica, generalmente construida con bloques de concreto o ladrillos como se aprecia en la Figura 5. La cúpula, en la mayoría de los casos, es de acero lo que eleva el costo de fabricación e instalación. La cúpula se desliza en un eje y está diseñada para no rozar con las paredes de la estructura.

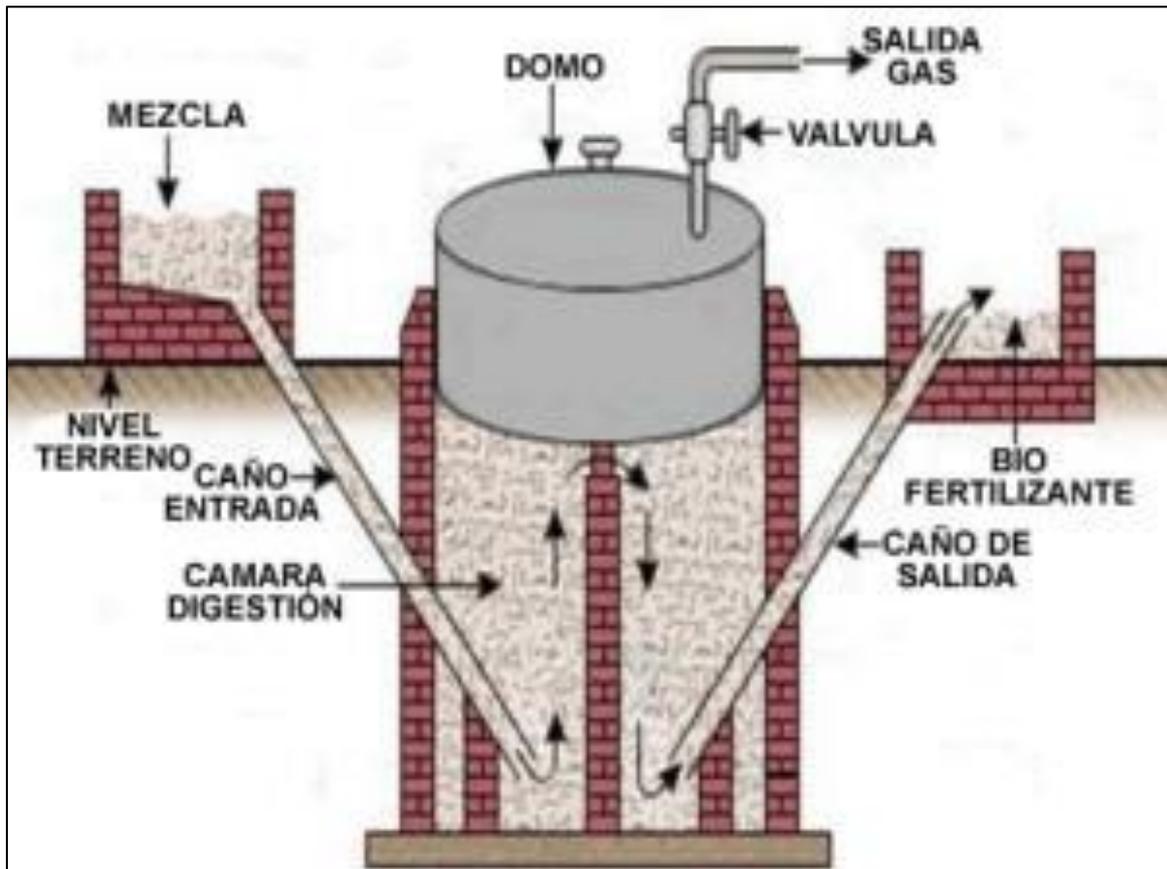


Figura 5. Biodigestor modelo indio.

Fuente: (Guevara-Vera, 1996).

El gasómetro (domo) es utilizado para regular la presión del gas. Estos pueden ser de alta o baja presión. Los de baja presión son conocidos como gasómetros flotantes, la presión se establece por el peso de la estructura flotante. El nivel de compresión esta entre 7,5 y 30 cm de columna de agua, deben tener una válvula de seguridad para evitar el exceso de presión. Los gasómetros de alta presión son tanques esféricos de acero, trabajan a presiones entre 1.5 y 3.5 atmósferas, por tanto requieren compresores y equipos de seguridad automáticos.

1.5. Biogás

Es el gas combustible generado en medios naturales o tras un proceso de fermentación de materia orgánica, consiste en una mezcla de metano (55-70%) y dióxido de carbono, con pequeñas concentraciones de hidrogeno, nitrógeno, oxígeno y sulfuro de hidrogeno, como

se aprecia en la Figura 6. En la Tabla 8 se aprecian los rangos de porcentajes de componentes del biogás.

Tabla 8. Porcentaje de componentes del biogás

Componente	Rango de porcentaje
Metano (CH ₄)	55-70%
Dióxido de carbono (CO ₂)	35-40%
Nitrógeno	0.5-5%
Sulfuro de hidrógeno	0.1%
Hidrógeno	1-3%
otros	3%

Fuente: (López & López, 2009).

1.5.1. Propiedades del biogás

En la Tabla 9 se resumen algunas propiedades de los componentes principales del biogás. Gracias al alto contenido de metano el poder calorífico del biogás es mayor que la mitad del poder calorífico del gas natural.

Tabla 9. Propiedades de los componentes del biogás

Propiedades	CH ₄	CO ₂	H ₂ -H ₂ S	Otros	Biogás
% Volumen	55-70	35-40	1-3	3	100
Valor calorífico (kcal/m ³)	8600	-	2581	5258	5140
% Ignición en el aire	5-15	-	-	-	6-12
Temperatura de ignición (°C)	650-750	-	-	-	650-750
Presión crítica (MPa)	4.7	7.5	1.2	8.9	7.5-8.9
Densidad nominal (g/L)	0.7	1.9	0.08	-	1.2
Inflamabilidad (% Vol)	5-15	-	-	-	6-12

Fuente: (López & López, 2009).

1.5.2. Usos del biogás

El biogás producido en los biodigestores tiene una aplicación energética, se puede usar como fuente de generación de calor o de electricidad. Para determinar la aplicación del biogás se debe tener en consideración la cantidad de producción de metano. Por ejemplo, para plantas generadoras de electricidad es necesario un constante ingreso de gas combustible por tal motivo se necesitaría una planta de generación de gas con reactores de gran tamaño y que trabajen con biodigestión continua. El biogás puede tener los siguientes usos:

- Generación de calor o electricidad en una caldera.
- Generación de electricidad en motores o turbinas.
- Producción de gas natural licuado o metanol.
- Combustible para vehículos.

El biogás está compuesto en su mayoría por metano, como se aprecia en la Figura 6, sin embargo hay presencia de otros compuestos que actúan como impurezas. Por tal motivo es necesario procesos posteriores para obtener productos aptos para los requerimientos deseados. Así se tiene, que después de ser extraído el metano del reactor pasa por un proceso de filtrado mecánico donde se eliminan partículas suspendidas y se obtiene un combustible óptimo para ser usado en calderas y turbinas de gas. Si se continúa con la eliminación de compuestos como SH_2 y NH_3 se obtiene combustible óptimo para motores a gas. Si se elimina el dióxido de carbono se puede aplicar en una red de distribución de gas o en el transporte urbano. Finalmente un proceso de síntesis de combustibles líquidos permite obtener un combustible apto para el transporte urbano.

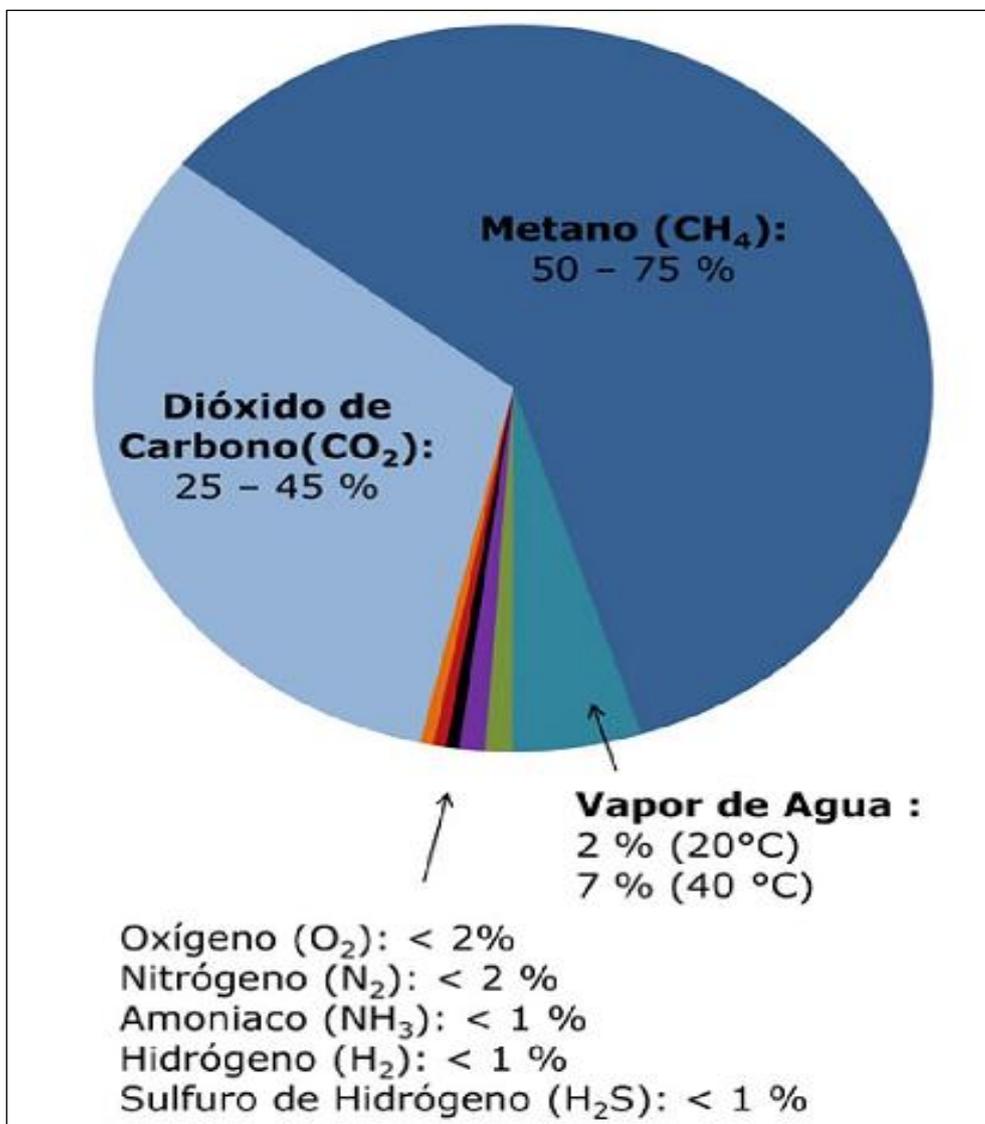


Figura 6. Composición química del biogás.

Fuente: (AINIA, RENAC, 2014)

1.6. Abono orgánico

Otro producto del proceso de biodigestión es el bioabono, en fase líquida (biol) como en fase sólida (biosol). Es una alternativa que reemplaza los fertilizantes sintéticos usados en plantaciones agrícolas. El bioabono se encuentra degradado, por tanto los nutrientes son rápidamente asimilados por los suelos y plantas, esto es una ventaja con respecto a la aplicación directa de residuos agrícolas sobre los suelos. Del efluente de salida aproximadamente 90% corresponde al biol y el 10% al biosol, estos porcentajes varían según los residuos a fermentar y del método de separación empleado. En la Tabla 10 se presenta la composición de diferentes tipos de biol según procedencia.

Tabla 10. Composición de Biol de diferentes fuentes

Componente	Biol de estiércol de vacuno	Biol de mezcla de sustratos: estiércol de vacunos y restos de comida casera	Biol de banano promedio hojas, tallos y frutos	Biol de estiércol de vacuno
pH	7.96	8.1	No menciona	6.7-7.9
Materia Seca	4.18%	4.2	No menciona	1.4%
Nitrógeno total	2.63 g/Kg	2.4 g/Kg	0.2 g/Kg	0.9 g/Kg
NH ₄	1.27 g/Kg	1.08 g/Kg	No menciona	No menciona
Fósforo	0.43 g/Kg	1.01 g/Kg	0.076 g/Kg	0.048 mg/Kg
Potasio	2.66 g/Kg	2.94 g/Kg	4.2 g/Kg	0.29 mg/Kg
Calcio	1.05 g/Kg	0.5 g/Kg	0.056 g/Kg	2.1 g/Kg
Magnesio	0.38 g/Kg	No menciona	0.131 g/Kg	0.135 %
Sodio	0.404 g/Kg	No menciona	2.1 g/Kg	No menciona
Azufre	No menciona	No menciona	6.4 mg/Kg	0.33 mg/l
Carbono	No menciona	No menciona	1.1 g/Kg	0.23-0.30
Aluminio	No menciona	No menciona	0.04 mg/Kg	No menciona
Boro	No menciona	No menciona	0.56 mg/Kg	No menciona
Zinc	No menciona	No menciona	No menciona	0.05mg/l

Fuente: ^a (Pötsch, Pfundtner, Resch, & Much, 2004); ^b (Zethner, Pfundtner, & Humer, 2002); ^c (Clarke, Lai, Lai, Jensen, & Hardin, 2008); ^d (Calderón, 1980).

El Biosol que se puede obtener como producto de la biodigestión puede estar entre el 10%-25% dependiendo de la tecnología usada para separarlo del bioabono o fango de salida del biodigestor. En la Tabla 11 se muestra la composición del biosol encontrado luego de la fermentación de estiércol vacuno.

Tabla 11. Características generales del Biosol después de la fermentación de estiércol vacuno

Componentes	[%]
Agua	15.7
Sustancia orgánica seca	60.3
pH	7.6
Nitrógeno total	2.7
Fósforo P ₂ O ₅	1.6
Potasio K ₂ O	2.8
Calcio (CaO)	3.5
Magnesio (MgO)	2.3
Sodio (Na)	0.3
Azufre (S)	0.3
Boro (B) (ppm)	64.0

Fuente: (Aparcana, 2005).

Capítulo 2

Estado del Arte

En este capítulo se describe la panorámica internacional de la implementación de biodigestores. Se considera la aplicación de biodigestores por zonas geográficas, como África Subsahariana, Asia y Latinoamérica. También se menciona los esfuerzos por utilizar biodigestores en la sierra peruana. Además se incluyen referencias bibliográficas sobre las investigaciones llevadas a cabo sobre el proceso de biodigestión, incluyendo el estado del arte de las principales publicaciones referidas a la biodigestión continua, producción de biogás, aspectos energéticos del biogás, degradación de compuestos y modelos matemáticos del proceso de biodigestión. Finalmente se presenta la situación del biogás en el mundo durante la última década, considerándose los países que lideran la producción de biogás en Europa e implementación de biodigestores. Se relaciona la producción de biogás en el Perú con la producción energética del país y se presentan las principales fuentes de bioenergía en el país.

2.1. Aplicación de los biodigestores en el mundo

Frente a los graves problemas ambientales que trae consigo el uso indiscriminado de combustibles fósiles, se llevan a cabo estudios sobre nuevos recursos energéticos renovables. El biogás es una de las opciones más interesantes, no solo por ser una fuente de energía renovables sino porque puede ser generada en países subdesarrollados y en vías de desarrollo. En países africanos y asiáticos, como India, China y países subsaharianos, la aplicación de métodos de producción de biogás, biodigestores, está en auge ya que logra afrontar la demanda energética del sector rural. Cabe resaltar que la producción del biogás conlleva una gestión de los residuos agrícolas y/o urbanos, lo que aumenta la calidad de saneamiento y reduce la contaminación. En contraste existen aplicaciones a gran escala llevadas a cabo en Europa, donde se aplica la última tecnología enfocada a resolver

problemas causados por la deposición final de elevados volúmenes de residuos orgánicos urbanos y agrícolas, así como también para solucionar problemas de índole energética dirigidos a reducir la tasa de consumo de combustibles fósiles. La generación eléctrica por biomasa (biogás de plantas de tratamiento de aguas residuales así como de plantas de residuos) en Alemania ha alcanzado el 8% (49.04 TWh) del total de energía generada en este país en el 2014 (Strom Report, 2015), equivalente a la producción energética total en nuestro país el mismo año (42.8 TWh) (MINEM, 2015). En el Anexo A Tabla 1 se aprecian algunas de las aplicaciones realizadas en el mundo. A continuación se mostrarán los actuales planes de desarrollo e implementación de plantas generadoras de biogás y biodigestores domésticos:

2.1.1. Países africanos

En estos países aproximadamente el 95% de la población utiliza la biomasa para cocinar o en la calefacción (Brew-Hammond, 2010), sin embargo el uso de biomasa en cocinas es ineficiente (Karekezi, Disseminating renewable energy technologies in Sub-Saharan Africa, 1994), lo que provoca una mala cocción de los alimentos. También se emiten considerables cantidades de humos que provocan graves problemas de salud en la población. Si se analiza desde el punto energético, los combustibles fósiles se concentran en pocos países, es así que el 80% del petróleo y 76% del gas natural de la región se encuentran en Nigeria y Angola, a igual manera el 90% de las reservas de carbón se encuentran en Nigeria y Sudáfrica (Karekezi, 2002). Frente a este panorama se han implementado planes para implementar biodigestores domésticos en Kenia (1950), Uganda (1950), Tanzania (1975), Sudáfrica (2001), entre otros países subsaharianos (Winrock International, 2007). El principal diseño utilizado es el de domo fijo debido a que puede mantenerse operativo por muchos años.

Además se observó que es más fácil implementar en zonas donde no se lleva a cabo el pastoreo de ganado (Mwirigi, 2011). La Iniciativa Africana del Biogás tiene como objetivo al 2020 construir 2 millones de plantas de biogás con una tasa de operación del 90% (Wim & Tinashe, 2007). Los principales problemas que han afrontado a lo largo del desarrollo del programa es la variación en el diseño, falta de personal calificado para el mantenimiento de los biodigestores, el pequeño número de cabezas de ganado, el costo de la construcción y la falta de agua.

2.1.2. Países asiáticos

En el año 2010 China implemento 5 millones de plantas de biogás, elevando la cantidad de unidades operativas a 40 millones. India construyó 150 000 unidades ente el año 2010 y el año 2011, bajo el Programa Nacional de Biogás y Gestión de Residuos, elevando el número de plantas de biogás a 4.4 millones. Nepal presenta el mayor número de biodigestores instalados, aproximadamente 200 000, desde el inicio del Programa de Apoyo al Biogás en 1992. Países como India y China tienen la mayor población de ganado del mundo como se observa en la Tabla 12, lo que favorece enormemente la promoción de esta tecnología.

Tabla 12. Población de ganado por país

País	Cabezas de ganado	Porcentaje mundial
India	301 600 000	31.05
Brasil	219 093 000	22.55
China	100 250 000	10.32
Estados Unidos	91 988 000	9.47
Unión Europea	88 600 000	9.12
Argentina	51 995 000	5.35
Australia	26 150 000	2.69
Rusia	18 665 000	1.92
México	16 450 000	1.69
Uruguay	12 063 000	1.24
Canadá	11 930 000	1.23
Nueva Zelanda	10 283 000	1.06
Egipto	6 725 000	0.69
Bielorrusia	4 405 000	0.45
Japón	3 765 000	0.39
Ucrania	3 550 000	0.37
Corea del Sur	3 058 000	0.31
Total mundial	970 570 000	100

Fuente: (Cook, 2016)

Otro factor importante es el costo de construcción, en la Tabla 13 se observa que el costo es mucho menor que en los países africanos. La facilidad de subsidios y créditos facilita la implementación de estos sistemas de generación de biogás. En Bangladesh, el 86% de las plantas de biogás son financiadas a través de créditos, mientras que en Indonesia y Camboya se financian el 84% y el 54% respectivamente. En China los granjeros reciben un subsidio para cubrir el 69% de la construcción (Netherlands Development Organisation, 2011).

Tabla 13. Plantas de Biogás apoyada por el programa de la Organización Holandesa para el Desarrollo (SNV)

	Inicio del Programa	Instalaciones antes del 2010	Instalaciones en el 2010	Instalaciones en la primera mitad del 2011	Costo de inversión promedio (USD)
Asia					
Nepal	1992	204 603	20 753	16 551	663
Vietnam	2003	75 831	24 511	8464	621
Bangladesh	2006	10 019	5688	3022	488
Camboya	2006	6402	3744	2854	430
Laos	2007	1029	937	227	448
Pakistán	2009	67	520	420	505
Indonesia	2009	62	1581	1500	660
África					
Ruanda	2007	434	627	395	1339
Etiopia	2008	128	731	605	800
Tanzania	2008	106	1021	546	710
Kenia	2009	3	837	1044	947
Uganda	2009	43	583	560	741
Burkina Faso	2009	0	112	208	808
Camerún	2009	23	49	16	858
Benín	2010	0	22	0	1211
Senegal	2010	0	14	127	898
Total		298 750	61 729	36 539	

Fuente: (Netherlands Development Organisation, 2011).

2.1.3. Países latinoamericanos

En países latinoamericanos se han construido biodigestores caseros desde el año 1980 en zonas rurales de Colombia y Costa Rica, y en la sierra peruana y boliviana. Sin embargo la mala selección de usuarios y la posterior carencia de asistencia técnica provocaron el fracaso de estos proyectos. Desde 1986, en Bolivia se han implementado biodigestores enfocados en los beneficios del biogás como combustible para la cocina. En estos proyectos se utilizó

el modelo de biodigestor de cúpula fija, que consta de un contenedor de los residuos orgánicos y de una cúpula fija donde se almacena el biogás producido. Para la construcción de un biodigestor era necesario el transportar material de construcción, como cemento, arena y acero, a las zonas rurales; así como de un experto albañil para la correcta construcción de la cúpula evitando cualquier fuga. Todo esto incremento el costo total del proyecto. En el 2006 se comenzó a construir el modelo tubular, su costo de construcción e instalación era 50% menor que el modelo chino y puede ser implementado es regiones con clima frío, utilizando un invernadero. Un estudio reciente en Bolivia muestra que un biodigestor de cúpula de 6 m³ cuesta US\$ 1004 y uno tubular de 11.3 m³ cuesta US\$ 503 (Martí-Herrero, Acosta-Bedoya, & Gonzales, 2013). Su vida útil es menor aproximadamente 5 años a comparación con la del modelo de cúpula fija, sin embargo en un periodo de 20 años de funcionamiento el modelo tubular tiene un costo de \$1088. En el 2014 se llevó a cabo un estudio comparativo de la producción en condiciones de elevada altura del modelo de cúpula fija y el modelo tubular, la producción del biodigestor de cúpula fija era de 0.35-0.7 (m³ de biogás/m³ de biodigestor/día) y la del tubular 0.09-0.47 (m³ de biogás/m³ de biodigestor/día) (Garfí, Cadena, Pérez, & Ferrer, 2014). Esto se debe a la relación sustrato-agua que para el biodigestor de cúpula fija es 1:1 y para el tubular es 1:3.

En Brasil se han llevado a cabo proyectos de generación bioenergética; como el que se realiza en el estado de Sao Paulo por la Compañía de Saneamiento SABESP, este genera energía a través del biogás producido por el tratamiento de aguas residuales en la Planta de Tratamiento de Barueri. Sin embargo los principales proyectos se enfocan en la zona rural de Brasil, considerando que la población dedicada a la agricultura es 13.8 millones de personas o 77% de la población nacional. En el 2009 se inició el proyecto Condominio de Agroenergía para la Agricultura Familiar (CAAF) en Sanga Ajuricaba, este proyecto demostró la viabilidad de la transición de los pasivos ambientales del sector agrícola en generación de energía eléctrica y fertilizantes (Coimbra-Araujo, y otros, 2014).

2.1.4. Perú

En el 2007 en el departamento de Cajamarca se inició un plan piloto con la instalación de digestores tubulares de bajo costo adaptados para la zona andina (Ferrer, y otros, 2011). Este proyecto fue llevado a cabo por una asociación de ONGs (Acción Práctica de Perú, Ingenieros sin fronteras de España y Energía Verde de USA). Se instalaron 12 digestores en comunidades rurales ubicadas a 3300 m.s.n.m. al igual que una planta piloto en el Instituto Nacional de Innovación Agrícola (INIA) en la capital de Cajamarca con el objetivo de caracterizar la operación de los digestores que operan a gran altitud. El principal objetivo del proyecto era mejorar la calidad de vida de las familias rurales, sustituyendo la tradicional biomasa (leña) por biogás y reduciendo así los gastos por combustible o fertilizantes. También se buscó reducir la emisión de gases de efecto invernadero, la demanda de madera y el tiempo invertido en la recolección de esta.

En el 2012 se habían instalado un total de 360 biodigestores domésticos, de los cuales casi la mayoría se encuentran actualmente en desuso, debido a la falta de interés por parte de los propietarios, poca capacitación y asistencia técnica; y al carácter asistencialista que tuvieron pues las reparaciones generan una dependencia de la empresa que proporciona la tecnología (Acosta, Martí, & Gonzales, 2012). Sin embargo cabe resaltar las experiencias de carácter privado, como la Central Térmica de Huaycoloro (Callao) que genera, a partir de residuos

urbanos, 4.8 MW de electricidad que vende al SEIN (Petramás, 2013), el caso de la empresa avícola La Calera (Chincha) que produce 6600 m³/día de biogás a partir de estiércol de aves para satisfacer su demanda energética interna (Flores-Cabral, 2012), así como también la empresa Industrias Palmas del Espino que genera 2 MW a partir de los aguas residuales de la industria de la palma aceitera en Tocache, San Martín.

2.2. Investigaciones sobre biodigestores

Dentro del marco de la disminución de la emisión de gases contaminantes para la atmósfera y la mejora de la gestión de residuos se ha formulado una solución atractiva no solo por la reducción de estas, sino por la producción de biogás y fertilizantes de alta calidad, los biodigestores. A lo largo del planeta se ha investigado el proceso que se lleva a cabo dentro de los biodigestores, así como la forma de incrementar su eficiencia. De este modo se han desarrollado diferentes alternativas dependiendo de las necesidades y los recursos con que se cuenta. A continuación se mencionaran las más resaltantes de los últimos años:

2.2.1. Biorreactor continuo

Es creciente la necesidad de definir una administración óptima de los recursos hídricos, por tal motivo el reciclaje y reutilización de aguas residuales está siendo llevado a cabo por muchas ciudades en el mundo. Un esquema sencillo de un biorreactor dedicado a esta tarea se puede observar en la Figura 7.

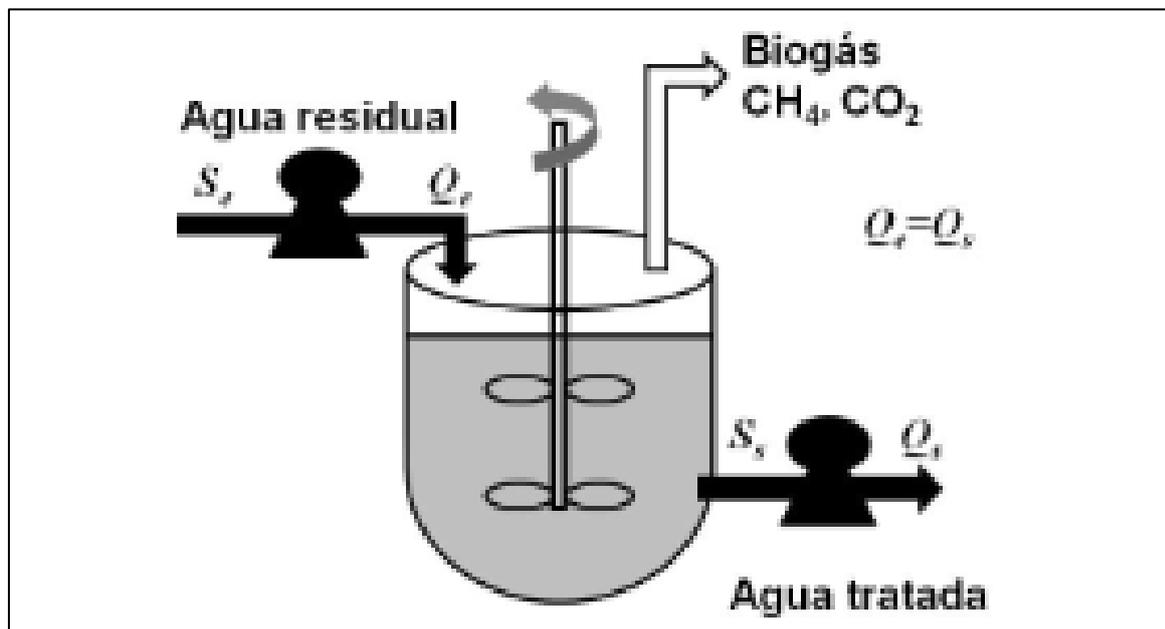


Figura 7. Configuración de un reactor anaerobio continuo con agitación.

Fuente: (Carlos-Hernández, Sanchez, Béteau, & Diaz-Jimenez, 2014).

Actualmente uno de los mecanismos más utilizados para el tratamiento anaeróbico de aguas residuales es el reactor completamente agitado operando en modo continuo, este presenta dos grandes inconvenientes: la expulsión continua de bacterias debido a la extracción de agua tratada y el efecto de lavado o ausencia total de microorganismos (Lyberatos & Skiadas, 1999). En el 2014 Carlos-Hernández realizó un estudio sobre el filtro de biomasa (sustratos) que consiste en inmovilizar las bacterias en soportes sólidos, se compararon los procesos

con y sin filtro de biomasa considerando variaciones en las condiciones iniciales y variables de entrada. Se elaboró un modelo no lineal donde se estudió la estabilidad local (mediante el análisis de polos y ceros), el comportamiento global (analizando la respuesta frente a una entrada escalón) y el efecto de las condiciones iniciales en las regiones de atracción a los puntos de equilibrio (mediante el análisis de retratos de fase), de lo cual se concluyó que:

- Durante la fermentación con agitación sin filtro de biomasa (sustratos) se observa que pequeñas variaciones en la carga de entrada conduce al proceso a un punto de lavado o ausencia total bacterias activas.
- La inmovilización de bacterias por soportes sólidos mejora la estabilidad aumentando la región de atracción al punto de tratamiento u operación óptima y disminuyendo la región de atracción al punto de lavado. Por tanto se puede observar una gran cantidad de bacterias activas en el interior del reactor y un aumento de la capacidad de carga de sustratos de entrada, produciéndose una mayor cantidad de metano.

2.2.2. Biorreactor de membrana

La producción de biocombustibles está teniendo un crecimiento acelerado lo que conlleva a plantear medidas de control sobre los residuos de los procesos de producción. Por ejemplo; la producción de un litro de etanol genera 20 litros de aguas residuales, esta contiene una demanda biológica (DBO) y química de oxígeno (DQO) en el orden de 60-100 g/L y 35-60 g/L respectivamente (Xinxin, y otros, 2012). Para paliar este efecto contaminante se han diseñado reactores anaeróbicos de membrana -entre otros modelos- para producir biogás a partir de las aguas residuales. El diseño de biorreactor de membrana presenta ventajas sobre los otros como mejor calidad del agua tratada a la salida del reactor, una elevada tasa de ingreso de agua y una baja producción de lodos residuales no degradables (Skouteris, Hermosilla, Lopez, Negro, & Blanco, 2012)

En el 2014 se llevó a cabo una investigación sobre la biodigestión anaerobia de melazas por medio de un reactor de membrana sumergible vibratoria y no vibratoria (De Vrieze, y otros, 2014). Se hizo una comparación entre un biorreactor anaerobio de membrana de alta carga, un biorreactor de membrana no vibratoria de baja carga y un biorreactor de membrana vibratoria de baja carga. De esta investigación se resalta lo siguiente:

- La biodigestión anaerobia de melazas en un reactor con recirculación de biogás operado con un bajo tiempo de retención hidráulica (biorreactor de membrana no vibratoria de baja carga) presentó una producción estable de metano a diferencia de uno con elevado tiempo de retención (biorreactor anaerobio de membrana de alta carga). Entre las posibles causas se consideró la alta concentración de sal en la melaza, lo que se traduce en una elevada conductividad. Esto produce efectos negativos sobre las bacterias metanogénicas, llegando incluso a la inhibición o suspender del proceso. Es necesario que se diluya el sustrato que ingrese al reactor.
- Para el reactor de membrana vibratoria se utilizó un sistema de inducción magnética para producir la vibración. El metano recircula por la membrana para limpiarla, sin embargo el sistema de captación, compresión y reinyección del biogás presenta problemas prácticos en las aplicaciones. La recirculación de biogás no afecta la biodigestión.

2.2.3. Biohidroxilación del metano

El metano producido tras la biodigestión puede ser transformado en metanol o ácido fórmico, los cuales son de mayor valor. El proceso utilizado para producir metanol se conoce como hidroxilación, es llevado a cabo por una bacteria metano mono-oxigenase en presencia de oxígeno. En la Figura 8 se puede observar el proceso de asimilación de metano que realizan las bacterias aerobias metanotróficas, también se observa que el proceso de oxidación no se detiene en la producción de metanol sino que continúa hasta la producción de dióxido de carbono. Por tanto se debe detener este proceso después de la oxidación de metano en metanol inhibiendo la actividad del metanol deshidrogenasa (MDH) con adición de fosfatos y NaCl, así como adicionar formiato de sodio para regenerar coenzimas nicotin adenin dinucleótido (NAD), cuya función principal es el intercambio de electrones en la producción de energía de las células, requeridas para la reacción de hidroxilación (Kim, Han, & Kim, 2010).

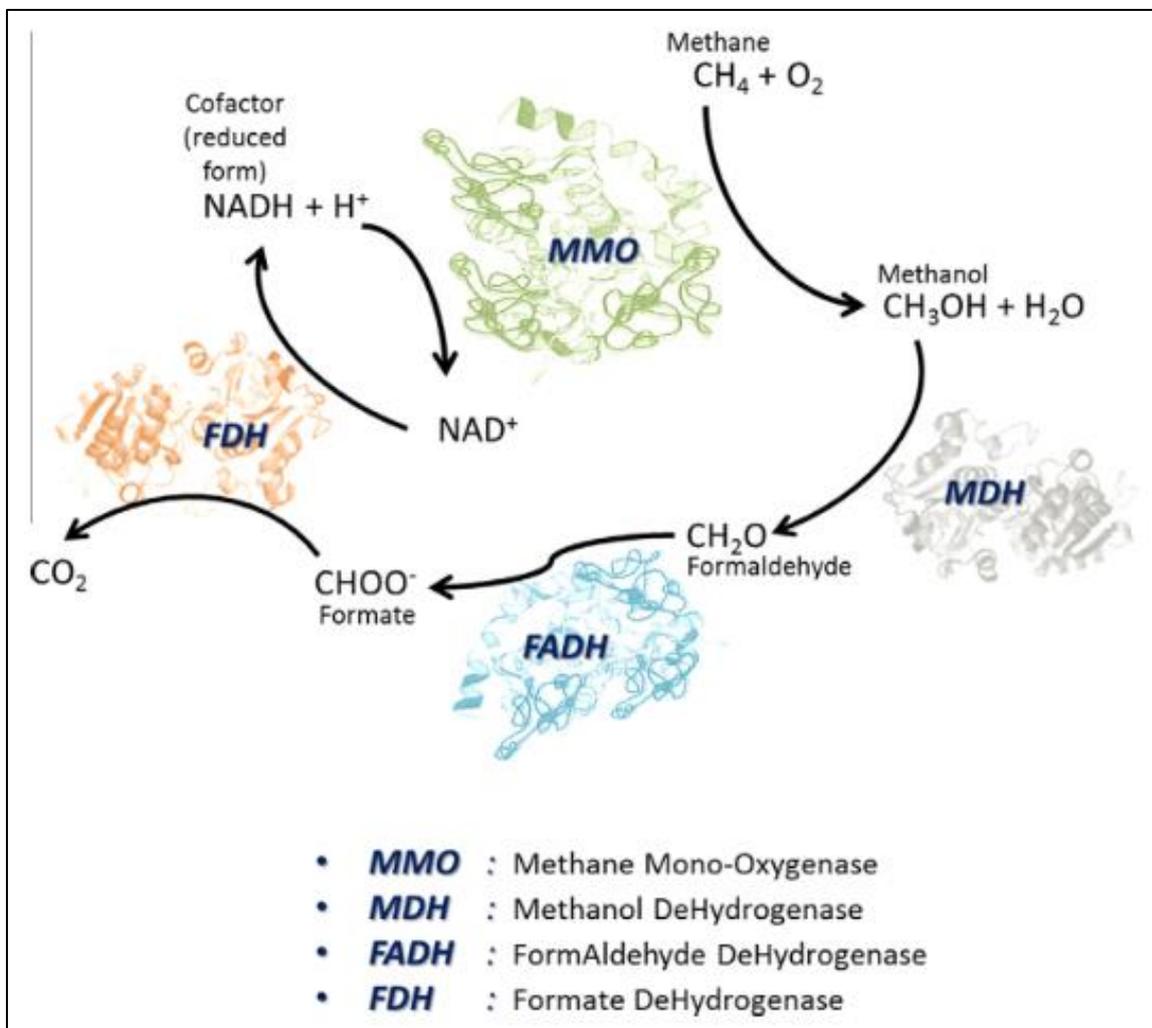


Figura 8. Vía metabólica usada por las bacterias metanotróficas para la oxidación de metano.

Fuente: (Tabata & Okura, 2008).

Durante el estudio se comparó el biorreactor Batch con un biorreactor de membrana, este constaba del acoplamiento de un biorreactor con dos contactores de membrana macroporosa alimentados separadamente con el metano o el aire. En este reactor, la colonia bacteriana se encuentra suspendida en la carcasa de los contactores, permitiendo así la alimentación

continua de los sustratos gaseosos en el medio de reacción. De esta investigación se resalta lo siguiente:

- La aplicación de la hidroxilación microbiana de metano en un biorreactor plantea problemas en términos de eficacia en la transferencia de masa y en la seguridad vinculada a la naturaleza gaseosa de los sustratos gaseosos explosivos (metano y oxígeno).
- El uso del biorreactor de membrana dio lugar a una transferencia de masa óptima, evitando la formación de burbujas o mezclas de gases peligrosos.

2.2.4. Potencial de biodigestores para mejorar la fertilidad del suelo y la producción de cultivos en África Subsahariana

Debido a la demanda alimenticia de países africanos, especialmente los subsaharianos, se ha llevado a cabo un estudio del impacto de los lodos producidos tras la biodigestión en la producción de fertilizantes. Si se compara los lodos producidos por la biodigestión con los desechos frescos durante su respectivo compostaje, los lodos presentan una mayor aplicación que los desechos frescos. Compost a base desechos frescos presentan una pérdida de nitrógeno de aproximadamente 46% durante 86 días de almacenamiento, en cambio durante la digestión anaerobia los lodos presentaron una pérdida de 18% en el mismo tiempo (Thomsen, 2000). Los biorreactores con domo cerrado evitan las pérdidas de nitrógeno y fósforo durante la digestión anaerobia de los lodos. La digestión anaerobia provee de una fuente de nutrientes inmediata que se aplica según se requiera. Sin embargo se debe evitar el aumento de la concentración de $\text{NH}_4\text{-N}$, por su toxicidad para las plantas. La concentración de ácidos grasos volátiles presentes en los lodos permite la retención de nutrientes, que actúan como fuente de vitamina C y nutrientes requeridos para la descomposición (Kirchmann & Lundvall, 1993). Por tal motivo es conveniente aplicarlo de a pocos y con frecuencia para evitar la pérdida de nitrógeno por volatilización en climas cálidos (Moller, Stinner, Deuker, & Lethold, 2008). Si se aplica una sola vez al comienzo de la temporada de cultivo las pérdidas de nutrientes serán comparables con las de los compost a base de residuos orgánicos. Para evitar esto debe ser mezclado con material rico en vitamina C, la cual es una práctica muy utilizada en Etiopía (Smith, 2011).

2.2.5. Potencial de la yuca y aplicaciones tecnologías para la producción sostenible de biogás en Sudáfrica

Gracias a esfuerzos conjuntos de organismos gubernamentales y no gubernamentales como la UNICEF (Fondo de las Naciones Unidas para la Infancia), IFAD (Fondo Internacional de Desarrollo Agrícola) y la CIAT (Centro Internacional de Agricultura Tropical) se está promoviendo el cultivo de la yuca en países africanos subsaharianos. Esta planta representa un enorme potencial para aplicaciones alimenticias y no alimenticias, como la producción de biogás. La yuca puede ser usada como sustrato principal o en una mezcla con excretas animales. La digestión de la yuca con otros sustratos mejora la producción de gas debido al balance de nutrientes, pH y alcalinidad (Carlos-Hernández, Sanchez, Béteau, & Diaz-Jimenez, 2014). La Tabla 14 resume los estudios realizados sobre la yuca como sustrato de la biodigestión.

Tabla 14. Estudios sobre el biogás que implican la yuca y sus productos

Sustratos	Método	Producción de biogás (m ³ kg ⁻¹ VS)	Máximo contenido de metano	Referencias
Yuca seca, estiércol de vaca y lodo	Biodigestor continuo de dos fases, mesofílico; capacidad del tanque de ácido de 6 L y del tanque de metano de 21 L	13.2 L por kg VS	64 %	(Lansing, Martin, Botero, Da Silva, & Da Silva, 2010)
Raíces de yuca (100 g/L) y estiércol de gallina	Biodigestor tipo Batch de una sola fase, mesofílico; capacidad de 50 L.	1.95 por 5 L de melaza de yuca, 564 por 50 L	68 %	(Rattanachomsri, Tanapongpitat, Eurwilaichitr, & Champreda, 2009)
Aguas residuales de tapioca; estiércol de vaca	Biorreactor de polietileno anaerobio.	1.23 por litro de agua residual.	n.d.	(Bond & Templeton, 2011)
Cáscaras de yuca y desechos frescos de vacas o cerdos.	Biodigestor tipo Batch, mesofílico	35	n.d.	(Sirirote, Thnaboripat, & Tripak, 2010)
Cáscaras de yuca, estiércol de vaca y orina de vaca	Biodigestor tipo Batch, mesofílico	Orina de vaca (87.5), estiércol de vaca (124.3), cáscara de yuca (87.1)	Orina de vaca (76%), estiércol de vaca (68%), cáscara de yuca (51%)	(Mulyanto & Titiresmi, 2005)
Residuos de yuca y aguas residuales de destilería	Biodigestor tipo Batch, termofílico	n.d.	259.46 mL/g-VS	(Zhang, y otros, 2011)
Residuos líquidos de yuca y lodos	Biodigestor tipo Batch, termofílico, dos fases.	Producción de biogás no determinado, producción de hidrogeno 74 mL por gramo de solidos volátiles	62%	(Thang, Kanda, & Kobayashi, 2010)

Fuente: (Okudoh, Trois, Workneh, & Schmidt, 2014).

2.2.6. Comparación entre gas natural y biogás

En el 2014 Brizi llevó a cabo un estudio en Brasil sobre el uso de biogás en la cogeneración. Se entiende como cogeneración a la producción simultanea de energía eléctrica y calor. El estudio se hizo sobre un sistema independiente de la red eléctrica, constituido por un motor de combustión interna, asociado a un generador eléctrico y a dos intercambiadores de calor y acoplados a un enfriador por absorción. El motor fue diseñado para trabajar con gasolina, GLP, gas natural o biogás como combustible, genera un potencia de aproximadamente 13

kW, con esta potencia se impulsa al generador alcanzando una eficiencia del 97%. El agua de la camisa del motor tiene un intercambiador de calor en lugar de un radiador, de tal modo que se aprovecha para la producción de agua caliente (aproximadamente a 60 °C). Los gases de escape previamente filtrados ingresan a un segundo intercambiador de calor, donde se reduce su temperatura para así ingresar al enfriador por absorción. Los resultados de esta investigación se indican a continuación en la Tabla 15 donde se compara el trabajo producido, los flujos de calor, las pérdidas energéticas entre otros parámetros analizados.

Tabla 15. Balance energético

	Nomenclatura	Gas natural	Biogás
Flujo de calor de la combustión	Q_{fuel}	50.71 kW	52.29 kW
Trabajo de salida	W_{out}	13.20 kW	13.20 kW
Flujo de calor del sistema de refrigeración del motor	Q_{cool}	14.23 kW	14.23 kW
Flujo de calor de gases de escape	Q_{ex}	12.77 kW	16.04 kW
Pérdidas mecánicas y de radiación	Q_{loss}	10.51 kW	8.82 kW
Flujo de energía por combustión	E_{fuel}	50.71 kW	52.29 kW
Pérdidas en el motor	ICE_{loss}	10.51 kW	8.82 kW
Electricidad producida	E_{el}	12.8 kW	12.8 kW
Pérdidas en el motor		0.4 kW	0.4 kW
Agua caliente producida por sistema de enfriamiento	E_{hot}	12.1 kW	12.1 kW
Pérdidas en el primer intercambiador de calor	HE1	2.13 kW	2.13 kW
Agua caliente producida por gases de escape	E_{hot}	1.97kW	0.38 kW
Pérdidas en el segundo intercambiador de calor	HE2	1.92 kW	2.41 kW
Agua fría producida	E_{cold}	5.15 kW	7.66 kW
Pérdidas en el enfriador por absorción	AM_{loss}	3.73 kW	5.59 kW

Fuente: (Brizi, y otros, 2014).

De los estudios que se llevaron a cabo determinaron que el coeficiente de calor específico a presión constante del gas natural es mayor que el del biogás, $C_p(\text{GAS NATURAL}) > C_p(\text{BIOGÁS})$. Por tal motivo el gas natural intercambia más calor con el agua produciéndose más agua caliente, sin embargo el biogás retiene más calor, lo que favorece la producción de agua fría.

2.2.7. Cocinas de biogás

En 2013 Grima-Olmedo llevó a cabo una investigación sobre el rendimiento de una cocina utilizando dos tipos de biogás uno proveniente de un biodigestor (BB) y otro de un vertedero (LB). Se utilizó un sistema controlado como se aprecia en la Figura 9. El sistema consta de

una cocina nacional con conexiones para el uso del biogás, además de un sistema de regulación y medición.

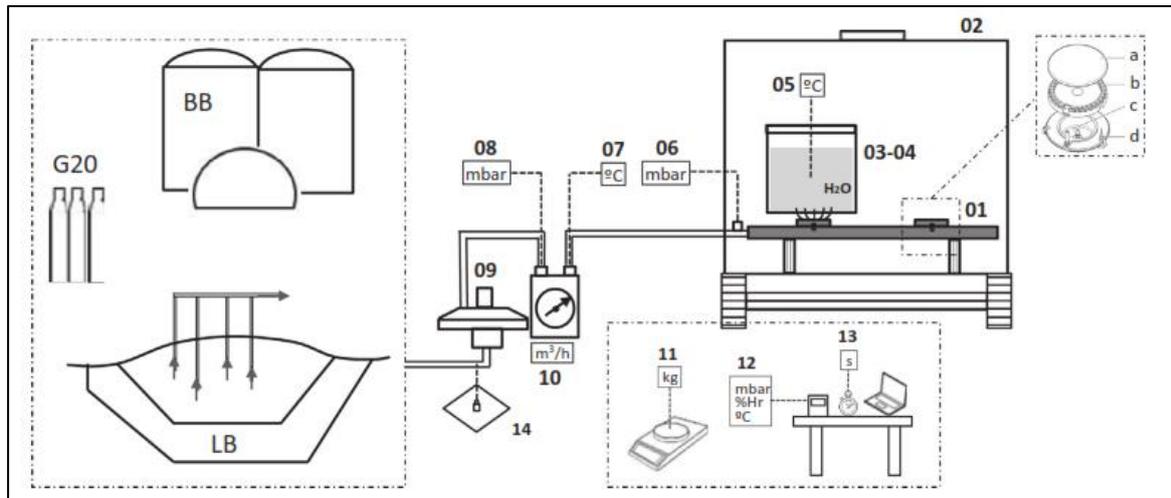


Figura 9. Esquema del sistema: cocina (1), equipo de ensayo (2), recipiente de aluminio (3, 4), sonda de inmersión (5), manómetro digital (6, 8), termómetro digital (7), regulador de gas (9), medidor de flujo de gas (10), balanza electrónica (11), estación meteorológica (12), cronómetro (13), bolsa Tedlar (14).

Fuente: (Grima-Olmedo, Ramirez-Gomez, & Alcalde-Cartagena, 2014).

Al examinar ambos tipos de biogás se comparó con una referencia, que en este caso fue el gas G20 que se utiliza en las pruebas de certificación de los sistemas de gas. En la Tabla 16 se aprecia la composición del biogás de vertedero y biogás de biodigestor.

Tabla 16. Composición de los gases estudiados

Composición	Biogás de vertedero	Biogás de biodigestor	C20
CH ₄ (%)	51.45	66.35	100
CO ₂ (%)	34.20	32.75	-
O ₂ (%)	2.05	0.15	-
N ₂ (%)	12.10	0.60	-

Fuente: (Grima-Olmedo, Ramirez-Gomez, & Alcalde-Cartagena, 2014).

En la Tabla 17 se comparan las propiedades del gas natural, biogás obtenido de vertedero y de un biorreactor.

Tabla 17. Propiedades de gases estudiados

Propiedad	Biogás de vertedero	Biogás de biodigestor	C20
Alto poder calorífico (MJ/m ³)	20.52	26.45	37.78
Bajo poder calorífico (MJ/m ³)	18.49	23.8	34.02
Densidad relativa	0.945	0.870	0.555

Fuente: (Grima-Olmedo, Ramirez-Gomez, & Alcalde-Cartagena, 2014).

Tras el ensayo se obtuvo que el rendimiento energético del biogás proveniente del biodigestor era 4.4% menor que el del gas G-20 y el rendimiento del biogás proveniente del vertedero fue 31.7% inferior. Esto se obtuvo a una presión de 10 mbar, como se puede ver en la Figura 10.

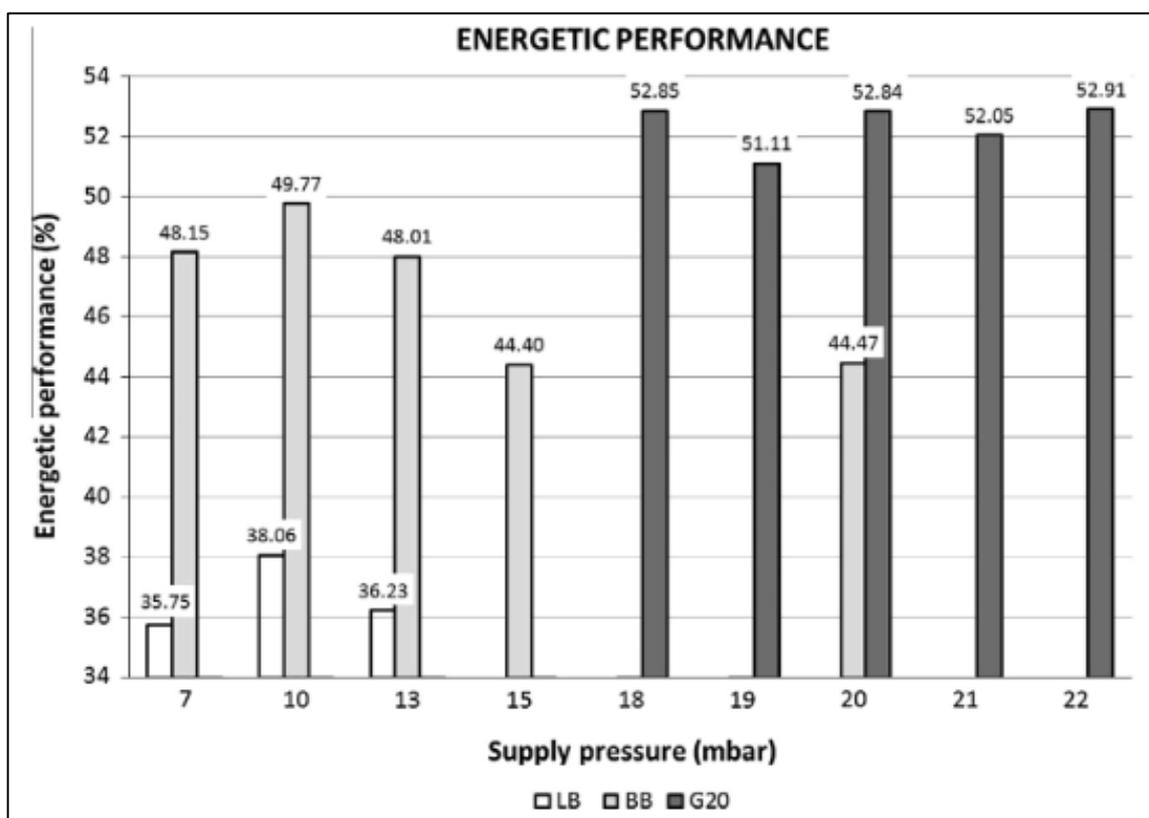


Figura 10. Rendimiento energético de los tres gases a diferentes presiones.

Fuente: (Grima-Olmedo, Ramirez-Gomez, & Alcalde-Cartagena, 2014).

La razón para el poco rendimiento del segundo fue la heterogeneidad del material del que procede. En la Tabla 18 se comparan las eficiencias de las diferentes clases de cocinas según el tipo de combustible.

Tabla 18. Eficiencia de diferentes tipos de cocinas

Cocina	Eficiencia de combustión (%)	Eficiencia global (%)
Biogás	99.4	45-57.4
Gas licuado de petróleo	97.7	53.6
Kerosene	96.5	49.5
Madera	90.1	22.8

Fuente: (Sasse, Kellner, & Kimaro, 1991).

En la Tabla 19 se muestran los resultados finales de la investigación, donde se comparan rendimiento energético, consumo, entre otros parámetros, del gas natural, biogás obtenido de un reactor y biogás obtenido de un vertedero.

Tabla 19. Consumo y rendimiento energético de los diferentes gases a diferentes presiones de suministro

Gas	Diámetro de salida del inyector (mm)	Presión de suministro (mbar)	Consumo (kW)	Rendimiento energético (%) \pm incertidumbre introducida por el aparato utilizado	Número de réplicas realizadas	Coefficiente de variación del rendimiento energético
G20	0.70	18	0.83	52.85 ± 0.05	1	-
		19	0.92	51.11 ± 0.05	2	2.40
		20	1.01	52.84 ± 0.05	3	0.61
		21	1.09	52.05 ± 0.05	1	-
		22	1.19	52.91 ± 0.05	1	-
BB	1.46	7	1.30	48.15 ± 0.05	1	-
		10	1.65	49.77 ± 0.05	2	0.66
		13	1.88	48.01 ± 0.05	1	-
		15	1.93	44.40 ± 0.05	3	1.58
		20	2.47	44.47 ± 0.05	1	-
LB	1.90	7	0.72	35.75 ± 0.04	1	-
		10	1.49	38.06 ± 0.04	3	0.47
		13	1.64	36.23 ± 0.04	1	-

Fuente: (Grima-Olmedo, Ramirez-Gomez, & Alcalde-Cartagena, 2014).

2.2.8. Métodos de degradación de Lignina

Los residuos agrícolas como el bagazo de la caña y cascarillas de arroz son utilizados en el proceso de codigestión, proceso de degradación de dos o más compuestos, para incrementar la producción de biogás. Estos residuos, conocidos como biomasa lignocelulósica, están compuestos generalmente por celulosa (40-50%), hemicelulosa (10-25%) y lignina (25-40%) (Collison & Thielemans, 2010). Sin embargo la degradación de esta biomasa es difícil debido a su resistencia a la actividad enzimática, proceso inicial de la biodigestión (Mussatto, Fernandes, Milagres, & Roberto, 2008).

Se han llevado a cabo investigaciones sobre métodos efectivos para degradar estos compuestos. En 2010, Tolba analizó la degradación electroquímica de la lignina utilizando electrodos de óxido de iridio. Se comprobó un aumento en la degradación y se aproximó la cinética del proceso a una función de primer orden (Tolba, Tian, Wen, Jiang, & Chen, 2010). En 2012, Chen estudió el efecto de la lacasa, enzima degradadora de lignina, en rastrojos de maíz que han sido almacenados en un silo.

Se observó que al almacenar los rastrojos se acelera el efecto de la lacasa sobre la lignina y aumenta la digestibilidad, o facilidad para ser degradado, de la lignina, celulosa y hemicelulosa (Chen, Marshall, Geib, Tien, & Richard, 2012). En 2013, Prado llevó a cabo una investigación sobre la degradación de la lignina con exposición a rayos UV, se concluyó que esta exposición aumenta la degradabilidad de la lignina y la cantidad de derivados que se producen (Prado, Erdocia, & Labidi, 2013). También se investigó sobre métodos de pretratamiento biológico para aumentar la descomposición de lignina alcalina con bacterias degradadoras de lignina y bacterias ácido-lácticas (Chang, Choi, Takamizawa, & Kikuchi, 2014).

2.2.9. Modelos matemáticos sobre la biodigestión

Para poder diseñar correctamente un biorreactor es necesario entender el mecanismo del proceso y la cinética bacteriana (tasa de crecimiento, inhibición y decaimiento celular). Se han desarrollado modelos para comprender con más detalle las etapas que comprenden el proceso de biodigestión. Los modelos del proceso deben describir los aspectos cualitativos y cuantitativos de las reacciones químicas, considerando la hidrodinámica y transferencia de masa en diversas configuraciones de reactores y bajo diferentes condiciones operacionales y ambientales. Sin embargo, llegar a este nivel de modelamiento es muy complicado; esto se debe a la complejidad del proceso, la presencia de diferentes colonias bacterianas, el cambio inesperado de las concentraciones de compuestos y bacterias varían de forma desconocida con cambios en el tiempo de retención, temperatura, entre otras condiciones de operación. Se simplifica la simulación al asumir que los compuestos complejos tienen una composición general, es decir se expresan como un conjunto de lípidos, carbohidratos, proteínas, entre otros (Yu, Wensel, Ma, & Chen, 2013). Entre los modelos desarrollados, los que presentan mejor estas suposiciones son: el modelo de Angelidaki y el Modelo de Digestión Anaeróbica N° 1 (ADM1, por sus siglas en inglés).

- A. Modelo Comprensivo de la Bioconversión Anaeróbica de Sustratos Complejos en Biogás** (Angelidaki, Ellegaard, & Ahring, A Comprehensive Model of Anaerobic Bioconversion of Complex Substrates to Biogas, 1999): Este modelo simula las etapas de degradación de los sustratos y productos intermedios, así como sus interacciones entre ellos. El sustrato inicial está compuesto por carbohidratos insolubles, proteínas insolubles y lípidos, la hidrólisis enzimática solo afecta a los carbohidratos y proteínas. En el caso de la hidrólisis de lípidos, esta es combinada con la acidogénesis de glicerol, resultando en una etapa llamada como lipólisis. De igual manera con la acetogénesis del ácido propiónico y butírico, el modelo combina esta etapa con la metanogénesis hidrogenotrófica, razón por la que este paso se omite en la formulación del modelo. Angelidaki afirma que a causa de estas combinaciones existe una pérdida de información, sin embargo el consumo de hidrógeno es relativamente más rápido en comparación con la degradación de ácido propiónico o butírico, por lo que esta pérdida no es significativa. El modelo incluye 8 colonias bacterianas: lipolíticas, acidogénicas fermentadoras de monosacáridos, de aminoácidos, acetogénicas degradadoras de ácidos grasos volátiles de cadena larga (LCFA), ácidos grasos volátiles (propiónico, butírico y valérico) y metanogénicas acetilclásticas. La hidrólisis se asume como una reacción, de primer orden, inhibida por la concentración de ácidos grasos volátiles totales. Reacciones

acidogénicas, acetogénicas y metanogénicas siguen el modelo Monod de cinética de crecimiento bacteriano, afectado por la temperatura, valor de pH y la concentración de amoníaco.

- B. Modelo de Digestion Anaerobica N° 1 (ADM1)** (Batstone, Keller, Angelidaki, Kalyuzhnyi, & Pavlostathis, 2002): Este modelo a diferencia del anterior incluye una etapa de desintegración, donde la materia orgánica compleja se descompone en carbohidratos, proteínas, lípidos y partículas inertes. Este modelo si considera la metanogénesis hidrogenotrófica, por lo que no combina las etapas; incluye la concentración de bacterias inactivas que aumenta por el decaimiento (muerte) celular de las colonias bacterianas. Reacciones extracelulares (hidrólisis) son modelas como reaccione de primer orden y las reacciones intracelulares (acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis) siguen el modelo de Monod. El crecimiento bacteriano de todas las colonias es inhibido por el pH, la acetogénesis es inhibida por la concentración de hidrógeno y la metanogénesis acetoclástica es inhibida por la concentración de amoníaco. El modelo considera reacciones físico-químicas como la transferencia entre fases líquida y gaseosa y la disociación o asociación iónica, las cuales por ser reacciones más rápidas que las reacciones bioquímicas se pueden expresar algebraicamente.

2.3. Situación actual del biogás en el mundo

2.3.1. Producción actual de biogás en Europa

En el último informe elaborado por L'Observatoire des Energies Renouvelables (EurObserv'ER) se estima que en Europa la energía primaria procedente del biogás superó los 13.5 millones de toneladas equivalentes de petróleo, lo que supuso un aumento del 11.9% respecto al 2012. Sin embargo, debido a los cambios realizados en sus políticas de biogás por los dos principales productores (Alemania e Italia), este crecimiento es inferior al producido en años anteriores (17% entre 2011 y 2012). El país dominante que alcanza más del 50% de la producción primaria es Alemania. Luego se puede encontrar a Reino Unido e Italia, que aportan un 13.5% y 13.4%, respectivamente. En séptima posición se encuentra España, la cual junto a Austria son los únicos países, entre los quince principales productores, que han bajado su producción. En la Tabla 20 se compara la producción de biogás de diferentes países europeos.

Procedencia del biogás:

- El 69.8% del biogás procede de plantas industriales.
- El 20.7% de los vertederos.
- El 9.5% restante procede de plantas depuradoras de aguas residuales (tanto urbanas como industriales).

Tabla 20. Producción de biogás en Europa (ktep o tonelada equivalente de petróleo)

País	Vertedero		Depuradoras de agua residuales		Plantas Industriales		Total	
	2012	2013	2012	2013	2012	2013	2012	2013
Alemania	123.7	110.7	372.1	438.0	5925.6	6319.2	6421.4	6867.9
Reino Unido	1533.9	1538.2	269.7	286.2	0.0	0.0	1803.6	1824.4
Italia	364.7	403.2	42.0	48.6	772.0	1368.8	1178.8	1815.5
República Checa	31.7	28.9	39.4	39.6	303.8	502.5	374.9	571.1
Francia	166.5	180.7	43.4	43.4	184.4	212.6	394.4	436.7
Holanda	29.9	24.6	53.1	57.8	214.5	220.3	297.5	302.8
España	159.6	166.1	76.3	69.6	55.0	49.8	290.9	285.5
Austria	3.8	3.7	18.2	18.4	184.3	174,6	206.4	196.8
Bélgica	32.4	28.4	17.2	24.0	108.0	136,5	157.7	189.0
Polonia	53.7	51.5	79.3	80.1	34.9	49,8	168.0	181.4
Suecia	12.6	9.8	73.5	73.4	40.6	61,8	126.7	145.0
Dinamarca	5.5	5.1	21.4	23.1	77.7	82,7	104.7	110.9
Grecia	69.4	67.5	15.8	16.1	3.4	4,8	88.6	88.4
Hungría	14.3	14.3	18.7	20.1	46.8	47,8	79.8	82.2
Eslovaquia	3.1	3.4	13.8	14.8	45.1	48,5	62.0	66.6
Portugal	54.0	61.8	1.7	2.7	0.7	0,8	56.4	65.3
Letonia	18.4	7.0	5.7	3.0	27.8	55,0	51.9	65.0
Finlandia	31.6	31.8	13.9	13.9	12.4	13,4	57.9	59.1
Irlanda	43.0	36.8	7.5	7.9	5.4	3,5	55.9	48.2
Eslovenia	6.9	7.1	3.1	2.8	28.2	24,8	38.3	34.7
Rumania	1.4	1.5	0.1	0.1	25.9	28,4	27.3	30.0
Total	2760.1	2782.1	1185.9	1283.6	8096.5	8673.2	12043.1	13466.5

Fuente: (EurObserv'ER, 2014).

La distribución antes mencionada varía entre los distintos miembros de la Unión Europea. Alemania lidera la producción en el campo de la generación de biogás a partir de residuos agrícolas y ganaderos, tales como el estiércol de animales, cultivos energéticos, desechos de cosechas, cereales y hierbas, así como en la generación de biogás de depuradora. Al igual que Alemania, Italia, Austria y la República Checa han optado por promover el desarrollo de las plantas que tratan residuos agroindustriales y cultivos energéticos. En Reino Unido, España, Portugal e Irlanda la producción se basa en la generación de biogás de vertedero y en el caso de Suecia y Polonia la mayor producción de biogás procede de depuradoras. Según el informe publicado en 2014 por la EBA (Asociación Europea de Biogás), a finales de 2013 en Europa existían más 14 500 plantas de biogás en operación. Alemania es la primera potencia europea en este sector, alcanzando las 9035 plantas de producción de biogás como se aprecia en la Figura 11. Durante ese año cabe destacar el importante crecimiento que tuvo lugar en los países del centro de Europa: Hungría, la República Checa, Eslovaquia, y Polonia, donde se registró un aumento del 18%.

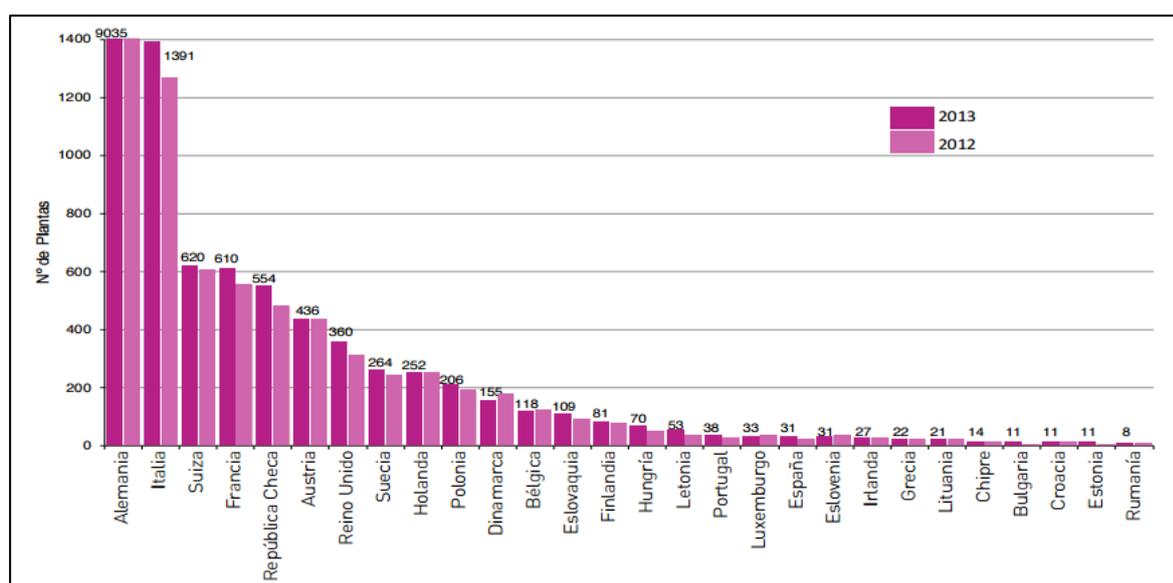


Figura 11. Plantas de Biogás en Europa.

Fuente: (EurObserv'ER, 2014)

2.3.2. Producción de biogás en Perú

Según el ministerio de energía y minas, se estima que las inversiones en el sector energético llegarán a US\$ 4632 millones para el 2015. El Perú es uno de los países de América Latina que posee uno de los más altos ratios de reservas de energía como potencia total/ capacidad, lo cual asegura costos de generación eléctrica más baratos. Sin embargo es un país que aún depende de recursos no renovables para la generación de energía, la obtención de energía a partir de combustibles fósiles abarca cerca de un 45 % de la generación energética. Esta forma de generación es la más cara entre todas y afecta enormemente al medio ambiente. En la Tabla 21 se aprecia el uso de recursos renovables se lleva a cabo en menor escala, de igual manera con el uso de biocombustibles.

Tabla 21. Tipos de energía en el Perú

Tipo de energía	Potencia Total (MW)	Capacidad instalada del país (MW)	Potencia total/capacidad (# de veces)
Hidráulica	69 000	2954	23
Eólica	22 000	142	155
Solar	indefinido	80	-
Biomasa	indefinido	27.4	-
Geotérmica	3000	0	Por explotar

Fuente: (COES, 2015)

A continuación, en la Tabla 22 se muestra un cuadro del despacho de generación anual (2015-2016), este muestra las fuentes energéticas del año 2015 y una predicción de la generación del 2016.

Tabla 22. Despacho de generación por tipo de fuente

TIPO DE FUENTE	2015		2016	
	GWh	%	GWh	%
Hidráulica	26 717	50.2%	31 210	52.3%
Gas natural	23 632	44.4%	25 709	43.1%
Carbón	628	1.2%	829	1.40%
Biomasa	42	0.1%	42	0.10%
Eólica	986	1.9%	988	1.70%
Solar	256	0.5%	257	0.40%
Residual	270	0.5%	231	0.40%
Diesel	692	1.3%	447	0.78%

Fuente: (COES, 2015)

Como se puede observar en la Figura 12 un esquema que pertenece a la producción de energía del Perú en el 2015, el biogás representa el 0.08% de producción de energías renovables de un total de 2.52%.

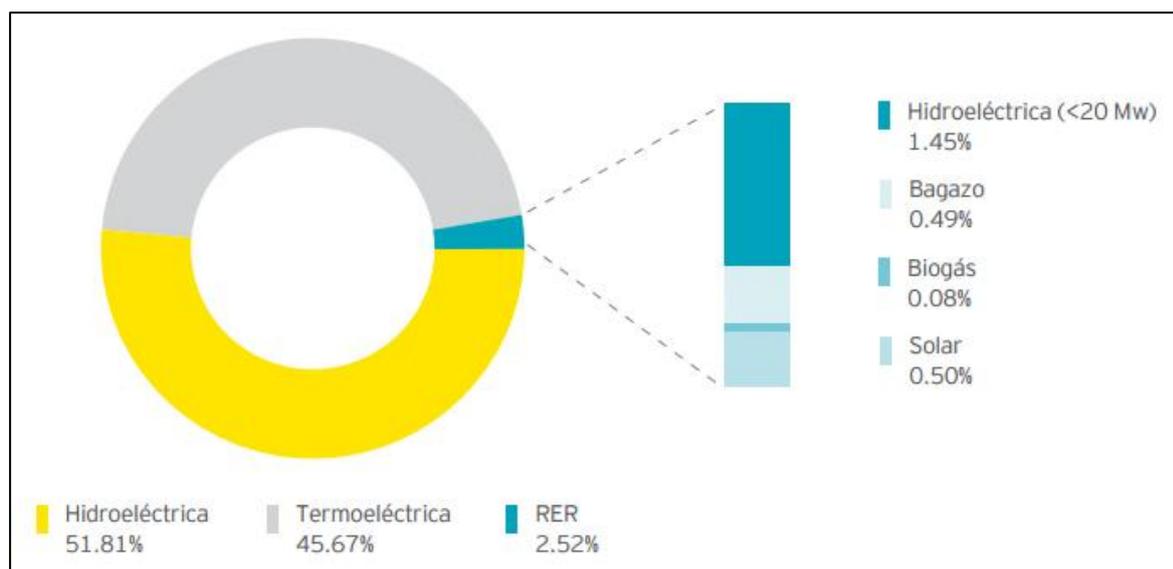


Figura 12. Producción de Energía por tipo de generación – 2015.

Fuente: (COES, 2015)

García Bustamante resalta que el Perú es energéticamente dependiente de recursos naturales no renovables como el petróleo; aunque esta fuente se ha ido reduciendo en los últimos años se avizora el crecimiento de otra fuente de energía no renovable, el gas natural. Además menciona que existen otras fuentes de energía renovable como la solar y la de biomasa, pero con un alto costo de producción y mantenimiento. Las principales fuentes de energía renovable proveniente de la biomasa en el Perú se detallan en la Tabla 23.

Tabla 23. Tipo de Bioenergía utilizada en el Perú

Tipo		Insumos	Zona de producción	Uso del biocombustible
1 era. generación	Biodiesel	Palma aceitera principalmente	Amazonía	Transporte. Generación de electricidad en comunidades aisladas
		Potencialmente: piñón blanco, higuera, colza	Costa y Amazonía deforestada	
		Colza potencialmente	Sierra	
	Aceite vegetal carburante	Palma aceitera principalmente	Amazonía deforestada	
		Potencialmente: piñón blanco, higuera, colza	Costa	
		Colza potencialmente	Amazonía deforestada	
	Etanol anhidro	Caña de azúcar principalmente	Costa Norte principalmente	Transporte
		Sorgo dulce principalmente	Costa	
	Etanol hidratado		Costa Norte principalmente	
		Costa		

Tabla 23. Tipo de Bioenergía utilizada en el Perú (continuación)

Tipo		Insumos	Zona de producción	Uso del biocombustible
2 da. generación	Etanol	Residuos forestales	Aserraderos de todo el país	Transporte
		Residuos agrícolas de cultivos como caña de azúcar, arroz, otros	Zonas productoras de estos cultivos en todo el país	
	Aceite de pirolisis	Caña brava, residuos forestales, biomasa vegetal en general	Amazonía, Costa	Generación de electricidad, calor
Sólidos	Leña para uso doméstico	Árboles y arbustos silvestres y plantados	Costa, Sierra y Selva	Uso doméstico: cocina, procesos productivos básicos a nivel de familias o microempresas Panaderías
	Bosta, estiércol	Residuos animales	Sierra	Uso doméstico: cocina, calefacción
	Carbón vegetal	Árboles y arbustos silvestres y plantados	Costa, Sierra y Selva	Uso doméstico: cocina, procesos productivos básicos a nivel de familias o microempresas
	Residuos agrícolas	Residuos agrícolas de cultivos como caña de azúcar, arroz, otros	Zonas productoras de estos cultivos en todo el país	Generación de electricidad usando el calor producido por la combustión de estos residuos
	Briquetas, pellets	Residuos forestales: vegetales o agrícolas	Aserraderos, zonas productoras de estos cultivos en todo el país	Combustión para generar calor (hornos de secado de madera)
	Biogás	Residuos orgánicos animales y vegetales	Costa, Sierra y Selva	Energía para uso doméstico Generación de electricidad
Gaseosos	Gasificación	Residuos vegetales	Costa, Sierra y Selva	Energía para uso industrial Generación de electricidad

Fuente: (García-Bustamante, 2013).

Capítulo 3

Teoría de Modelación Matemática

En el presente capítulo se presentarán los conceptos y propiedades que definen un modelo matemático de un proceso biológico, se sigue el lineamiento propuesto por Dochain en su libro “Bioprocess Control” (Dochain, 2008). Además se incluyen los modelos analizados y agrupados en la investigación de Gerber y Span. Un modelo matemático es una herramienta que nos permite describir teóricamente un proceso químico, físico, etc. En un modelo matemático se deben definir las variables (incógnitas) que deben ser determinadas a partir de la solución del modelo, los parámetros que representan los valores conocidos del sistema y las restricciones o relaciones entre variables y magnitudes que dan sentido a la solución del modelo. En este capítulo se analizarán los diferentes modelos matemáticos que se han desarrollado sobre la biodigestión. Se considerarán dos enfoques en primer lugar modelos que solo abarcan en la producción de biogás a partir de los sustratos a descomponer y el segundo enfoque en la cinética de las reacciones en cada etapa del proceso.

3.1. Modelación de balance de masa

La modelación de procesos biológicos es muy complicada debido a que no existe una caracterización del desarrollo bacteriano. Sin embargo estos procesos deben cumplir con las leyes generales de conservación de la masa y electroneutralidad de soluciones (Dochain, 2008).

3.1.1. Esquema de reacción

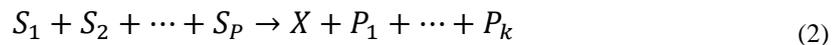
Desde un punto de vista macroscópico el esquema de reacción es una forma de resumir todas las reacciones que determinan la dinámica del proceso. Por ello se representa como la

transformación de reactivos (A y B) en productos (C) como se expresa en la siguiente ecuación general.

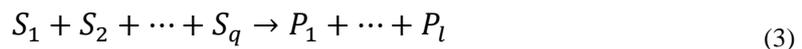


A diferencia de la química, no se representan todos los componentes que intervienen en el proceso, solo se consideran los que son estrictamente necesarios, evitando complicar innecesariamente el modelo. Las principales reacciones de transformación de masa en los bioprocesos son las siguientes:

- A. Crecimiento de microorganismos (X) y formación de productos (P_k) por metabolismo secundario:** La formación de productos depende del crecimiento bacteriano y este último de la descomposición del reactante (sustrato).



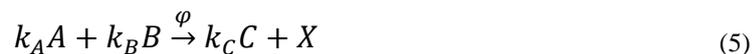
- B. Síntesis de productos (P_l) por metabolismo primario:** La formación de productos no depende del crecimiento bacteriano, generalmente se debe al accionar de enzimas.



- C. Mortalidad:** Las colonias bacterianas tienen un periodo de desarrollo que es afectado por las condiciones del medio donde se encuentran. Finalizado este periodo mueren y la cantidad de microorganismos muertos (X_d) aumenta.



Finalmente para completar estas ecuaciones se debe considerar las tasas de reacción y los coeficientes estequiométricos, como se observa en la siguiente ecuación.



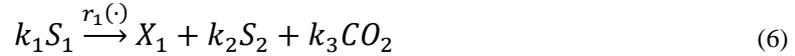
Donde A y B son los reactivos, C y X los productos, φ representa la tasa de reacción de formación de bacterias (1/día), los rendimientos de consumo de A y B son k_A y k_B respectivamente. El rendimiento de producción de C es k_C .

Como se mencionó antes no todos los compuestos presente en un proceso biológico son descritos en su modelamiento. Por tal motivo se debe seleccionar el número de reacciones y los componentes que intervienen en cada uno de estos, de acuerdo al conocimiento que se tenga sobre el proceso y al nivel de precisión deseado.

3.1.2. Balance de masa

En los procesos biológicos que se llevan a cabo en reactores (continuos, semicontinuos y batch) el comportamiento dinámico de los componentes se desprende de la expresión de flujo másico. Esta expresa que la variación de la cantidad de un componente es igual a la suma de la cantidad producida, reduciendo lo que se consumió. También se debe considerar la hidrodinámica del proceso, es decir los flujos de entrada y salida (Dochain, 2008). Para poder explicar el desarrollo de un modelo de balance de masa se define el proceso de

biodigestión en dos etapas principales: acidogénesis y metanogénesis. Durante la acidogénesis el sustrato (S_1) es degradado por las bacterias acidogénicas (X_1) y es transformado en ácidos grasos volátiles (S_2) y dióxido de carbono, como se observa en la siguiente ecuación.



Donde el rendimiento de degradación del sustrato S_1 para la formación de bacterias es k_1 y los rendimientos de formación de S_2 y CO_2 a partir del catabolismo de las bacterias son k_2 y k_3 , respectivamente. $r_1(\cdot)$ representa la tasa de reacción acidogénica (1/día). En la etapa de metanogénesis los ácidos grasos volátiles (S_2) son degradados por bacterias metanogénicas (X_2) en metano y dióxido de carbono, como se observa en la siguiente ecuación.



Donde el rendimiento de degradación del sustrato S_2 para la formación de bacterias es k_4 y los rendimientos de formación de CO_2 y CH_4 a partir del catabolismo de las bacterias son k_5 y k_6 , respectivamente. $r_2(\cdot)$ representa la tasa de reacción metanogénica (1/día). A partir de estas ecuaciones estequiométricas se definen las ecuaciones diferenciales que conforman el modelo de balance de masa.

$$\frac{d(VX_1)}{dt} = r_1(\cdot)V - Q_{sal}X_1 \quad (8)$$

$$\frac{d(VX_2)}{dt} = r_2(\cdot)V - Q_{sal}X_2 \quad (9)$$

$$\frac{d(VS_1)}{dt} = Q_{ent}S_{1,ent} - Q_{sal}S_1 - k_1 r_1(\cdot)V \quad (10)$$

$$\frac{d(VS_2)}{dt} = Q_{ent}S_{2,ent} - Q_{sal}S_2 + k_2 r_1(\cdot)V - k_4 r_2(\cdot)V \quad (11)$$

$$\frac{dV}{dt} = Q_{ent} - Q_{sal} \quad (12)$$

Donde X_1 y X_2 representan las concentraciones de colonias bacterianas acidogénicas y metanogénicas, respectivamente (g/L). La concentración de sustratos y ácidos volátiles (g/L) quedan expresadas como S_1 y S_2 . $S_{1,ent}$ y $S_{2,ent}$ representan la concentración (g/L) en el flujo de entrada de sustrato y ácidos volátiles, respectivamente. Los flujos de entrada y salida (L/día) son Q_{ent} y Q_{sal} , respectivamente. V representa el volumen de reacción (L). $r_1(\cdot)$ y $r_2(\cdot)$ representan las tasas de reacción acidogénica (1/día) y metanogénica, respectivamente. En el caso de reactores de cualquier tipo se asume que el volumen de reacción o volumen ocupado por el sustrato se mantiene invariante durante todo el proceso, por lo que se puede igualar los flujos de ingreso y salida sin disminuir la precisión del modelo.

$$0 = Q_{ent} - Q_{sal} \quad (13)$$

$$Q_{ent} = Q_{sal} = Q$$

Con esta nueva expresión se pueden describir las ecuaciones anteriores agregando un parámetro conocido como tasa de dilución (D) o relación entre flujo y volumen de reacción (1/día).

$$\frac{dX_1}{dt} = r_1(\cdot) - DX_1 \quad (14)$$

$$\frac{dX_2}{dt} = r_2(\cdot) - DX_2 \quad (15)$$

$$\frac{dS_1}{dt} = D(S_{1,ent} - S_1) - k_1 r_1(\cdot) \quad (16)$$

$$\frac{dS_2}{dt} = D(S_{2,ent} - S_2) + k_2 r_1(\cdot) - k_4 r_2(\cdot) \quad (17)$$

3.1.3. Flujo gaseoso

El modelo debe considerar los compuestos que estén presentes tanto en la fase líquida como en la gaseosa. Los productos finales del proceso de digestión son los que se encuentran bajo esta condición, por tanto es necesario agregar un término de transferencia másica entre las fases. La ley de Henry permite expresar el flujo másico del compuesto de la fase líquida a la gaseosa, como se puede observar en la siguiente ecuación:

$$q_p = K l a_p (P - P^*) = K l a_p (P - H_p G_p) \quad (18)$$

Donde q_p es la tasa de transferencia del producto entre fases líquida y gaseosa (g/L día), $K l a_p$ representa la tasa de transferencia entre fases líquida y gaseosa (1/día). La concentración del producto (g/L) es P y la concentración de saturación del producto disuelto en la fase líquida (g/L) es P^* . H_p es la constante de Henry de los gases (g/L atm) y G_p es la presión parcial del producto en estado gaseoso (atm). La tasa de transferencia depende de las condiciones de operación, como la agitación, presión y superficie de transferencia entre fases líquida y gaseosa (Merchuk, 1977). La constante de Henry también varía de acuerdo al medio donde se lleva a cabo el proceso y en especial de la temperatura, sin embargo su variación es mucho menor.

3.1.4. Electroneutralidad

La electroneutralidad de las soluciones es la segunda ley que los sistemas biológicos deben respetar, esta consiste en que la concentración de aniones balanceados por el número de cargas debe ser igual a la concentración de cationes balanceados de igual manera (Dochain, 2008). Para poder incluir esta condición en el modelo se analiza la concentración de cationes durante el proceso. Los cationes son iones que no son afectados por las reacciones bioquímicas. Por tanto, la dinámica de los cationes se puede analizar con la variación de la concentración de estos en la entrada, según la siguiente ecuación:

$$\frac{dZ}{dt} = D(Z_{ent} - Z) \quad (19)$$

Donde la concentración de cationes (g/L) es Z y la concentración de cationes en el flujo de entrada (g/L) es Z_{ent} . D es la tasa de dilución (1/día).

3.1.5. Representación matricial

Finalmente las ecuaciones que describen la distribución de masa en el biorreactor se pueden expresar de la siguiente forma:

$$\frac{d\xi}{dt} = Kr(\cdot) + D(\xi_{ent} - \xi) - Q(\xi) + F \quad (20)$$

Donde ξ es el vector de estado de la concentración de compuestos en el proceso y ξ_{ent} es el vector de concentraciones en el flujo de ingreso. El vector de tasas de reacción es $r(\cdot)$ y K representa la matriz de coeficientes de rendimiento de degradación y producción. $Q(\xi)$ es el vector en términos de intercambio másico entre fases líquida y gaseosa y F es el suministro de masa en estado gaseoso o vector de flujo de entrada de gas (aire en procesos aerobios).

El suministro de masa en estado gaseoso se aplica en proceso aeróbicos por ejemplo el flujo másico de oxígeno gaseoso transferido a un reactor destinado a la fermentación aeróbica. Para poder explicar la representación matricial de un modelo se utiliza el modelo antes expuesto, el cual se expresa matricialmente de la siguiente forma.

$$\xi = \begin{bmatrix} X_1 \\ X_2 \\ Z \\ S_1 \\ S_2 \\ CO_2 \end{bmatrix}, r(\cdot) = \begin{bmatrix} r_1(\cdot) \\ r_2(\cdot) \end{bmatrix}, K = \begin{bmatrix} 1 & 0 \\ 0 & 1 \\ 0 & 0 \\ -k_1 & 0 \\ k_2 & -k_4 \\ k_3 & k_5 \end{bmatrix}, \xi_{ent} = \begin{bmatrix} 0 \\ 0 \\ Z_{ent} \\ S_{1,ent} \\ S_{2,ent} \\ CO_{2,ent} \end{bmatrix}, Q = \begin{bmatrix} 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ q_{CO_2}(\xi) \end{bmatrix} \quad (21)$$

3.2. Cinética del proceso

La simulación del proceso de biodigestión necesita una expresión que relacione las tasas de reacción con algunas variables del sistema. Estas expresiones son relaciones aproximadas empíricamente, por tanto se deben definir unas condiciones que deben cumplir estas relaciones.

3.2.1. Condiciones matemáticas

- A. Positividad de variables:** Las variables deben ser siempre positivas y estar limitadas de acuerdo a los límites que presente el flujo de ingreso al biorreactor. Esto condiciona directamente la tasa de reacción y algunas cantidades (porcentajes, relaciones, etc.) deben estar delimitadas para garantizar el cumplimiento de esta condición. Dochain define una propiedad que expresa esta condición en el proceso biológico.

“Si la variable $\xi \in [L_{min}, L_{max}]$, la siguiente propiedad debe ser verificada:

$$\xi = L_{min} \Rightarrow \frac{d\xi_i}{dt} \geq 0$$

$$\xi = L_{max} \Rightarrow \frac{d\xi_i}{dt} \leq 0$$

A fin de que la variable ξ_i se mantenga positiva, se debe asegurar que $\xi_i = 0 \Rightarrow \frac{d\xi_i}{dt} \geq 0$ ".

- B. Variables necesarias para la reacción:** La reacción no puede desarrollarse si uno de los reactantes necesarios no se toma en cuenta. Se puede expresar esta condición con la siguiente propiedad.

“Si ξ_j es un reactante de la reacción i , entonces ξ_j puede ser factorizado en r_i :

$$r_i(\xi, u) = \xi_j v_{ij}(\xi, u)$$

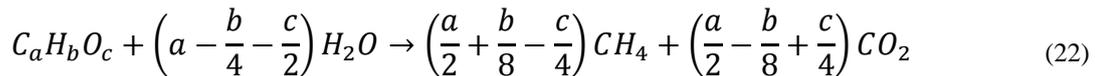
Así se comprueba que $\xi_j = 0 \Rightarrow r_i(\xi, u) = 0$ ".

En 2008 Gerber y Span realizaron un análisis de los modelos matemáticos utilizados para representar la digestión anaeróbica. La sección siguiente presenta estos modelos que se han desarrollado en relación al proceso de biodigestión.

3.3. Modelos para calcular la producción de biogás

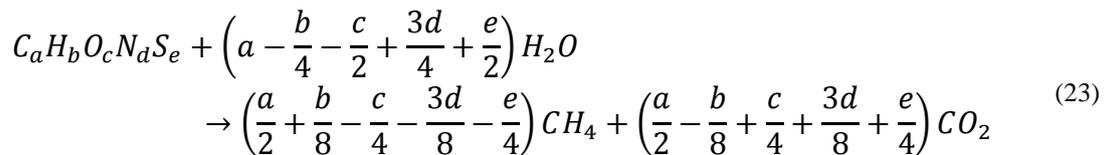
Estos modelos solo relacionan los componentes básicos de la materia orgánica (sustratos) únicamente con los productos finales del proceso, metano y dióxido de carbono. La principal característica de estos modelos es que son independientes del tiempo, lo que impide la definición de ciertos valores como el tiempo de retención hidráulica (relación entre el volumen del reactor y el caudal de entrada en el reactor). A continuación se mencionarán algunos de estos modelos.

- A. Buswell y Mueller:** Este modelo se aplica si se conoce la composición de la materia orgánica, al conocer los componentes se expresan en su forma estequiométrica en la siguiente relación se puede definir la concentración de productos en el biogás.



Este modelo no considera la degradación de la materia orgánica por el metabolismo bacteriano, tampoco se considera la formación de productos intermedios, ni el crecimiento bacteriano.

- B. Boyle:** El modelo de Boyle se basa en el modelo de Buswell y Mueller incluyendo el nitrógeno y sulfuro en los compuestos a degradar para calcular el porcentaje de amoníaco y sulfuro de hidrogeno contenidos en el biogás.



- C. Baserga:** Este modelo también considera los rendimientos de producción de gas de los componentes de la materia a descomponer, carbohidratos, proteínas y lípidos. También define el porcentaje de metano que se produce a partir de cada uno de

estos componentes. En la Tabla 24 se resume los valores de rendimientos y porcentaje de metano.

Tabla 24. Rendimiento de producción de gas y porcentaje de metano producido de diferentes compuestos orgánicos

	Rendimiento de producción gas (L/kg orgánico)	CH₄ (%)
Carbohidratos	790	50
Proteínas	1250	68
Lípidos	700	71

Fuente: (Baserga, 1998).

D. Keymer y Schilcher: Basado en el modelo de Baserga, en este modelo se definen valores de velocidad de digestión de los diferentes tipos de sustratos. Para desarrollar este modelo se consideró que este proceso era similar a la digestión natural en el sistema digestivo vacuno. Así se determinó las velocidades de digestión de diferentes compuestos agrupados en proteínas, grasas, fibras y compuestos libres de nitrógeno. A partir de estos valores se determinaron los rendimientos de producción de gas y porcentaje de metano presentados en la Tabla 25.

Tabla 25. Rendimiento de producción de gas y porcentaje de metano producido de diferentes compuestos orgánicos

	Concentración de compuestos (kg/kg materia seca orgánica)	Rendimiento de producción gas (L/kg materia seca orgánica)	CH₄ (%)
Carbohidratos	0.582	459.9	40.9
Proteínas	0.096	67	8.5
Lípidos	0.028	34.8	4.2

Fuente: (Keymer & Schilcher, 2003).

E. Amon: En este modelo se pretende estimar los valores de energía del metano (*MEV* en L/kg sólidos volátiles) a partir de cuatro componentes básicos de la materia orgánica (proteínas crudas *XP*, lípidos crudos *XL*, fibras crudas *XF* y extractos libres de nitrógeno *XX*). Se desarrolló considerando como sustratos cultivos energéticos como el maíz, cereales y grasas, estos sustratos fueron utilizados en pruebas para determinar coeficientes de regresión (x_1, x_2, x_3, x_4).

$$MEV = x_1 \cdot XP + x_2 \cdot XL + x_3 \cdot XF + x_4 \cdot XX \quad (24)$$

3.4. Modelos con cinética de reacción

De acuerdo al modo de cargar el sustrato los procesos pueden dividirse en continuos y discontinuos. Un proceso por lotes discontinuo es alimentado una vez, la degradación del sustrato y la producción de gas varían durante el tiempo de retención. Por tal motivo las condiciones para el crecimiento microbiano cambian permanentemente, se puede afirmar que este proceso no es estacionario. Los procesos continuos tienen un flujo de sustrato de ingreso y salida continuo, el flujo de gas y la producción de gas es continua. Por tal motivo las condiciones de crecimiento microbiano son constantes en el tiempo, se puede afirmar que el proceso es estacionario. El balance de sustrato para un proceso continuo o discontinuo es el siguiente:

$$\underbrace{\frac{dS}{dt}}_{\text{acumulación de sustrato}} = \underbrace{D \cdot S_0}_{\text{ingreso de sustrato}} - \underbrace{D \cdot S}_{\text{salida de sustrato}} + \underbrace{\left(\frac{dS}{dt}\right)_r}_{\substack{\text{reacción} \\ \text{para formar} \\ \text{o descomponer} \\ \text{sustrato}}} \quad (25)$$

Donde D es la tasa de dilución (1/día), S y S_0 son las concentraciones (g/L) del sustrato durante el proceso y en el flujo de entrada, respectivamente.

3.4.1. Cinética del crecimiento de microorganismos

En el caso de los procesos discontinuos, los cultivos bacterianos se caracterizan no solo por presentar una fase de desarrollo estacionario sino también presentan fases de crecimiento y muerte celular, además de presentar permanentes cambios de concentración de nutrición e inhibidores, lo que provoca retardos en estos procesos y desviación de los parámetros cinéticos (Wolf, 1991). Un proceso por lotes discontinuo presenta una curva de fases de desarrollo bacteriano como se muestra en la Figura 13.

Se observa que hay un periodo inicial donde la velocidad de crecimiento es nula (fase de retardo), seguido de un incremento de la velocidad (fase de aceleración). Posteriormente prosigue una velocidad de crecimiento constante (fase exponencial) y un decrecimiento de la velocidad (fase de retardo). La velocidad decrece hasta que es nula (fase estacionaria) y continua hasta hacerse negativa (fase de disminución). El desarrollo microbiano depende de las condiciones ambientales, tipo y concentración de sustrato, tipo de bacteria, condiciones fisiológicas de inoculación y concentración inicial de bacterias. Para procesos por lotes las condiciones finales de un lote influyen en el siguiente de modo que se aprecia una desaceleración del crecimiento. Por tal motivo el nuevo medio debe ser similar al medio del lote anterior (Monod, 1949). También se debe considerar que la acumulación de productos metabólicos tóxicos, el agotamiento de los nutrientes y los cambios de pH provocan cambios en la velocidad de crecimiento.

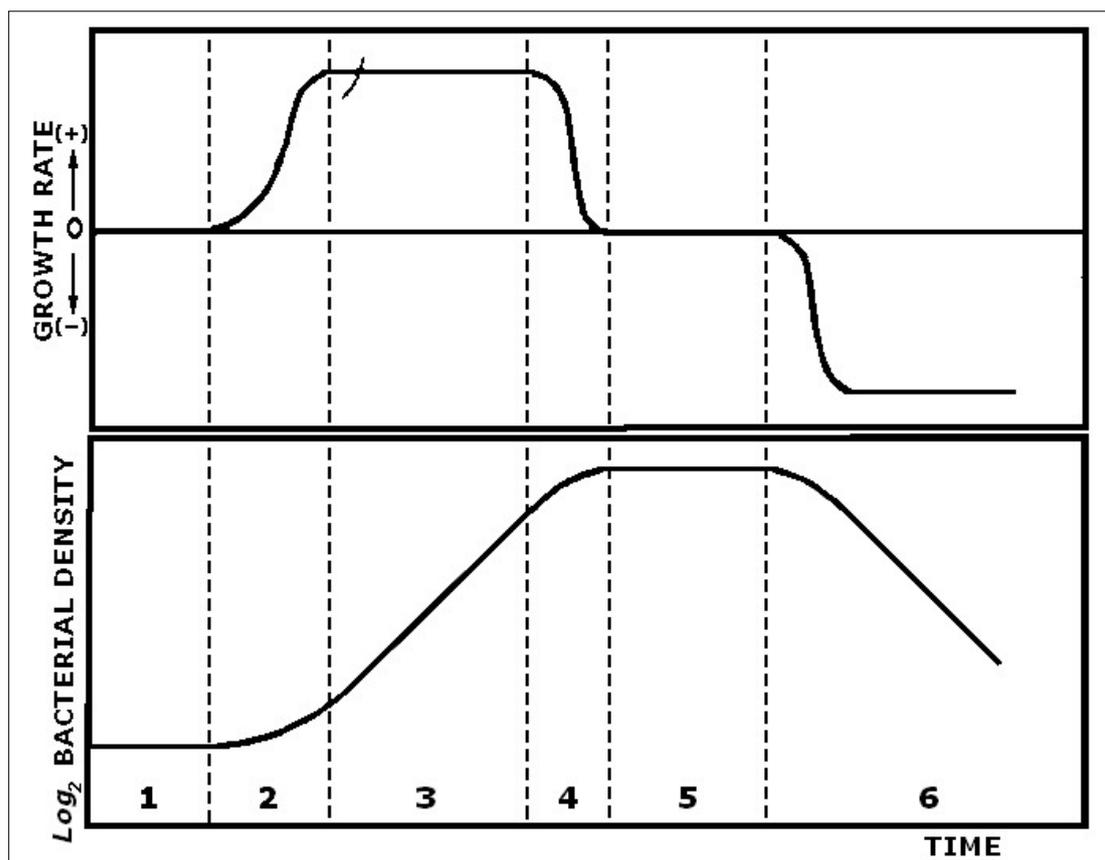


Figura 13. Fases del desarrollo bacteriano de un cultivo de bacterias.

Fuente: (Monod, 1949).

Después de la fase estacionaria, si se mantienen las mismas condiciones, se producirá una muerte bacteriana a una tasa k_d (1/día). Esto se debe a que durante la fase estacionaria se mantiene constante el número de bacterias sin embargo se sigue consumiendo energía durante el metabolismo, lo que se observa como una ausencia de carbohidratos y proteínas que actúen como sustratos para las bacterias (Angelidaki, Ellegaard, & Ahring, A Comprehensive Model of Anaerobic Bioconversion of Complex Substrates to Biogas, 1999). El balance de las células bacterianas se expresa de la siguiente manera:

$$\underbrace{\frac{dX}{dt}}_{\text{acumulación de bacterias}} = \underbrace{D \cdot X_0}_{\text{ingreso de bacterias}} - \underbrace{D \cdot X}_{\text{salida de bacterias}} + \underbrace{\mu \cdot X}_{\text{crecimiento de bacterias}} + \underbrace{k_d \cdot X}_{\text{muerte de bacterias}} \quad (26)$$

Donde X y X_0 son las concentraciones (g/L) de las bacterias durante el proceso y en el flujo de entrada, respectivamente. La tasa específica de crecimiento bacteriano (1/día) es μ y la tasa de mortalidad bacteriana (1/día) es k_d . La tasa específica de crecimiento depende de valores como la concentración de sustrato S (g/L), concentración de inhibidores I (g/L), el valor de pH y la temperatura T .

3.4.1.1. Modelos matemáticos para el crecimiento bacteriano:

Estos modelos se basan en el modelo establecido por Monod en 1949 donde se reconoce una relación no lineal entre la tasa específica de crecimiento (μ) y la concentración limitada de sustrato (S). En estos modelos la concentración de sustratos es un factor limitante. Es así que

se puede observar que en todos los modelos la tasa específica de crecimiento se incrementa rápidamente para valores bajos de concentración de sustratos y lentamente para valores altos de concentración. Estos modelos no pueden describir un proceso de degradación de sustratos complejos o procesos con periodos de retención. En la Tabla 26 se resumen los modelos desarrollados para el crecimiento bacteriano:

Tabla 26. Modelos matemáticos para el crecimiento bacteriano

Autor	Modelo
Bergter	$\mu = \mu_{max} \cdot \frac{S}{K_S + S} \cdot \left[1 - \exp\left(-\frac{t}{T}\right) \right] \quad (27)$
	<p>donde:</p> <p>μ : tasa específica de crecimiento promedio [1/día] μ_{max}: tasa específica de crecimiento máximo [1/día] S : concentración del sustrato [g/L] K_S : concentración del sustrato al 50% de la tasa específica de crecimiento máxima o constante de Michaelis-Menten [g/L] t : tiempo [día] T : tiempo de retardo [día]</p>
Mitschörffer	$\mu = \mu_{max} \cdot \frac{S^n}{S^n \cdot (1 + K_b \cdot G_S \cdot S^n)} \quad (28)$
	<p>donde:</p> <p>μ : tasa específica de crecimiento promedio [1/día] μ_{max}: tasa específica de crecimiento máximo [1/día] S : concentración del sustrato [g/L] K_b : constante de Michaelis-Menten [g/L] G_S : producción de gas [m³/kg] n : parámetro que define la afinidad de las bacterias con el sustrato</p>
Monod	$\mu = \mu_{max} \cdot \frac{S}{K_S + S} \quad (29)$
	<p>donde:</p> <p>μ : tasa específica de crecimiento promedio [1/día] μ_{max}: tasa específica de crecimiento máximo [1/día] S : concentración del sustrato [g/L] K_S : constante de Michaelis-Menten [g/L]</p>
Moser	$\mu = \mu_{max} \cdot \frac{S^n}{K_S + S^n} \quad (30)$
	<p>donde:</p> <p>μ : tasa específica de crecimiento promedio [1/día] μ_{max}: tasa específica de crecimiento máximo [1/día] S : concentración del sustrato [g/L] K_S : constante de Michaelis-Menten [g/L] n : parámetro definido por los efectos de la mutación de bacterias para adoptarse al proceso estacionario</p>
Contois	$\mu = \mu_{max} \cdot \frac{S}{K_C \cdot X + S} = \mu_{max} \cdot \frac{1}{\frac{K_C \cdot X}{S} + 1} \quad (31)$
	<p>donde:</p> <p>μ : tasa específica de crecimiento promedio [1/día] μ_{max}: tasa específica de crecimiento máximo [1/día] S : concentración del sustrato [g/L] K_C : constante de Michaelis-Menten [g/L] X : concentración de células bacterianas [g/L]</p>

Tabla 26. Modelos matemáticos para el crecimiento bacteriano (continuación)

Autor	Modelo
Powell	$\mu = \mu_{max} \cdot \frac{(K + L + S)}{2 \cdot L} \cdot \left[1 - \sqrt{1 - \frac{4 \cdot L \cdot S}{(K + L + S)^2}} \right] \quad (32)$
	donde: μ : tasa específica de crecimiento promedio [1/día] μ_{max} : tasa específica de crecimiento máximo [1/día] S : concentración del sustrato [g/L] K : constante de la cinética de crecimiento debido a la actividad enzimática [g/L] L : parámetro que describe la difusión y permeabilidad [g/L]
Chen y Hashimoto	$\mu = \mu_{max} \cdot \frac{\frac{S}{S_i}}{K + \frac{(1 - K) \cdot S}{S_i}} \quad (33)$
	donde: μ : tasa específica de crecimiento promedio [1/día] μ_{max} : tasa específica de crecimiento máximo [1/día] S : concentración del sustrato [g/L] S_i : concentración inicial del sustrato [g/L] K : constante de Michaelis-Menten [g/L]

Fuente: (Gerber & Span, 2008).

3.4.1.2. Modelos matemáticos que consideran concentración de inhibidores

El crecimiento bacteriano puede ser inhibido por cierta concentración de sustratos y/o productos. Los principales inhibidores tanto de sustratos como productos se presentan en la Tabla 27.

Tabla 27. Principales inhibidores del proceso de biodigestión

Inhibidor	Efecto inhibidor
Ácidos grasos	Entre los principales ácidos grasos se tienen: HAc (ácido acético no disociado), HPr (ácido propiónico no disociado), HBt (ácido butírico disociado) y LCFA (ácidos grasos de largas cadenas). Estos reducen el valor de pH llegando a inhibir los procesos de hidrólisis y acetogénesis.
Amoníaco no disociado (NH_3)	Es capaz de inhibir la degradación de ácido acético (metanogénesis) y la degradación del ácido propiónico.
Hidrógeno (H_2)	Es capaz de inhibir la degradación de ácido propiónico y butírico en ácido acético.
Oxígeno (O_2)	Puede detener el proceso de degradación estando presente en pequeñas cantidades y/o por poco periodo de tiempo.
Sulfuro de Hidrógeno (H_2S)	Influye en los valores de pH y en el equilibrio iónico.

Fuente: (Gerber & Span, 2008).

A continuación se mencionarán algunos modelos que consideran la concentración de sustratos o productos:

- A. Inhibición por concentración de sustratos:** Existe un límite de concentración de sustratos que permite un incremento máximo de la velocidad específica de crecimiento, pasado este límite se observa una disminución considerable en la velocidad específica de crecimiento. Esto puede ser causado principalmente por el grado de toxicidad del sustrato. La reducción del metabolismo de las células produce la modificación química de los sustratos o productos, se reduce la permeabilidad de las células y varía la actividad química de algunas enzimas. A continuación se presenta la Tabla 28 que resume los modelos desarrollados sobre el efecto inhibitorio de los sustratos:

Tabla 28. Modelos matemáticos para el crecimiento bacteriano con inhibición por concentración de sustratos

Autor	Modelo
Haldane	$\mu = \mu_{max} \cdot \frac{S}{(S + K_S) \cdot \left(1 + \frac{S}{K_i}\right)} \quad (34)$
	<p>donde:</p> <p>μ : tasa específica de crecimiento promedio [1/día] μ_{max}: tasa específica de crecimiento máximo [1/día] S : concentración del sustrato [g/L] K_S : constante de Michaelis-Menten [g/L] K_i : concentración del sustrato cuando se reduce al 50% el crecimiento de las bacterias máximo debido a la inhibición del sustrato o constante de inhibición [g/L]</p>
Grant	$\mu = \mu_{max} \cdot \frac{1}{K_i + S} \quad (35)$
	<p>donde:</p> <p>μ : tasa específica de crecimiento promedio [1/día] μ_{max}: tasa específica de crecimiento máximo [1/día] S : concentración del sustrato [g/L] K_i : constante de inhibición [g/L]</p>
Webb	$\mu = \mu_{max} \cdot \frac{S \cdot \left(1 + \frac{\beta \cdot S}{K_i}\right)}{\left(S + K_S + \frac{S^2}{K_i}\right)} \quad (36)$
	<p>donde:</p> <p>μ : tasa específica de crecimiento promedio [1/día] μ_{max}: tasa específica de crecimiento máximo [1/día] S : concentración del sustrato [g/L] K_S : constante de Michaelis-Menten [g/L] K_i : constante de inhibición [g/L] β : parámetro definido por la velocidad de reacción</p>
Yano	$\mu = \mu_{max} \cdot \frac{S}{K_S + S \cdot \left[1 + \sum_{i=1}^n \left(\frac{S}{K_i}\right)^i\right]} \quad (37)$
	<p>donde:</p> <p>μ : tasa específica de crecimiento promedio [1/día] μ_{max}: tasa específica de crecimiento máximo [1/día] S : concentración del sustrato [g/L] K_S : constante de Michaelis-Menten [g/L] K_i : constante de inhibición [g/L] n : número de sustratos inhibidores</p>

Tabla 28. Modelos matemáticos para el crecimiento bacteriano con inhibición por concentración de sustratos (continuación)

Autor	Modelo
Andrews	$\mu = \mu_{max} \cdot \frac{S}{S + K_s + \frac{S^2}{K_i}} \quad (38)$
	donde: μ : tasa específica de crecimiento promedio [1/día] μ_{max} : tasa específica de crecimiento máximo [1/día] S : concentración del sustrato [g/L] K_s : constante de Michaelis-Menten [g/L] K_i : constante de inhibición [g/L]
Aiba	$\mu = \mu_{max} \cdot \frac{S}{K_s + S} \cdot \exp\left(\frac{-S}{K_i}\right) \quad (39)$
	donde: μ : tasa específica de crecimiento promedio [1/día] μ_{max} : tasa específica de crecimiento máximo [1/día] S : concentración del sustrato [g/L] K_s : constante de Michaelis-Menten [g/L] K_i : constante de inhibición [g/L]
Hill y Barth	$\mu = \mu_{max} \cdot \frac{S}{S + K_s + \frac{S^2}{K_{i,1}} + \frac{S \cdot I}{K_{i,2}}} \quad (40)$
	donde: μ : tasa específica de crecimiento promedio [1/día] μ_{max} : tasa específica de crecimiento máximo [1/día] S : concentración del sustrato [g/L] I : concentración del sustrato inhibidor [g/L] K_s : constante de Michaelis-Menten [g/L] $K_{i,1}$: constante de inhibición del primer sustrato [g/L] $K_{i,2}$: constante de inhibición del segundo sustrato [g/L]
Han y Levenspiel	$\mu = \mu_{max} \cdot \left(1 - \frac{S}{S^*}\right)^n \cdot \frac{S}{S + K_s \cdot \left(1 - \frac{S}{S^*}\right)^m} \quad (41)$
	donde: μ : tasa específica de crecimiento promedio [1/día] μ_{max} : tasa específica de crecimiento máximo [1/día] S : concentración del sustrato [g/L] S^* : concentración crítica del sustrato inhibidor [g/L] K_s : constante de Michaelis-Menten [g/L] n y m : parámetros relacionados con el tipo de inhibición

Fuente: (Gerber & Span, 2008).

- B. Inhibición por concentración de productos:** El efecto de inhibición causado por los productos es similar al de los sustratos. Entre los modelos que consideran el efecto de los sustratos, el de Aiba y el de Han & Levenspiel son modelos que se pueden usar en ambas condiciones. A continuación se mencionaran algunos modelos que contemplan estos efectos resumidos en la Tabla 29.

Tabla 29. Modelos matemáticos para el crecimiento bacteriano con inhibición por concentración de productos

Autor	Modelo
Jerusalimsky	$\mu = \mu_{max} \cdot \frac{S}{S + K_S} \cdot \frac{K_p}{P + K_p} \quad (42)$
	<p>donde:</p> <ul style="list-style-type: none"> μ : tasa específica de crecimiento promedio [1/día] μ_{max}: tasa específica de crecimiento máximo [1/día] S : concentración del sustrato [g/L] P : concentración del producto [g/L] K_S : constante de Michaelis-Menten [g/L] K_p : concentración del producto cuando se reduce al 50% el crecimiento de las bacterias máximo debido a la inhibición del sustrato o constante de inhibición [g/L]
Holzberg	$\mu = \mu_{max} \cdot [1 - K_1 \cdot (P - K_2)] \quad (43)$
	<p>donde:</p> <ul style="list-style-type: none"> μ : tasa específica de crecimiento promedio [1/día] μ_{max}: tasa específica de crecimiento máximo [1/día] P : concentración del producto [g/L] K_1 : parámetro [L/g] K_2 : concentración del producto en la cual no hay inhibición [g/L]
Aiba	$\mu = \mu_{max} \cdot \frac{S}{K_S + S} \cdot \exp(-K \cdot P) \quad (44)$
	<p>donde:</p> <ul style="list-style-type: none"> μ : tasa específica de crecimiento promedio [1/día] μ_{max}: tasa específica de crecimiento máximo [1/día] S : concentración del sustrato [g/L] P : concentración del producto [g/L] K_S : constante de Michaelis-Menten [g/L] K : parámetro
Bazua y Wilke	$\mu = \frac{S}{K_S + S} \cdot \left(\mu_{max,P=0} - \frac{a \cdot \bar{P}}{b - P} \right) \quad (45)$
	<p>donde:</p> <ul style="list-style-type: none"> μ : tasa específica de crecimiento promedio [1/día] $\mu_{max,P=0}$: tasa específica de crecimiento máximo cuando concentración del producto es cero [1/día] S : concentración del sustrato [g/L] P : concentración del producto [g/L] \bar{P} : concentración crítica del producto inhibidor [g/L] K_S : constante de Michaelis-Menten [g/L] a y b : parámetros definidos por la concentración y tipo de producto [g/L]
Ghose y Tyagi	$\mu = \mu_{max} \cdot \left(1 - \frac{P}{P^*} \right) \cdot \frac{S}{S + K_S + \frac{S^2}{K_i}} \quad (46)$
	<p>donde:</p> <ul style="list-style-type: none"> μ : tasa específica de crecimiento promedio [1/día] μ_{max}: tasa específica de crecimiento máximo [1/día] S : concentración del sustrato [g/L] P : concentración del producto [g/L] P^* : concentración crítica del producto inhibidor [g/L] K_S : constante de Michaelis-Menten [g/L] K_i : constante de inhibición por concentración de producto [g/L]

Tabla 29. Modelos matemáticos para el crecimiento bacteriano con inhibición por concentración de productos (continuación)

Autor	Modelo
Moser y Bergter.	$\mu = \mu_{max} \cdot \frac{S^n}{K_S + S^n} \cdot \frac{K_p}{K_p + P^m} \quad (47)$
	donde: μ : tasa específica de crecimiento promedio [1/día] μ_{max} : tasa específica de crecimiento máximo [1/día] S : concentración del sustrato [g/L] P : concentración del producto [g/L] K_S : constante de Michaelis-Menten [g/L] K_p : constante de inhibición por concentración de producto [g/L] n y m : parámetros definidos por la concentración y tipo de producto
Dagley y Himshelwood	$\mu = \frac{S}{S + K_S} \cdot (1 - K \cdot P) \quad (48)$
	donde: μ : tasa específica de crecimiento promedio [1/día] S : concentración del sustrato [g/L] P : concentración del producto [g/L] K_S : constante de Michaelis-Menten [g/L] K : parámetro definido por la concentración y tipo de producto [L/g día]
Han y Levenspiel	$\mu = \mu_{max} \cdot \left(1 - \frac{P}{P^*}\right)^n \cdot \frac{S}{S + K_S \cdot \left(1 - \frac{P}{P^*}\right)^m} \quad (49)$
	donde: μ : tasa específica de crecimiento promedio [1/día] μ_{max} : tasa específica de crecimiento máximo [1/día] S : concentración del sustrato [g/L] P : concentración del producto [g/L] P^* : concentración crítica del producto inhibidor [g/L] K_S : constante de Michaelis-Menten [g/L] n y m : parámetros definidos por la concentración y tipo de producto

Fuente: (Gerber & Span, 2008).

3.4.1.3. Influencia del pH en el crecimiento bacteriano

El valor de pH tiene un gran efecto en el proceso de biodigestión como se observa en la Figura 14 donde se aprecia el efecto del pH en la tasa de crecimiento específico de bacterias.

En la mayoría de los modelos el valor de pH se considera implícito en el equilibrio iónico. Para un valor de pH de 7 se disocia la mayor cantidad de ácido acético presente en el proceso de digestión, sin embargo las bacterias metanogénicas degradan ácido acético no disociado (Märkl & Friedmann, 2006). La concentración de sustratos y/o productos produce cambios notables en el valor de pH, de igual manera la disociación producida por el valor de pH afecta a las concentraciones del ácido acético e inhibidores como ácido propiónico, H_2 , NH_3 o H_2S . Algunos compuestos presentes en las etapas del proceso pueden variar el valor de pH, pero este no varía instantáneamente.

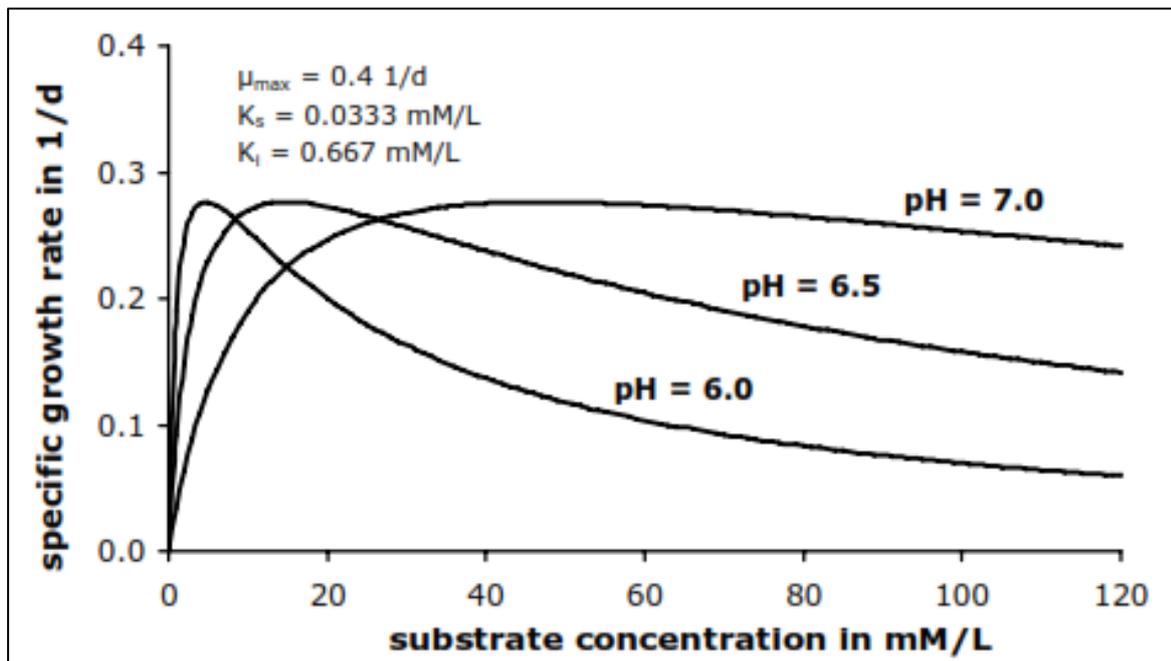


Figura 14. Máxima tasa específica de crecimiento en relación a la concentración de sustrato y el valor de pH.

Fuente: (Andrews & Graef, 1971).

3.4.1.4. Influencia del equilibrio entre fases gaseosa-liquida en el crecimiento bacteriano

Generalmente se asume que las fases líquida y gaseosa están en equilibrio y las presiones parciales de componentes volátiles como el CO_2 , H_2 , H_2S y NH_3 se determinan con la ley de Henry (Angelidaki, Ellegaard, & Ahring, 1993). En la mayoría de casos la solubilidad del metano no se considera, mientras que la solubilidad del dióxido de carbono. Sin embargo el equilibrio entre fases tiene influencia en la composición del biogás, en el equilibrio iónico y en la concentración de inhibidores (Gerber & Span, 2008). Es necesario añadir un término de transferencia entre fase líquida y gaseosa, la ley de Henry permite expresar el flujo de moles del compuesto de la fase líquida a la fase gaseosa.

3.4.1.5. Influencia de la temperatura en el crecimiento bacteriano

La temperatura es uno de las principales condiciones que afectan el crecimiento bacteriano. A pesar que elevadas temperaturas aumentan la tasa de reacción de los procesos químicos se debe limitar un rango de temperatura. En la Figura 15 se aprecia el efecto de la temperatura en la tasa de crecimiento bacteriano.

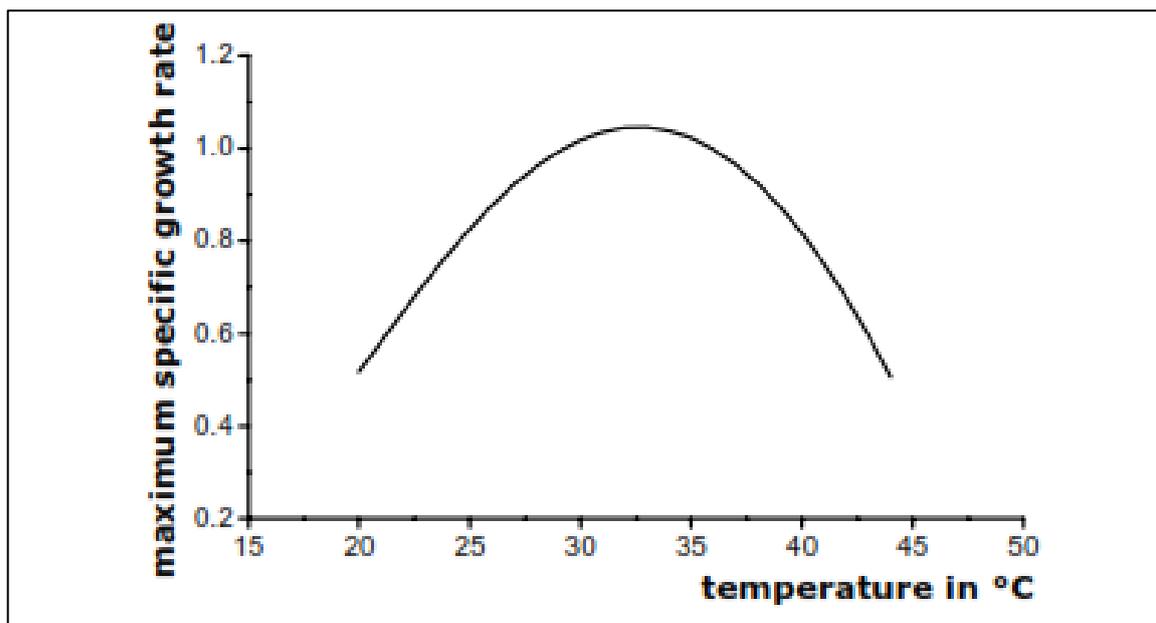


Figura 15. Máxima tasa específica de crecimiento dependiendo de la temperatura.

Fuente: (Sinclair & Kristiansen, 1993).

A pesar de la influencia de la temperatura en el proceso la integración de esta en los modelos matemáticos es muy baja. En la mayoría de los modelos se considera la ecuación de Arrhenius (Moser, 1981).

$$\mu_{max} = k_{\mu} \cdot \exp\left(-\frac{E_a}{R \cdot T}\right) \quad (50)$$

Donde μ_{max} es la tasa máxima de crecimiento bacteriano (1/día), k_{μ} es la constante de máximo crecimiento bacteriano (1/día), E_a es la energía de activación (atm L/mol), R es la constante universal de los gases (atm L /mol K), T es la temperatura expresada en grados Kelvin.

La ecuación de Arrhenius puede ser modificada en proceso de digestión anaerobia para definir la máxima tasa de crecimiento bacteriano.

$$\mu_{max}(T) = k_1 \cdot \exp\left(-\frac{E_1}{R \cdot T}\right) - k_2 \cdot \exp\left(-\frac{E_2}{R \cdot T}\right) \quad (51)$$

Donde $\mu_{max}(T)$ es la tasa máxima de crecimiento bacteriano (1/día), k_1 y k_2 son las constantes de crecimiento bacteriano a diferentes temperaturas (1/día). E_1 es la energía de activación a temperatura inicial (atm L/mol) y E_2 es la energía de activación a mayor temperatura que la inicial (atm L/mol).

Se aprecia el incremento de la tasa de reacción debido a la temperatura de operación seguido de un decrecimiento de la tasa de reacción superada una temperatura límite. La segunda energía de activación es mayor que la primera, lo que significa una desaceleración del crecimiento bacteriano y la inhibición del proceso.

3.4.2. Cinética de degradación del sustrato

El crecimiento bacteriano queda descrito en el apartado anterior considerando la influencia de la concentración de sustratos, productos, valor de pH y temperatura; y se define la tasa específica de crecimiento. Con esta expresión se puede definir la degradación de sustrato en la siguiente ecuación.

$$\underbrace{\left(\frac{dS}{dt}\right)_r}_{\text{reacción para descomponer sustrato}} = \underbrace{\left(\frac{dS}{dt}\right)_x}_{\text{síntesis de nueva materia celular}} + \underbrace{\left(\frac{dS}{dt}\right)_c}_{\text{conversión de sustratos}} + \underbrace{\left(\frac{dS}{dt}\right)_e}_{\text{suministro para energía de crecimiento}} \quad (52)$$

- A. Síntesis de nueva materia celular:** La síntesis de nueva materia celular necesita la degradación de sustratos por parte de los microorganismos. Este proceso depende del cambio de concentración de microorganismos en el tiempo $\left(\frac{dX}{dt}\right)$, como se expresa en la siguiente ecuación.

$$\left(\frac{dS}{dt}\right)_x = -\frac{1}{Y_x} \cdot \frac{dX}{dt} = -\frac{\mu \cdot X}{Y_x} \quad (53)$$

Donde μ es la tasa específica de crecimiento promedio (1/día), X es la concentración de microorganismos (g/L) y Y_x es el coeficiente de rendimiento de producción de microorganismos (g bacterias/g sustrato).

- B. Conversión de sustratos:** La formación de productos a partir de sustratos depende de la variación de la concentración de productos $\left(\frac{dP}{dt}\right)_p$, como se expresa en la siguiente ecuación.

$$\left(\frac{dS}{dt}\right)_c = \frac{1}{Y_s} \cdot \left(\frac{dP}{dt}\right)_p \quad (54)$$

Donde μ es la tasa específica de crecimiento promedio (1/día), P es la concentración de productos (g/L) y Y_s es el coeficiente de rendimiento de degradación de sustrato (g producto/g sustrato).

- C. Suministro de energía para las bacterias:** Los microorganismos necesitan energía para llevar a cabo la degradación de los sustratos y formación de nuevo material, la cual se obtiene del sustrato que degradan. Esta energía se agrupa en la requerida para el crecimiento de las bacterias y en la necesaria para mantener la concentración de bacterias. La concentración de sustratos que inhiben el crecimiento bacteriano no siempre afectan el suministro de energía (Stouthamer, 1976). La energía que almacenan las bacterias se expresa con la cantidad de adenosin trifosfato (ATP) producido y su descomposición en adenosin difosfato (ADP) libera energía. La degradación de sustrato para el suministro de energía se expresa con la siguiente ecuación, donde se observa que la degradación de sustrato para el suministro de energía depende de la variación de la concentración de microorganismos (X), la concentración de sustrato (S) y la tasa específica de

crecimiento promedio (μ). También está presente la tasa de incremento de energía (K_{sx}) y la tasa de mantenimiento de energía (K_{mx}).

$$\left(\frac{dS}{dt}\right)_e = K_{sx} \cdot X \cdot \mu + K_{mx} \cdot X \cdot \frac{S}{K_s + S} \quad (55)$$

Donde K_s es la constante de Michaelis-Menten (g/L), K_{sx} es la tasa de incremento de energía ((g/L)_{sustrato}/(g/L)_{bacterias}) y K_{mx} es la tasa de mantenimiento de energía ((g/L)_{sustrato}/(g/L)_{bacterias} día).

3.4.3. Cinética de formación de productos

Durante el proceso de degradación se forman productos intermedios que influyen en la formación de los productos finales como el metano. La cinética de la formación de productos se basa en la cinética de la degradación de sustratos y del crecimiento bacteriano. Se considera clasificar los productos en tres tipos (Gaden, 1959).

- A. Productos formados por metabolismo primario:** La formación del producto se lleva a cabo al mismo momento que la degradación del sustrato. La formación de productos depende de la variación de concentración de bacterias (X), como se aprecia en la siguiente ecuación.

$$\frac{dP}{dt} = Y_{p1} \cdot \mu \cdot X = Y_{p1} \cdot \frac{dX}{dt} \quad (56)$$

Donde Y_{p1} es el coeficiente de rendimiento de formación de producto (g producto/g bacterias).

- B. Productos formados por metabolismo secundario:** La formación de estos productos se origina de los sustratos y de los productos directos del metabolismo de los primeros. La formación de estos productos depende de la variación de concentración de bacterias (X), también se agrega una tasa de formación de productos a partir de sustratos metabolizados o productos intermedios (Y_{p2}) como se aprecia en la siguiente ecuación.

$$\frac{dP}{dt} = Y_{p1} \cdot \mu \cdot X + Y_{p2} \cdot X = Y_{p1} \cdot \frac{dX}{dt} + Y_{p2} \cdot X \quad (57)$$

Donde Y_{p1} es el coeficiente de rendimiento de formación de producto (g producto/g bacterias) y Y_{p2} es la tasa de formación de producto (1/día).

- C. Productos formados por otros metabolismos:** La formación de estos productos, los cuales son moléculas complejas (antibióticos, por ejemplo), está relacionada directamente con la concentración de bacterias (X) como se aprecia en la siguiente ecuación.

$$\frac{dP}{dt} = Y_{p2} \cdot X \quad (58)$$

En la Figura 16 se pueden apreciar los tres tipos de productos según la forma en que se producen. En el tipo 1 se observa que la formación del producto esta directamente relacionada con la degradación del sustrato. En el tipo 2 no solo depende de la degradación del sustrato sino que también depende de la degradación de otros compuestos. Finalmente en el tipo 3 se aprecia que la formación del producto depende exclusivamente de la degradación de otro descompuesto y no del sustrato.

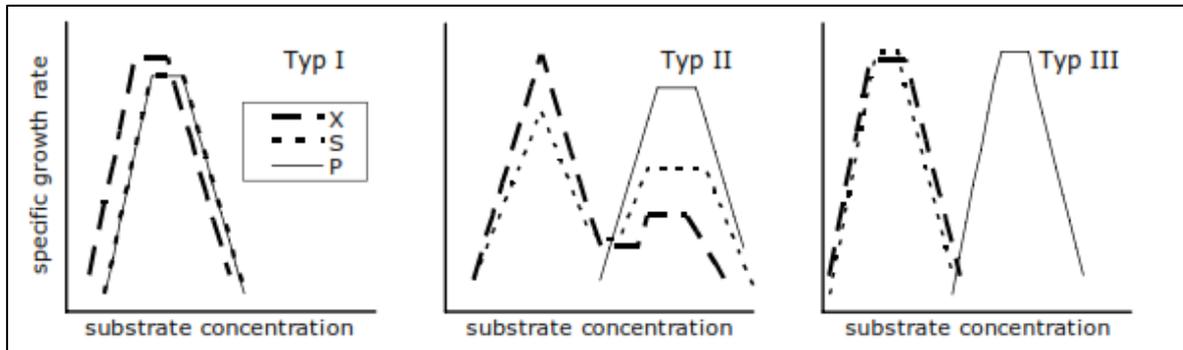


Figura 16. Degradación de sustrato, crecimiento bacteriano y formación de producto en diferentes tipos de fermentación.

Fuente: (Gaden, 1959).

Capítulo 4

Modelación del Proceso de Digestión Anaerobia de Estiércol Vacuno y Cáscara de Cacao

En primer lugar, en este capítulo se describirán las condiciones que se han tenido en cuenta para la aplicación del modelo del proceso de biodigestión. El modelo que se analizará se basa en el desarrollado por Angelidaki. El proceso de biodigestión consta de cuatro etapas; la primera etapa es la hidrólisis, la cual es una reacción heterogénea (fase sólida y líquida); las etapas que prosiguen son la acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis, las cuales son reacciones homogéneas (fase líquida) (Yu, Wensel, Ma, & Chen, 2013). En la etapa de hidrólisis la materia orgánica que forma el sustrato de ingreso es descompuesta por enzimas extra-celulares, llamadas hidrolasas, como las lipasas, proteasas y celulasas. A partir de este proceso se obtienen productos solubles que pueden atravesar la membrana celular para ser metabolizados. Luego se convierten en compuestos intermedios como ácido propiónico, butírico y acético, además de hidrogeno molecular. Finalmente estos son descompuestos en metano y dióxido de carbono, los cuales conforman el biogás. Las bacterias que actúan en las etapas se pueden agrupar en bacterias acidogénicas, bacterias acetogénicas degradadoras de ácido propiónico, bacterias acetogénicas degradadoras de ácido butírico, bacterias metanogénicas acetoclásticas y bacterias metanogénicas hidrogenotróficas. Las bacterias acidogénicas son las responsables de producir enzimas que intervienen en la hidrólisis, las bacterias metanogénicas hidrogenotróficas incluyen a bacterias metabolizadoras de H_2 y bacterias reductoras de CO_2 .

Existen tres rangos de temperaturas en las que se puede desarrollar el proceso de digestión, como se mencionó en el capítulo anterior, rango psicrófilico (10-25 °C), rango mesófilico (25-45 °C) y rango termófilico (45-65 °C). Se debe asegurar una temperatura constante para evitar afectar la producción de biogás. Si se trabaja en el rango termófilico el proceso de metanogénesis se vuelve muy sensible a la variación de temperatura y se necesita más tiempo para la adaptación a la nueva temperatura (Karakashev, Batstone, & Angelidaki, 2005).

También se observa un aumento de la producción de amoníaco y del riesgo de decaimiento de la población bacteriana. Sin embargo en este rango se soporta mayor carga de ingreso y en menor tiempo de retención hidráulica. En el caso del rango mesofílico se observa que las bacterias soportan una variación de temperatura de ± 3 °C sin afectar considerablemente la producción de metano. El efecto del pH en el proceso de biodigestión es muy considerable, en la etapa de hidrólisis el rango ideal de pH es de 5.5 a 6.5 (Viéitez & Ghosha, 1999), en el caso de la metanogénesis el rango para evitar la inhibición se encuentre entre 6 y 8.5. El incremento del pH se debe al aumento de la concentración de amoníaco y su disminución se debe al incremento de la concentración de ácidos grasos volátiles (Weiland, 2010). Sin embargo, gracias a la alcalinidad del estiércol animal se previene el decremento del pH. Durante la acidogénesis los ácidos orgánicos generados disminuyen el pH (Scheper & Ahring, 2003). El sustrato inicial del proceso es el estiércol vacuno, su descomposición permite la formación de un cultivo bacteriano o inóculo. Según estudios llevados en el laboratorio el proceso de formación del inóculo debe tardar una semana y se desarrolla en un reactor batch. Al culminar la semana la concentración de sustratos en el inóculo es despreciable, la finalidad de esto es que la producción de biogás durante la descomposición de cáscara de cacao no sea influenciada por la descomposición de sustratos presentes en el inóculo. Para tal proceso se siguió la norma alemana VDI-4630, "Fermentation of Organic Materials – Characterisation of the Substrate, Sampling, Collection of Material Data, Fermentation Tests".

4.1. Esquema del modelo matemático del proceso de biodigestión

Para la modelación del proceso de digestión anaerobia se ha seguido el esquema mostrado en la Figura 17.

Las reacciones que suceden durante el proceso de biodigestión se pueden simplificar en las siguientes etapas (Balmant, Oliveira, Mitchell, Vargas, & Ordonez, 2014)

1. Los carbohidratos insoluble (S_{car}) son hidrolizados enzimáticamente, produciendo monosacáridos (S_{mon}) y carbohidratos inaccesibles.
2. Las proteínas insolubles (S_{pro}) son hidrolizadas enzimáticamente, produciendo aminoácidos (S_{ami}) y proteínas inaccesibles.
3. Los lípidos (S_{lip}) son hidrolizados enzimáticamente, produciendo ácido oleico (S_{ole}) y glicerol (S_{gli}).
4. La celulosa (S_{cel}) es hidrolizada enzimáticamente, produciendo monosacáridos (S_{glu}).
5. La lignina (S_{lig}) es hidrolizada enzimáticamente.
6. Los monosacáridos (S_{mon}) se transforman en ácido propiónico (S_{prop}), ácido butírico (S_{but}), ácido acético (S_{ace}) y dióxido de carbono soluble (S_{CO_2}) por acción de bacterias acidogénicas degradadoras de monosacáridos (X_1).

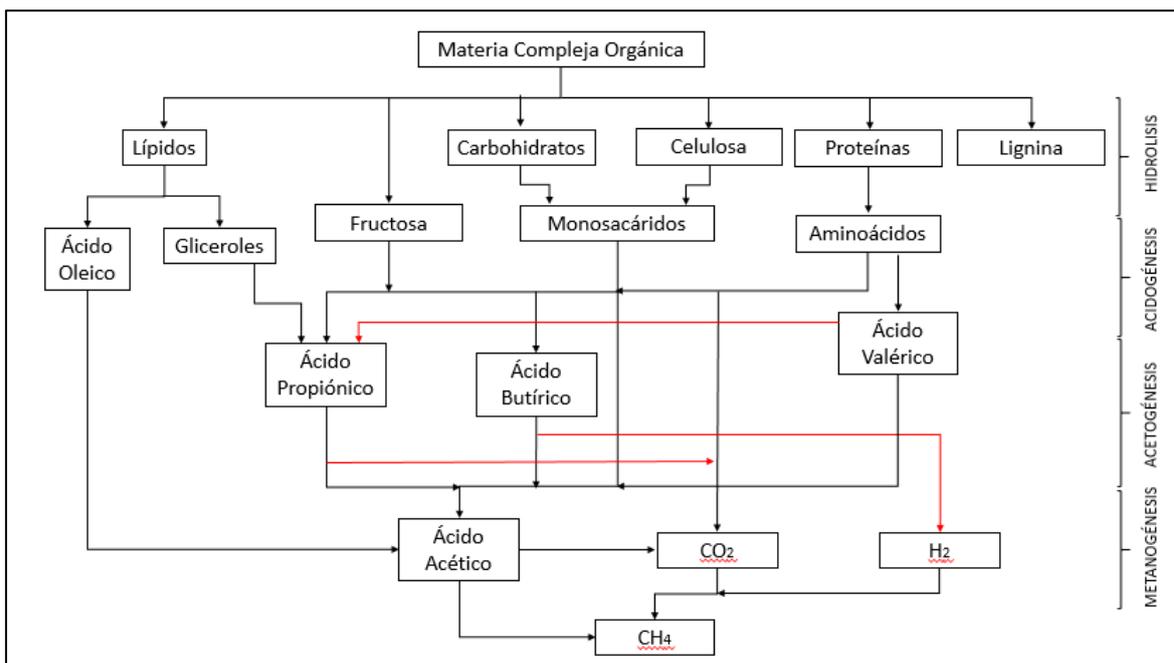


Figura 17. Esquema del proceso de digestión anaerobia de la cáscara de cacao.

Fuente: Elaboración propia.

7. La fructuosa (S_{fru}) se transforma en ácido propiónico (S_{prop}), ácido butírico (S_{but}), ácido acético (S_{ace}) y dióxido de carbono soluble (S_{co2}) por acción de bacterias acidogénicas degradadoras de monosacáridos (X_2).
8. Los aminoácidos (S_{ami}) se transforman en ácido propiónico (S_{prop}), ácido butírico (S_{but}), ácido valérico (S_{val}), ácido acético (S_{ace}) y dióxido de carbono soluble (S_{co2}) por acción de bacterias acidogénicas degradadoras de aminoácidos (X_3).
9. Los gliceroles (S_{gli}) se transforman en ácido propiónico (S_{prop}) y agua por acción de bacterias acidogénicas degradadoras de gliceroles (X_4).
10. El ácido propiónico (S_{prop}) se transforma en ácido acético (S_{ace}), hidrogeno soluble (S_{h2}) y dióxido de carbono soluble (S_{co2}) por acción de bacterias acetogénicas degradadoras de ácido propiónico (X_5).
11. El ácido butírico (S_{but}) se transforma en ácido acético (S_{ace}) e hidrogeno soluble (S_{h2}) por acción de bacterias acetogénicas degradadoras de ácido butírico (X_6).
12. El ácido valérico (S_{val}) se transforma en ácido acético (S_{ace}), ácido propiónico (S_{prop}) y metano (S_{ch4}) por acción de bacterias acetogénicas degradadoras de ácido valérico (X_7).
13. El ácido oleico (S_{ole}) se transforma en ácido acético (S_{ace}) e hidrogeno molecular soluble (S_{h2}) por acción de bacterias acetogénicas degradadoras de ácido oleico (X_8).
14. El ácido acético se transforma en metano (S_{ch4}) y dióxido de carbono (S_{co2}) por acción de bacterias metanogénicas acetoclásticas (X_9).
15. El dióxido de carbono (S_{co2}) es reducido por las bacterias metanogénicas hidrogenotróficas (X_{10}) utilizando el hidrogeno (S_{h2}) para formar metano (S_{ch4}).
16. El dióxido de carbono, hidrogeno y metano se transfieren entre las fases líquidas y gaseosas del reactor.

4.2. Sustrato utilizado en el modelo

El sustrato que ingresa al reactor está conformado por una combinación de materia orgánica disuelta y sin disolver, esta materia orgánica se puede interpretar como una mezcla de carbohidratos, proteínas y lípidos. Para poder realizar una comparación con los experimentos llevados a cabo en el Laboratorio de Sistemas Automáticos de Control, se considera un inóculo formado a partir del estiércol vacuno, en el cual se descompone la cáscara de cacao. La composición del estiércol de vaca es la que se muestra en la Tabla 30, este considera valores obtenidos de ensayos realizados por el Laboratorio de Sistemas Automáticos de Control y valores obtenidos de literatura revisada.

Tabla 30. Composición del estiércol de vaca

	Unidades	Composición
Materia Seca ^a	%	18.71
Materia Seca Orgánica ^a	%	15.84
Proteína cruda ^b	%	5.56
Carbohidratos ^b	%	2.34
Lípidos ^b	%	0.87
Lignina ^b	%	3.55
Celulosa ^b	%	5.8
Cationes libres ^c	%	0.46

Fuente: ^a (Universidad Nacional de Piura, 2015), ^b (Yu, Wensel, Ma, & Chen, 2013), ^c (Ecochem, 2016).

El valor de materia seca se obtuvo después de un ensayo por el que se seca la materia fresca en una estufa a 105 °C por 4 horas. En el caso de la materia seca orgánica se realizó un ensayo de calcinación en mufla a 650 °C durante 4 horas (Universidad Nacional de Piura, 2015). Por otro la cáscara de cacao se sometió a los mismos ensayos para obtener los valores de materia seca y materia orgánica seca, el resto de valores se obtuvo de literatura revisada. A continuación se presenta la caracterización de la cáscara de cacao resumida en la Tabla 31.

Tabla 31. Composición de la cáscara de cacao

	Unidades	Composición
Materia Seca ^a	%	13.068
Materia Seca Orgánica ^b	%	11.122
Proteína cruda ^b	%	1.098
Lípidos ^b	%	0.57
Lignina ^b	%	3.106
Celulosa ^b	%	3.292
Azúcares totales (fructuosa) ^b	%	0.431
Cationes libre ^c	%	0.9

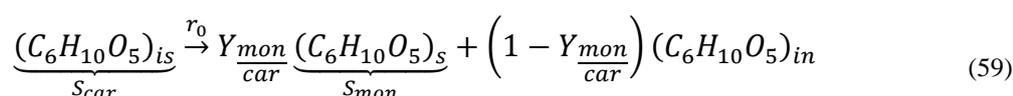
Fuente: ^a (Uwagboe, Hanzat, Olumide, & Akinbile, 2010), ^b (Ipanaqué, Nissen, & Nuñez, 2015), ^c (Serra-Bonvehi & Escola-Jorda, 1998).

4.3. Estequiometría del proceso de biodigestión anaeróbica

Definidas las etapas del proceso, las reacciones que se llevarán a cabo y los sustratos y productos presentes en cada etapa se procede a establecer las ecuaciones estequiométricas, paso previo al balance de masa. Como se menciona en el capítulo anterior existen tres reacciones de masa en los procesos biológicos, por tanto se clasifica a la hidrólisis como una reacción de síntesis de productos por metabolismo primario y las etapas siguientes como reacciones de crecimiento bacteriano y formación de productos por metabolismo secundario.

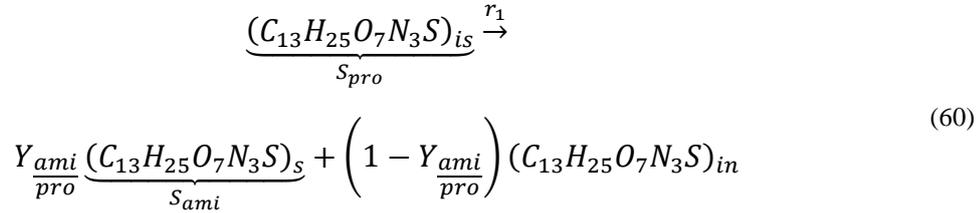
4.3.1. Hidrólisis

La etapa de hidrólisis es necesaria en el proceso de biodigestión porque asegura que las bacterias puedan catabolizar el sustrato inicial. En esta etapa intervienen enzimas segregadas por las bacterias acidogénicas. La velocidad de reacción se considera como una función de primer orden y los sustratos iniciales son los carbohidratos, proteínas y lípidos. Los carbohidratos al inicio del proceso se agrupan en insolubles $(C_6H_{10}O_5)_{is}$ y solubles $(C_6H_{10}O_5)_s$. La fracción insoluble incluye uniones orgánicas de hidrogeno que se rompen durante la hidrólisis (Angelidaki, Ellegaard, & Ahring, 1993). A continuación se presenta la ecuación estequiométrica de la hidrólisis enzimática de los carbohidratos insolubles.

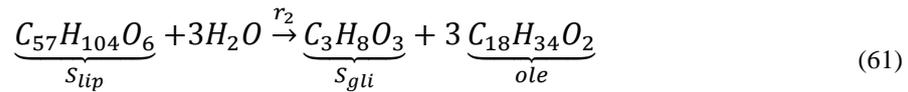


Donde $Y_{\frac{mon}{car}}$ es el rendimiento de formación de monosacáridos ($g/L_{mon} / g/L_{car}$) y r_0 es la velocidad de reacción hidrolítica de carbohidratos ($g_{sustrato}/L \text{ día}$). Como se aprecia los productos obtenidos después de la hidrólisis son carbohidratos solubles, los cuales se consideran como monosacáridos y materia orgánica inerte o que no se puede degradar. Las

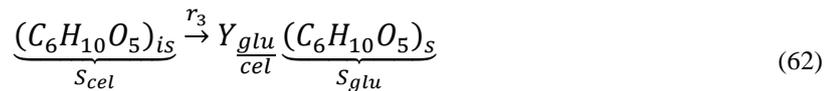
proteínas se representan con la formula ($C_{13}H_{25}O_7N_3S$), esta se agrupa en gelatinas insolubles y gelatinas inertes o estructura proteínica inaccesible (Angelidaki, Ellegaard, & Ahring, 1999). La ecuación estequiométrica de la hidrólisis de proteínas tiene la misma forma que la de los carbohidratos.



Donde $\frac{Y_{ami}}{pro}$ es el rendimiento de formación de aminoácidos ($g/L_{ami} / g/L_{pro}$) y r_1 es la velocidad de reacción hidrolítica de proteínas ($g_{sustrato}/L \text{ día}$). Como se aprecia los productos obtenidos después de la hidrólisis son proteínas solubles, las cuales se consideran como aminoácidos y materia orgánica inerte o que no se puede degradar. Los lípidos son representados como glicerol trioleatos (GTO, $C_{57}H_{104}O_6$). Los glicerol trioleatos son descompuestos en glicerol ($C_3H_8O_3$) y ácido oleico ($C_{18}H_{34}O_2$) durante la hidrólisis (Hanaki, Matsuo, & Nagase, 1981). A continuación se presenta la ecuación estequiométrica de la hidrólisis enzimática de los glicerol trioleatos.



Donde r_2 es la velocidad de reacción hidrolítica de lípidos ($g_{sustrato}/L \text{ día}$). La celulosa ($C_6H_{10}O_5$) es un biopolímero compuesto por moléculas de monosacáridos, la hidrólisis de la celulosa es muy lenta debido a la configuración de este compuesto que dificulta el actuar de las enzimas celulasas. Los productos obtenidos después de la hidrólisis son monosacáridos y materia orgánica inerte. La ecuación estequiométrica de la hidrólisis de celulosa se presenta a continuación (Saeman, 1945).



Donde r_3 es la velocidad de reacción hidrolítica de celulosa ($g_{sustrato}/L \text{ día}$) y $\frac{Y_{glu}}{cel}$ es el rendimiento de producción de monosacáridos a partir de la hidrólisis de celulosa ($g/L_{glu} / g/L_{cel}$). La lignina es un polímero conformado por oligómeros y monómeros aromáticos. La hidrólisis de la lignina es lenta a causa de la complejidad de su estructura molecular, como se aprecia en la Figura 18.

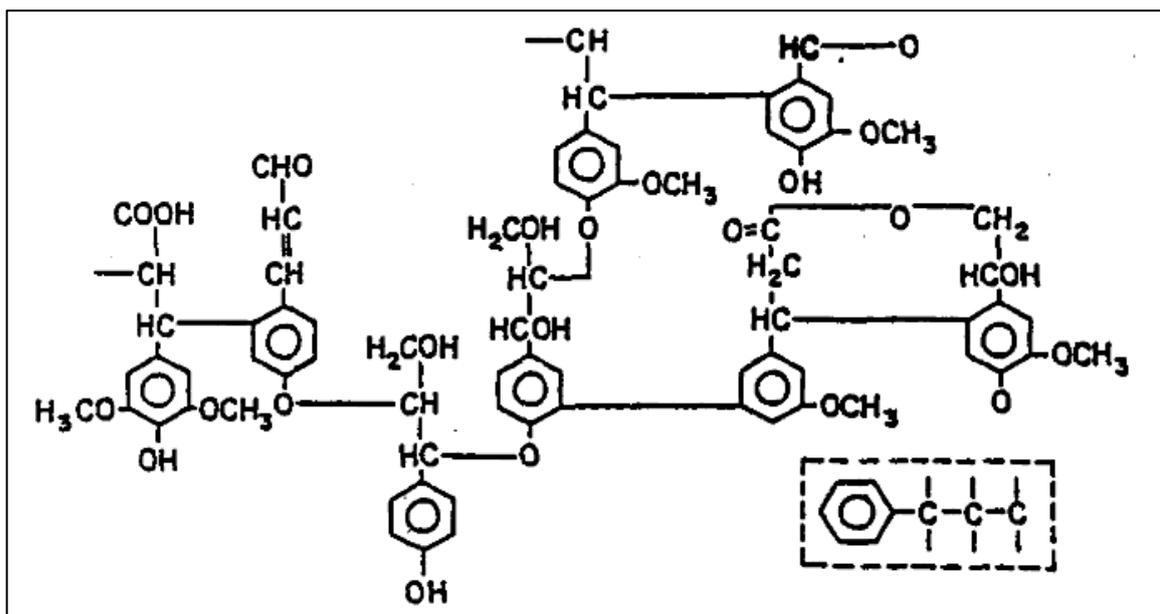
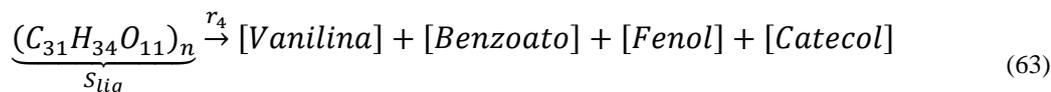


Figura 18. Estructura de la lignina. Diferentes tipos de uniones monoméricas y componentes monómeros aromáticos son mostrados.

Fuente: (Young & Frazer, 1987)

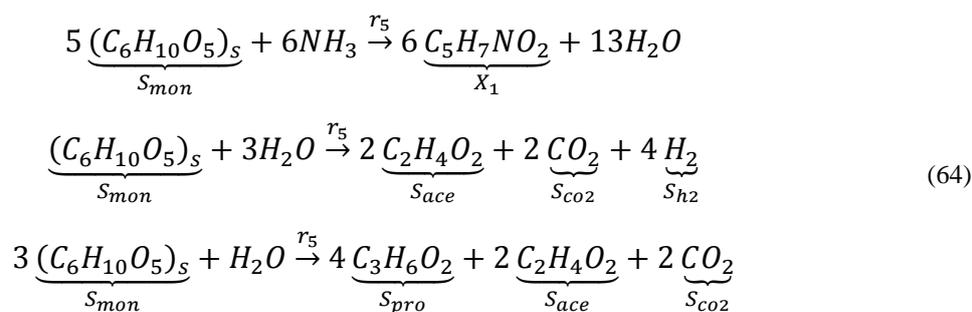
Después del proceso de hidrólisis se obtienen los siguientes compuestos: vanilina, ácido benzoico, fenol, catecol, entre otros.

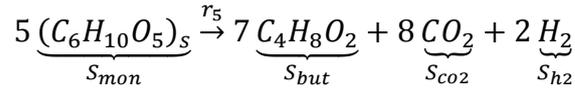


Donde r_4 es la velocidad de reacción hidrolítica de lignina ($g_{\text{sustrato}}/L \text{ día}$).

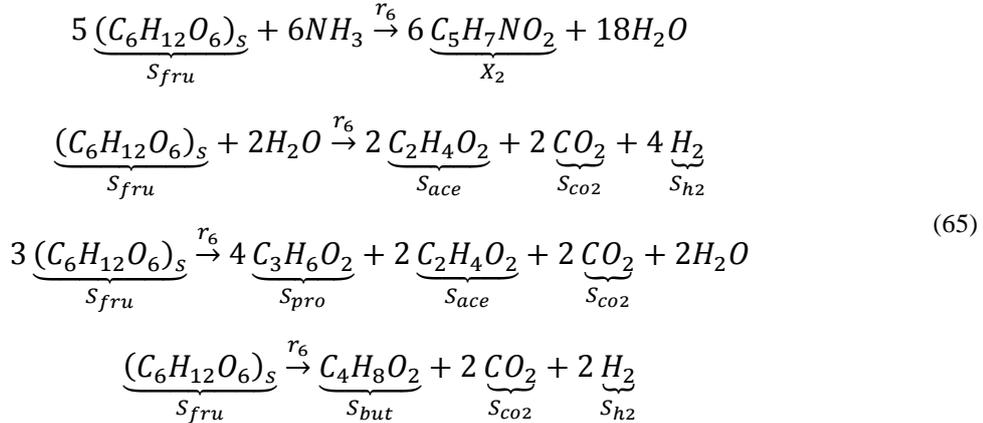
4.3.2. Acidogénesis

En la etapa de acidogénesis los productos obtenidos de la hidrólisis son descompuestos por bacterias acidogénicas. Por tal motivo se debe definir la velocidad de reacción en función a la tasa de crecimiento bacteriano y la concentración bacteriana. En esta etapa, como en las siguientes, las bacterias serán representadas por la fórmula empírica ($C_5H_7NO_2$). Los monosacáridos son degradados en ácido acético ($C_2H_4O_2$), propiónico ($C_3H_6O_2$), butírico ($C_4H_8O_2$) y dióxido de carbono (CO_2), por acción de bacterias acidogénicas degradadoras de monosacáridos (X_1), como se presenta en la siguiente ecuación estequiométrica (Angelidaki, Ellegaard, & Ahring, 1993).

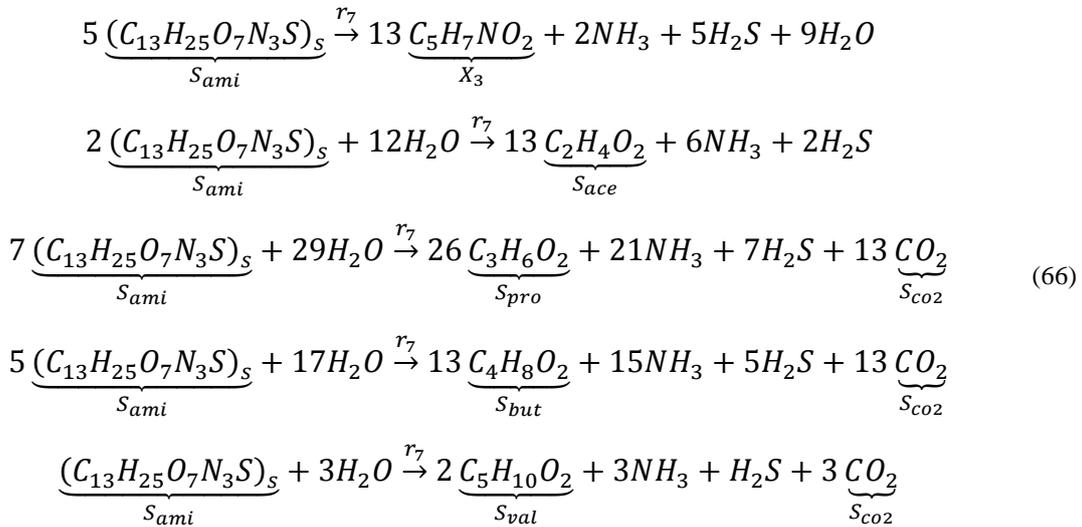




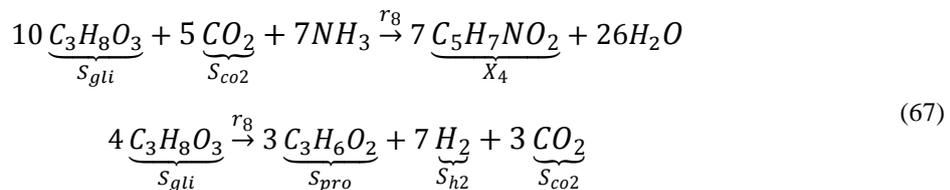
Donde r_5 es la velocidad de reacción acidogénica de monosacáridos (g bacterias/L día). En el caso de la cáscara de cacao los monosacáridos son representados por la fructosa que es degradada por acción de bacterias acidogénicas (X_2), como se presenta en la siguiente ecuación estequiométrica.



Donde r_6 es la velocidad de reacción acidogénica de monosacáridos (g bacterias/L día). Los aminoácidos son degradados en ácido acético, propiónico, butírico, valérico ($C_5H_{10}O_2$) y dióxido de carbono, por acción de bacterias acidogénicas degradadoras de aminoácidos (X_3), como se presenta según la siguiente ecuación estequiométrica (Angelidaki, Ellegaard, & Ahring, 1999).



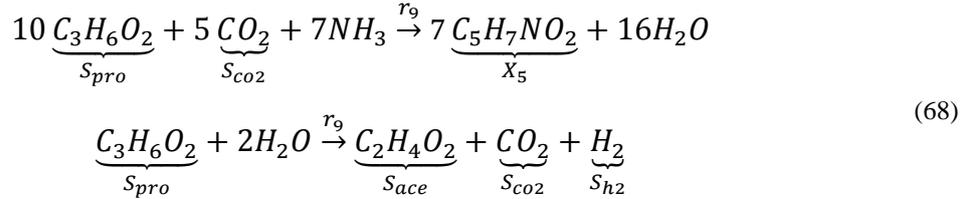
Donde r_7 es la velocidad de reacción acidogénica de aminoácidos (g bacterias/L día). Los gliceroles son degradados en ácido propiónico, por acción de bacterias acidogénicas degradadoras de glicerol (X_4), como se presenta según la siguiente ecuación estequiométrica.



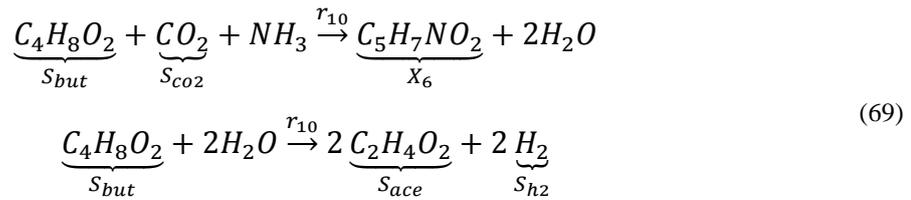
Donde r_8 es la velocidad de reacción acidogénica de glicerol (g bacterias/L día).

4.3.3. Acetogénesis

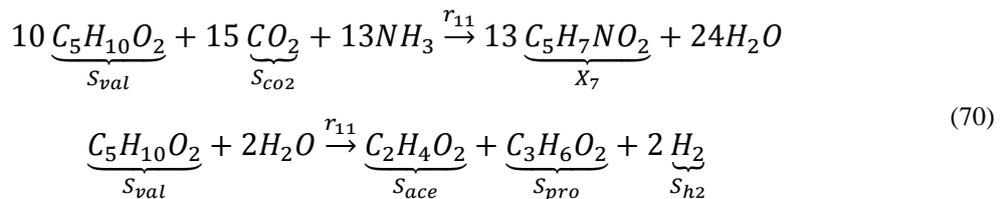
La etapa de acetogénesis comprende los procesos de degradación del ácido propiónico, butírico, valérico y oleico para la formación de ácido acético, dióxido de carbono e hidrogeno molecular. El ácido propiónico es degradado en ácido acético, dióxido de carbono e hidrogeno molecular (H_2), por acción de bacterias acetogénicas degradadoras de ácido propiónico (X_5), como se presenta según la siguiente ecuación estequiométrica.



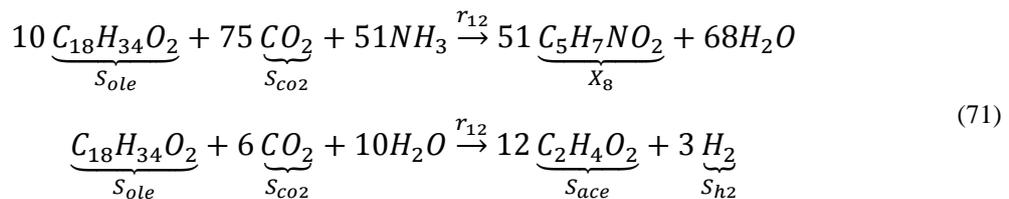
Donde r_9 es la velocidad de reacción acetogénica del ácido propiónico (g bacterias/L día). El ácido butírico es degradado en ácido acético e hidrogeno molecular, por acción de bacterias acetogénicas degradadoras de ácido butírico (X_6), como se presenta según la siguiente ecuación estequiométrica.



Donde r_{10} es la velocidad de reacción acetogénica del ácido butírico (g bacterias/L día). El ácido valérico es degradado en ácido acético, ácido propiónico y metano (CH_4), por acción de bacterias acetogénicas degradadoras de ácido butírico (X_7), como se presenta según la siguiente ecuación estequiométrica.



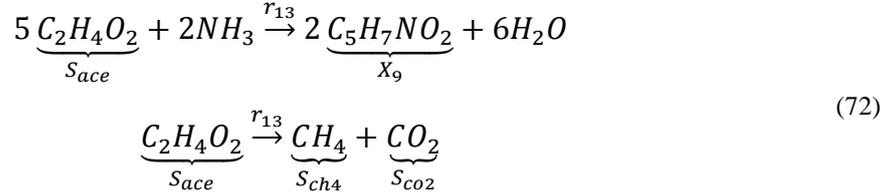
Donde r_{11} es la velocidad de reacción acetogénica del ácido valérico (g bacterias/L día). El ácido oleico es degradado por bacterias acetogénicas degradadoras de ácidos grasos de cadena larga, LCFA, por sus siglas en inglés, (X_8), formándose ácido acético e hidrogeno molecular, como se presenta según la siguiente ecuación estequiométrica.



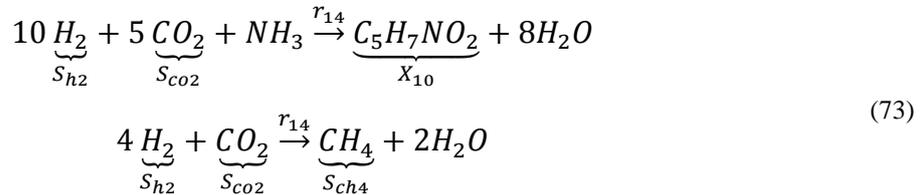
Donde r_{12} es la velocidad de reacción acetogénica de ácido oleico (g bacterias/L día).

4.3.4. Metanogénesis

La etapa de metanogénesis comprende dos procesos la degradación del ácido acético y la de la reducción de dióxido de carbono en metano. A continuación se presenta la ecuación que representa la degradación de ácido acético, por acción de arqueas metanogénicas (X_9).



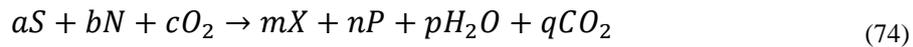
Donde r_{13} es la velocidad de reacción metanogénica acetoclástica (g bacterias/L día). La reducción de dióxido de carbono soluble en metano, utilizando el hidrogeno soluble, es realizada por arqueas metanogénicas hidrogenotróficas (X_{10}). Se considera el hidrogeno producido en las etapas de acetogénesis de ácidos propiónico, butírico y oleico.



Donde r_{14} es la velocidad de reacción metanogénica hidrogenotrófica (g bacterias/L día).

4.4. Coeficientes de rendimiento

A partir de las ecuaciones estequiométricas se pueden obtener los coeficientes de rendimiento degradación de sustrato (g sustrato/g bacteria) y de formación de producto (g producto/g bacteria) en base a la masa bacteriana (Hong, 1989). Si se considera una ecuación estequiométrica general para la reacción de crecimiento bacteriano y formación de productos por metabolismo secundario.



Las fuentes de carbono, fuentes de nitrógeno, productos y masa bacteriana son representadas por S , N , P y X , respectivamente; a, b, c, m, n, p, q son coeficientes. Los coeficientes de rendimiento se pueden determinar conociendo la formula química de S , N , X y P . El coeficiente de rendimiento de crecimiento bacteriano a partir de la degradación de sustrato ($Y_{\frac{x}{s}}$) es el siguiente.

$$Y_{\frac{x}{s}} = \frac{mM_x}{aM_s} \quad (75)$$

La masa molecular de la masa bacteriana es M_x y M_s es la masa molecular del sustrato. La inversa de este coeficiente se conoce como el coeficiente de rendimiento de degradación de sustrato a partir del crecimiento bacteriano ($Y_{\frac{s}{x}}$).

$$Y_{\frac{s}{x}} = \frac{aM_s}{mM_x} \quad (76)$$

El coeficiente de rendimiento de formación de productos a partir de la degradación de sustrato ($Y_{\frac{p}{s}}$) es el siguiente.

$$Y_{\frac{p}{s}} = \frac{nM_p}{aM_s} \quad (77)$$

La masa molecular del producto es M_p y M_s es la masa molecular del sustrato. El producto de los coeficientes de las ecuaciones 77 y 78 es el coeficiente de formación de productos a partir del crecimiento bacteriano ($Y_{\frac{p}{x}}$).

$$Y_{\frac{p}{x}} = \frac{nM_p}{mM_x} \quad (78)$$

Con estas fórmulas se definen los coeficientes de rendimiento de producción y degradación de cada compuesto dependiendo si actúan como reactantes o productos en las sucesivas etapas de la digestión. Estos coeficientes obtenidos se agrupan en la Tabla A.1 (Anexo A), el signo negativo define el rendimiento de consumo del sustrato y el signo positivo el rendimiento de producción del sustrato.

4.5. Flujo Gaseoso

El presente modelo tomará en cuenta la transferencia de hidrogeno, dióxido de carbono y metano entre los estados líquido y gaseoso. Para lo cual, es necesario agregar los términos de velocidad de transferencia másica de estos elementos, definidos en el capítulo anterior.

$$\begin{aligned} q_{h_2} &= K_{la_{h_2}}(S_{h_2} - S_{h_2}^*) = K_{la_{h_2}}(S_{h_2} - H_{h_2}G_{h_2}) \\ q_{co_2} &= K_{la_{co_2}}(S_{co_2} - S_{co_2}^*) = K_{la_{co_2}}(S_{co_2} - H_{co_2}G_{co_2}) \\ q_{ch_4} &= K_{la_{ch_4}}(S_{ch_4} - S_{ch_4}^*) = K_{la_{ch_4}}(S_{ch_4} - H_{ch_4}G_{ch_4}) \\ q_{nh_3} &= K_{la_{nh_3}}(S_{nh_3} - S_{nh_3}^*) = K_{la_{nh_3}}(S_{nh_3} - H_{nh_3}G_{nh_3}) \end{aligned} \quad (79)$$

La velocidad de transferencia másica entre fases ($g_{\text{producto}}/L \text{ día}$) del hidrogeno, dióxido de carbono, metano y amoniaco son q_{h_2} , q_{co_2} , q_{ch_4} y q_{nh_3} , respectivamente. $K_{la_{h_2}}$, $K_{la_{co_2}}$, $K_{la_{ch_4}}$ y $K_{la_{nh_3}}$ son las tasa de transferencia de los productos (1/día). H_{h_2} , H_{co_2} , H_{ch_4} y H_{nh_3} son las constantes de Henry para cada producto ($g_{\text{producto}}/L \text{ atm}$) y G_{h_2} , G_{co_2} , G_{ch_4} y G_{nh_3} las presiones parciales (atm). Se asume que la presión dentro del reactor se debe mantener constante, por tanto la velocidad de flujo total molar fuera del reactor es igual a la cantidad transferida de la fase líquida a la gaseosa (Balmant, Oliveira, Mitchell, Vargas, & Ordóñez, 2014), como se muestra en la siguiente ecuación.

$$\begin{aligned} F &= K_{la_{h_2}}(S_{h_2} - S_{h_2}^*) \frac{V}{M_{h_2}} + K_{la_{co_2}}(S_{co_2} - S_{co_2}^*) \frac{V}{M_{co_2}} + K_{la_{ch_4}}(S_{ch_4} - S_{ch_4}^*) \frac{V}{M_{ch_4}} \\ &\quad + K_{la_{nh_3}}(S_{nh_3} - S_{nh_3}^*) \frac{V}{M_{nh_3}} \end{aligned} \quad (80)$$

El volumen de la fase líquida (L) es V ; M_{h_2} , M_{co_2} , M_{ch_4} y M_{nh_3} son las masas molares (g/mol) del hidrógeno, dióxido de carbono, metano y amoníaco, respectivamente. El hidrógeno molecular, dióxido de carbono y metano en la fase gaseosa se reordenan para expresarse en términos de la presión parcial de estos en la fase gaseosa. Esto se observa en las siguientes ecuaciones.

$$\begin{aligned}
 \frac{dG_{h_2}}{dt} &= \frac{R \cdot T}{V_g} \left[K_{la_{h_2}} (S_{h_2} - S_{h_2}^*) \frac{V}{M_{h_2}} - F \cdot \frac{G_{h_2}}{P_T} \right] \\
 \frac{dG_{co_2}}{dt} &= \frac{R \cdot T}{V_g} \left[K_{la_{co_2}} (S_{co_2} - S_{co_2}^*) \frac{V}{M_{co_2}} - F \cdot \frac{G_{co_2}}{P_T} \right] \\
 \frac{dG_{ch_4}}{dt} &= \frac{R \cdot T}{V_g} \left[K_{la_{ch_4}} (S_{ch_4} - S_{ch_4}^*) \frac{V}{M_{ch_4}} - F \cdot \frac{G_{ch_4}}{P_T} \right] \\
 \frac{dG_{nh_3}}{dt} &= \frac{R \cdot T}{V_g} \left[K_{la_{nh_3}} (S_{nh_3} - S_{nh_3}^*) \frac{V}{M_{nh_3}} - F \cdot \frac{G_{nh_3}}{P_T} \right]
 \end{aligned} \tag{81}$$

Donde V_g representa el volumen de la fase gaseosa (L) y P_T la presión total (atm), R es la constante universal de los gases (atm L/mol K) y T es la temperatura.

4.6. Velocidad de reacción (r)

Durante el proceso de digestión se consideraron 16 reacciones biológicas, agrupadas según la etapa en que se desarrollan, representadas en las ecuaciones estequiométricas antes vistas. En estas ecuaciones se han definido las velocidades de reacción, estas corresponden al tiempo que las bacterias degradan los sustratos. En la etapa de hidrólisis ocurren cinco reacciones biológicas cuyas velocidades de reacción se establecen como la siguiente función de primer orden.

$$\begin{aligned}
 r_0 &= k_{h.car} S_{car} \\
 r_1 &= k_{h.pro} S_{pro} \\
 r_2 &= k_{h.lip} S_{lip} \\
 r_3 &= k_{h.cel} S_{cel} \\
 r_4 &= k_{h.lig} S_{lig}
 \end{aligned} \tag{82}$$

Las tasas de hidrólisis (1/día) de carbohidratos, proteínas, lípidos, celulosa y lignina son $k_{h.car}$, $k_{h.pro}$, $k_{h.lip}$, $k_{h.cel}$ y $k_{h.lig}$, respectivamente. S_{car} , S_{pro} , S_{lip} , S_{cel} y S_{lig} son las concentraciones de sustratos (g/L). Se observa que la velocidad de reacción es directamente proporcional a la concentración de sustrato a diferencia de las etapas siguientes (Balmant, Oliveira, Mitchell, Vargas, & Ordóñez, 2014). Algunos estudios consideran que esta etapa es inhibida por el incremento de ácidos grasos volátiles (Angelidaki, Ellegaard, & Ahring, 1993). Para las etapas siguientes es necesario representar las velocidades de reacción de acuerdo a variables ambientales como la temperatura y el pH, y a valores de estado, como la concentración de sustratos presentes durante la reacción. La velocidad de reacción en cada etapa es directamente proporcional a la concentración de bacterias que intervienen en estas, es así que se tiene:

$$\begin{aligned}
r_5 &= \mu_1 X_1 & r_{10} &= \mu_6 X_6 \\
r_6 &= \mu_2 X_2 & r_{11} &= \mu_7 X_7 \\
r_7 &= \mu_3 X_3 & r_{12} &= \mu_8 X_8 \\
r_8 &= \mu_4 X_4 & r_{13} &= \mu_9 X_9 \\
r_9 &= \mu_5 X_5 & r_{14} &= \mu_{10} X_{10}
\end{aligned} \tag{83}$$

La velocidad específica de crecimiento de las familias de bacterias es μ_n . Los subíndices 5, 6, 7 y 8, se relacionan con la degradación de monosacáridos, fructosa, aminoácidos y gliceroles, respectivamente; 9, 10, 11 y 12, con la degradación de ácido propiónico, butírico, valérico y oleico, respectivamente; finalmente 13 y 14 se relacionan con la metanogénesis acetilclástica e hidrogenotrófica. Como se mencionó en el apartado anterior se tomará en cuenta la transferencia de masa entre estados líquido y gaseoso. Por tanto se definen las siguientes velocidades de reacción.

$$\begin{aligned}
r_{15} &= q_{co2} = K_{la_{co2}}(S_{co2} - S_{co2}^*) \\
r_{16} &= q_{h2} = K_{la_{h2}}(S_{h2} - S_{h2}^*) \\
r_{17} &= q_{ch4} = K_{la_{ch4}}(S_{ch4} - S_{ch4}^*) \\
r_{18} &= q_{nh3} = K_{la_{nh3}}(S_{nh3} - S_{nh3}^*)
\end{aligned} \tag{84}$$

4.6.1. Cinética de crecimiento bacteriano sin inhibición

Como se mencionó antes en la etapa de acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis la velocidad de reacción es proporcional a la velocidad específica de crecimiento de las bacterias (μ). A pesar de que la velocidad específica depende las condiciones de operación (temperatura, pH, etc.) y el medio reactivo (concentración de compuestos carbonosos, nitrogenados, etc.), en la mayoría de casos se expresa por el modelo empírico de Monod.

$$\mu = \mu_{max} \left(\frac{S}{S + K_s} \right) \tag{85}$$

La velocidad específica de crecimiento máxima (1/día) es μ_{max} y K_s es la constante de Michaelis-Menten (g/L). De acuerdo a este modelo el crecimiento se limita por falta de sustrato y la descomposición es completa cuando el sustrato ya no está disponible. Este modelo se aplica durante las etapas de acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis acetilclástica. Sin embargo, para la reacción de metanogénesis hidrogenotrófica la expresión de la velocidad específica es la siguiente.

$$\mu_{11} = \mu_{max,11} \left(\frac{S_{h2}}{S_{h2} + K_{s,h2}} \right) \left(\frac{S_{co2}}{S_{co2} + K_{s,co2}} \right) \tag{86}$$

La razón de esta diferencia es que en esta etapa se necesitan dos sustratos para realizar el proceso, es así que el modelo de Monod se debe modificar. De igual manera el modelo de Angelidaki considera al amoníaco como un sustrato que participa en cada etapa del proceso, el modelo planteado omite esta condición y solo lo considera como sustrato inhibidor.

4.6.2. Cinética de crecimiento bacteriano con inhibición

En un primer análisis el modelo no consideró el efecto de la inhibición por exceso de sustrato, por tanto se usó el modelo Monod. Luego se analizó el efecto inhibitorio de la concentración de sustratos. En primer lugar se debe definir si la inhibición es competitiva o no competitiva. Se diferencian por el efecto en el valor de concentración al 50% de la velocidad específica de crecimiento máxima o constante de Michaelis-Menten (Dochain, 2008). En el caso de la inhibición no competitiva la constante de Michaelis-Mente no es afectada, por otro lado la inhibición competitiva incrementa el valor de esta constante. La inhibición competitiva se expresa con el modelo de Andrews.

$$\mu = \mu_{max} \cdot \frac{S}{K_s + S + \frac{S^2}{K_i}} \quad (87)$$

La concentración del sustrato cuando se reduce al 50% el crecimiento de las bacterias máximo debido a la inhibición del sustrato (g/L) es K_i . La inhibición no competitiva se expresa con la siguiente ecuación.

$$\mu = \mu_{max} \frac{K_i}{S + K_i} \quad (88)$$

La investigación llevada a cabo por Angelidaki en 1998 describió que la concentración de ácido oleico era el factor inhibitorio de las etapas de acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis. La inhibición que produce es competitiva solo en la acetogénesis de ácido oleico, mientras que en las otras reacciones produce inhibición no competitiva. Por otra parte el ácido acético produce una inhibición competitiva en la acetogénesis de ácidos grasos volátiles. Finalmente el amoníaco produce una inhibición no competitiva en la metanogénesis. En el apartado anterior se mencionó que algunas investigaciones consideran a la concentración de ácidos grasos volátiles como inhibitoria de la reacción hidrolítica, por tanto la ecuación se expresa de la siguiente forma, tomando en cuenta que la inhibición no es competitiva (Angelidaki, Ellegaard, & Ahring, 1993).

$$r_{0,sustrato} = k_{h,sustrato} \left(\frac{k_{i,VFA}}{k_{i,VFA} + \sum VFA} \right) S_{sustrato} \quad (89)$$

Donde $k_{i,VFA}$ es la constante de inhibición por presencia de ácidos grasos volátiles (g/L). En la Tabla 32 se resumen los inhibidores de cada etapa y el tipo de inhibición que producen.

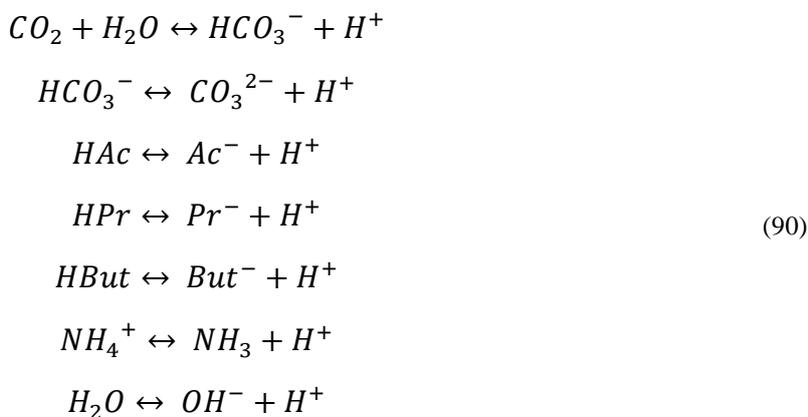
Tabla 32. Inhibiciones usadas en el modelo

Etapa del proceso	Inhibidor	Tipo de inhibición
Hidrólisis	Suma de ácidos grasos volátiles	No competitiva
Acidogénesis	Ácido oleico	No competitiva
Acetogénesis de ácido oleico	Ácido oleico	Competitiva
Acetogénesis	Ácido oleico	No competitiva
	Ácido acético	Competitiva
Metanogénesis acetoclástica	Ácido oleico	No competitiva
	Amoniac	No competitiva

Fuente: (Angelidaki, Ellegaard, & Ahring, 1999).

4.6.3. Efecto inhibidor del pH y la temperatura

En el capítulo anterior se mencionó el efecto del valor de pH en las reacciones biológicas, este valor se determina por el equilibrio iónico de componentes, como dióxido de carbono, ácido acético, propiónico, butírico, entre otros. Del siguiente balance iónico se obtiene la concentración de iones H^+ (Angelidaki, Ellegaard, & Ahring, 1993).



La primera reacción es la disociación del dióxido de carbono en anión bicarbonato (HCO_3^-) e hidrón (H^+), la segunda es la disociación de bicarbonato en anión carbonato (CO_3^{2-}) e hidrón, las tres siguientes reacciones son las disociaciones de los ácidos acético, propiónico y butírico en aniones acetato (Ac^-), propionato (Pr^-) y butirato (But^-), respectivamente. La disociación del catión amonio (NH_4^+) resulta en la formación de amoniac e hidrón, finalmente la última reacción es la auto ionización del agua en anión hidróxido e hidrón. El equilibrio de pH resultante se determina al resolver iterativamente la ecuación de balance de carga.

$$\begin{aligned}
 Ch(pH) &= [H^+] - [OH^-] \\
 &= [HCO_3^-] + 2[CO_3^{2-}] + [Ac^-] + [Pr^-] + [But^-] - [NH_4^+] \\
 &\quad - [Z^+]
 \end{aligned} \tag{91}$$

Todos los valores de esta ecuación son expresados como concentraciones molares (mol/L), $Ch(pH)$ es la carga iónica dependiente del pH. An es la concentración de aniones y Z , es la concentración de cationes. Z es la suma de cationes como el calcio, sodio y magnesio. Este término permite definir el valor de pH según las siguientes ecuaciones.

$$\begin{aligned} \text{Si } Ch(pH) > 0 & \rightarrow [H^+] = \frac{Ch(pH) + \sqrt{(Ch(pH))^2 + 4K_w}}{2} \\ \text{Si } Ch(pH) < 0 & \rightarrow [H^+] = \frac{2K_w}{-Ch(pH) + \sqrt{(Ch(pH))^2 + 4K_w}} \end{aligned} \quad (92)$$

$$pH = -\log[H^+]$$

Donde K_w es la constante de auto-disociación del agua. Se entiende como la reacción donde dos moléculas de agua reaccionan para producir un ion hidronio y un ion hidroxilo. Esta constante depende de la temperatura del medio.

$$\begin{aligned} pK_w &= 4.771 + \frac{2747}{T} \\ pK_w &= -\log K_w \end{aligned} \quad (93)$$

La temperatura (T) está en grados Kelvin. El efecto del valor de pH en la velocidad de crecimiento es descrito por la función de pH de Michaelis (Angelidaki, Ellegaard, & Ahring, 1993).

$$F(pH) = \frac{1 + 2 \cdot 10^{0.5(pK_i - pK_h)}}{1 + 10^{(pH - pK_h)} + 10^{(pK_i - pH)}} \quad (94)$$

Donde pK_i es valor mínimo de pH debajo del cual se inhibe el crecimiento bacteriano y pK_h es el máximo valor de pH sobre del cual se inhibe el crecimiento bacteriano. Finalmente se estableció que la velocidad de crecimiento bacteriano depende de la temperatura del proceso, esta dependencia se correlaciona de forma lineal, que corresponde a la relación encontrada por Hashimoto (Hashimoto, 1982).

$$\begin{aligned} \text{Si } T < T_{opt} & \rightarrow \mu_{max}(T) = \mu_{max,Topt} - \alpha(T_{opt} - T) \\ \text{Si } T > T_{opt} & \rightarrow \mu_{max}(T) = \mu_{max,Topt} \frac{(T_{max} - T)}{(T_{max} - T_{opt})} \end{aligned} \quad (95)$$

Donde la temperatura para la velocidad máxima de crecimiento es T_{opt} , la máxima temperatura donde el crecimiento cesa es T_{max} y α es un coeficiente de temperatura. En la Tabla 33 se resumen las ecuaciones cinéticas bajo las consideraciones antes mencionadas. En el modelo planteado se asume que el proceso se realiza a temperatura controlada, por tanto se omite este parámetro.

Tabla 33. Ecuaciones cinéticas usadas en el modelo

Etapa del proceso	Ecuación cinética
Hidrólisis enzimática de carbohidratos y proteínas	$r_{0,sustrato} = k_{h,sustrato} \left(\frac{k_{i,VFA}}{k_{i,VFA} + \sum VFA} \right) S_{sustrato} \quad (96)$
Acidogénesis de monosacáridos y fructosa	$\mu = \mu_{max} \left(\frac{S_{mon}}{S_{mon} + K_{s,mon}} \right) \left(\frac{S_{NH3}}{S_{NH3} + K_{s,NH3}} \right) \left(\frac{K_{i,ole}}{S_{ole} + K_{i,ole}} \right) \quad (97)$
Acidogénesis de aminoácidos	$\mu = \mu_{max} \left(\frac{S_{ami}}{S_{ami} + K_{s,ami}} \right) \quad (98)$
Acidogénesis de glicerol	$\mu = \mu_{max} \left(\frac{S_{gli}}{S_{gli} + K_{s,gli}} \right) \left(\frac{S_{NH3}}{S_{NH3} + K_{s,NH3}} \right) \left(\frac{K_{i,ole}}{S_{ole} + K_{i,ole}} \right) F(pH) \quad (99)$
Acetogénesis de ácido oleico	$\mu = \mu_{max} \left(\frac{S_{ole}}{K_{s,ole} + S_{ole} + \frac{S_{ole}^2}{K_{i,ole}}} \right) \left(\frac{S_{NH3}}{S_{NH3} + K_{s,NH3}} \right) F(pH) \quad (100)$
Acetogénesis	$\mu = \mu_{max} \left(\frac{S}{S + K_s} \right) \left(\frac{S_{NH3}}{S_{NH3} + K_{s,NH3}} \right) \left(\frac{K_{i,ace}}{S_{ace} + K_{i,ace}} \right) \left(\frac{K_{i,ole}}{S_{ole} + K_{i,ole}} \right) F(pH) \quad (101)$
Metanogénesis aceticlástica	$\mu = \mu_{max} \left(\frac{S_{ace}}{S_{ace} + K_{s,ace}} \right) \left(\frac{S_{NH3}}{S_{NH3} + K_{s,NH3}} \right) \left(\frac{K_{i,ole}}{S_{ole} + K_{i,ole}} \right) \left(\frac{K_{i,nh3}}{S_{nh3} + K_{i,nh3}} \right) F(pH) \quad (102)$
Metanogénesis hidrogenotrófica	$\mu = \mu_{max} \left(\frac{S_{h2}}{S_{h2} + K_{s,h2}} \right) \left(\frac{S_{co2}}{S_{co2} + K_{s,co2}} \right) \left(\frac{S_{NH3}}{S_{NH3} + K_{s,NH3}} \right) \quad (103)$

Fuente: (Angelidaki, Ellegaard, & Ahring, 1999)

4.7. Mortalidad bacteriana

En el capítulo anterior se mencionó que las bacterias tienen un periodo de desarrollo, el cual es afectado por las condiciones de operación (temperatura, pH, etc.) y el medio reactivo (concentración de compuestos carbonosos, nitrogenados, etc.). Finalizado este tiempo el número de bacterias vivas decrece, como se representa en la siguiente ecuación estequiométrica.



Donde $K_{d,n}$ es la tasa de muerte bacteriana, X_n representa a las diferentes colonias bacterianas activas y $X_{d,n}$ las bacterias muertas. Las investigaciones sobre el proceso de biodigestión establecen que la velocidad de muerte ($r_{d,n}$) es el 5% de la velocidad máxima de crecimiento.

$$r_{d,n} = K_{d,n} X_n = 0.05 \mu_{max} X_n \quad (105)$$

4.8. Balance de masa

La dinámica de las reacciones biológicas se puede definir a partir de la expresión de flujo másico, lo que se interpreta como: la variación de la cantidad de un compuesto es igual a la suma de lo que se produce o se suministra y la reducción de lo que se consume o se decanta (Dochain, 2008). Se obtiene el balance de masa conociendo las reacciones estequiométricas que definen el proceso, así como la hidrodinámica del reactor, flujo de masa a la entrada y a la salida. Se agrupan las ecuaciones de balance en cada etapa.

4.8.1. Hidrólisis

En la hidrólisis se definen los balances de masa de los sustratos iniciales: carbohidratos, proteínas, lípidos, celulosa y lignina; como se aprecia en las siguientes ecuaciones.

$$\begin{aligned}
 \frac{d(S_{car})}{dt} &= \frac{Q_{ent}}{V} (S_{car,ent} - S_{car}) - r_0 \\
 \frac{d(S_{pro})}{dt} &= \frac{Q_{ent}}{V} (S_{pro,ent} - S_{pro}) - r_1 \\
 \frac{d(S_{lip})}{dt} &= \frac{Q_{ent}}{V} (S_{lip,ent} - S_{lip}) - r_2 \\
 \frac{d(S_{cel})}{dt} &= \frac{Q_{ent}}{V} (S_{cel,ent} - S_{cel}) - r_3 \\
 \frac{d(S_{lig})}{dt} &= \frac{Q_{ent}}{V} (S_{lig,ent} - S_{lig}) - r_4
 \end{aligned} \tag{106}$$

Donde S_n representa la concentración de sustrato durante el proceso (g/L), $S_{n,ent}$ la concentración de sustrato que ingresa en el flujo de entrada (g/L), V el volumen de reacción o volumen líquido (L), Q_{ent} el flujo de entrada (L/día) y r_n representa la velocidad de reacción de hidrólisis de los sustratos (1/día).

4.8.2. Acidogénesis

En la acidogénesis se analiza el balance de masa de los productos de la hidrólisis que son degradados en esta etapa: monosacáridos, aminoácidos y glicerol. El balance másico de estos compuestos se expresa en las siguientes ecuaciones.

$$\begin{aligned}
 \frac{d(S_{mon})}{dt} &= \frac{Q_{ent}}{V} (S_{mon,ent} - S_{mon}) + \frac{Y_{mon}}{car} \cdot r_0 + \frac{Y_{mon}}{cel} \cdot r_3 - \frac{Y_{mon}}{X1} \cdot r_5 \\
 \frac{d(S_{fru})}{dt} &= \frac{Q_{ent}}{V} (S_{fru,ent} - S_{fru}) - \frac{Y_{fru}}{X2} \cdot r_6 \\
 \frac{d(S_{ami})}{dt} &= \frac{Q_{ent}}{V} (S_{ami,ent} - S_{ami}) + \frac{Y_{ami}}{pro} \cdot r_1 - \frac{Y_{ami}}{X3} \cdot r_7
 \end{aligned} \tag{107}$$

$$\frac{d(S_{gli})}{dt} = \frac{Q_{ent}}{V} (S_{gli,ent} - S_{gli}) + Y_{\frac{gli}{lip}} \cdot r_2 - Y_{\frac{gli}{X4}} \cdot r_3$$

Donde $Y_{\frac{mon}{X1}}$, $Y_{\frac{fru}{X2}}$, $Y_{\frac{ami}{X2}}$ y $Y_{\frac{gli}{X3}}$ representan los rendimientos de consumo de monosacáridos, fructosa, aminoácidos y glicerol, respectivamente, para la formación de bacterias acidogénicas degradadoras de las mismas (g/L sustrato/g/L bacterias). $Y_{\frac{mon}{car}}$, $Y_{\frac{mon}{cel}}$, $Y_{\frac{ami}{pro}}$ y $Y_{\frac{gli}{lip}}$ son los rendimientos de producción (g/L sustrato/g/L sustrato) de monosacáridos aminoácidos y glicerol a partir de la hidrólisis de carbohidratos, celulosa, proteínas y lípidos, respectivamente. El balance de masa de las bacterias acidogénicas se representa con las siguientes ecuaciones.

$$\begin{aligned} \frac{d(X_1)}{dt} &= \frac{Q_{ent}}{V} (X_{1,ent} - X_1) + r_5 - K_{d,1} \cdot X_1 \\ \frac{d(X_2)}{dt} &= \frac{Q_{ent}}{V} (X_{2,ent} - X_2) + r_6 - K_{d,2} \cdot X_2 \\ \frac{d(X_3)}{dt} &= \frac{Q_{ent}}{V} (X_{3,ent} - X_3) + r_7 - K_{d,3} \cdot X_3 \\ \frac{d(X_4)}{dt} &= \frac{Q_{ent}}{V} (X_{4,ent} - X_4) + r_8 - K_{d,4} \cdot X_4 \end{aligned} \quad (108)$$

Donde X_n representa la concentración de bacterias durante el proceso (g/L), $X_{n,ent}$ la concentración de bacterias que ingresa en el flujo de entrada (g/L), $\mu_{max,Xn}$ representa la tasa máxima de crecimiento bacteriano.

4.8.3. Acetogénesis

En la acetogénesis se analiza el balance de masa de los productos de la hidrólisis y acidogénesis que son degradados en esta etapa: ácido propiónico, butírico, valérico y oleico. El balance másico de estos compuestos se expresa en las siguientes ecuaciones.

$$\begin{aligned} \frac{d(S_{pro})}{dt} &= \frac{Q_{ent}}{V} (S_{pro,ent} - S_{pro}) + Y_{\frac{pro}{X1}} \cdot r_5 + Y_{\frac{pro}{X2}} \cdot r_6 + Y_{\frac{pro}{X3}} \cdot r_7 + Y_{\frac{pro}{X4}} \cdot r_8 \\ &\quad - Y_{\frac{pro}{X5}} \cdot r_9 + Y_{\frac{pro}{X7}} \cdot r_{11} \\ \frac{d(S_{but})}{dt} &= \frac{Q_{ent}}{V} (S_{but,ent} - S_{but}) + Y_{\frac{but}{X1}} \cdot r_5 + Y_{\frac{but}{X2}} \cdot r_6 + Y_{\frac{but}{X3}} \cdot r_7 - Y_{\frac{but}{X6}} \cdot r_{10} \\ \frac{d(S_{val})}{dt} &= \frac{Q_{ent}}{V} (S_{val,ent} - S_{val}) + Y_{\frac{val}{X3}} \cdot r_7 - Y_{\frac{val}{X7}} \cdot r_{11} \\ \frac{d(S_{ole})}{dt} &= \frac{Q_{ent}}{V} (S_{ole,ent} - S_{ole}) + Y_{\frac{ole}{lip}} \cdot r_2 - Y_{\frac{ole}{X8}} \cdot r_{12} \end{aligned} \quad (109)$$

Donde $Y_{\frac{pro}{X1}}$, $Y_{\frac{pro}{X2}}$, $Y_{\frac{pro}{X3}}$, $Y_{\frac{pro}{X4}}$, $Y_{\frac{pro}{X7}}$, $Y_{\frac{but}{X1}}$, $Y_{\frac{but}{X2}}$, $Y_{\frac{but}{X3}}$ y $Y_{\frac{val}{X3}}$ representan los rendimientos de producción (g/L sustrato/g/L bacterias) de ácido propiónico, butírico y valérico en presencia

bacterias acidogénicas y acetogénicas, en caso de la degradación de ácido valérico. $Y_{\frac{ole}{lip}}$ es el rendimiento de producción (g/L_{sustrato}/g/L_{sustrato}) de ácido oleico a partir de la hidrólisis de lípidos. $Y_{\frac{pro}{X5}}$, $Y_{\frac{but}{X6}}$, $Y_{\frac{val}{X7}}$ y $Y_{\frac{ole}{X8}}$ son los rendimientos de consumo del ácido propiónico, butírico, valérico y oleico, respectivamente, por bacterias acetogénicas (g/L_{sustrato}/g/L_{bacterias}). El balance de masa de las bacterias acetogénicas se representa con las siguientes ecuaciones.

$$\begin{aligned}
 \frac{d(X_5)}{dt} &= \frac{Q_{ent}}{V} (X_{5,ent} - X_5) + r_9 - K_{d,5} \cdot X_5 \\
 \frac{d(X_6)}{dt} &= \frac{Q_{ent}}{V} (X_{6,ent} - X_6) + r_{10} - K_{d,6} \cdot X_6 \\
 \frac{d(X_7)}{dt} &= \frac{Q_{ent}}{V} (X_{7,ent} - X_7) + r_{11} - K_{d,7} \cdot X_7 \\
 \frac{d(X_8)}{dt} &= \frac{Q_{ent}}{V} (X_{8,ent} - X_8) + r_{12} - K_{d,8} \cdot X_8
 \end{aligned} \tag{110}$$

4.8.4. Metanogénesis

En la metanogénesis se analiza el balance de masa del ácido acético, dióxido de carbono, hidrógeno y metano, producidos en las etapas de acidogénesis, acetogénesis y en la metanogénesis acetoclástica y hidrogenotrófica. El balance másico de estos compuestos se expresa en las siguientes ecuaciones.

$$\begin{aligned}
 \frac{d(S_{ace})}{dt} &= \frac{Q_{ent}}{V} (S_{ace,ent} - S_{ace}) + Y_{\frac{ace}{X1}} \cdot r_5 + Y_{\frac{ace}{X2}} \cdot r_6 + Y_{\frac{ace}{X3}} \cdot r_7 + Y_{\frac{ace}{X5}} \cdot r_9 \\
 &\quad + Y_{\frac{ace}{X6}} \cdot r_{10} + Y_{\frac{ace}{X7}} \cdot r_{11} + Y_{\frac{ace}{X8}} \cdot r_{12} - Y_{\frac{ace}{X9}} \cdot r_{13} \\
 \frac{d(S_{co2})}{dt} &= \frac{Q_{ent}}{V} (S_{co2,ent} - S_{co2}) + Y_{\frac{co2}{X1}} \cdot r_5 + Y_{\frac{co2}{X2}} \cdot r_6 + Y_{\frac{co2}{X3}} \cdot r_7 + Y_{\frac{co2}{X4}} \cdot r_8 \\
 &\quad + Y_{\frac{co2}{X5}} \cdot r_9 - Y_{\frac{co2}{X6}} \cdot r_{10} - Y_{\frac{co2}{X7}} \cdot r_{11} - Y_{\frac{co2}{X8}} \cdot r_{12} + Y_{\frac{co2}{X9}} \cdot r_{13} \\
 &\quad - Y_{\frac{co2}{X10}} \cdot r_{14} - r_{15} \\
 \frac{d(S_{h2})}{dt} &= \frac{Q_{ent}}{V} (S_{h2,ent} - S_{h2}) + Y_{\frac{h2}{X1}} \cdot r_5 + Y_{\frac{h2}{X2}} \cdot r_6 + Y_{\frac{h2}{X4}} \cdot r_8 + Y_{\frac{h2}{X5}} \cdot r_9 + Y_{\frac{h2}{X6}} \\
 &\quad \cdot r_{10} + Y_{\frac{h2}{X7}} \cdot r_{11} + Y_{\frac{h2}{X8}} \cdot r_{12} - Y_{\frac{h2}{X10}} \cdot r_{14} - r_{16} \\
 \frac{d(S_{ch4})}{dt} &= \frac{Q_{ent}}{V} (S_{ch4,ent} - S_{ch4}) + Y_{\frac{ch4}{X9}} \cdot r_{13} + Y_{\frac{ch4}{X10}} \cdot r_{14} - r_{17}
 \end{aligned} \tag{111}$$

$$\begin{aligned} \frac{dS_{nh3}}{dt} = \frac{Q_{ent}}{V} (S_{nh3,ent} - S_{nh3}) &- Y_{\frac{nh3}{X1}} \cdot r_5 - Y_{\frac{nh3}{X2}} \cdot r_6 + Y_{\frac{nh3}{X3}} \cdot r_7 - Y_{\frac{nh3}{X4}} \cdot r_8 \\ &- Y_{\frac{nh3}{X5}} \cdot r_9 - Y_{\frac{nh3}{X6}} \cdot r_{10} - Y_{\frac{nh3}{X7}} \cdot r_{11} - Y_{\frac{nh3}{X8}} \cdot r_{12} - Y_{\frac{nh3}{X9}} \cdot r_{13} \\ &- Y_{\frac{nh3}{X10}} \cdot r_{14} - r_{18} \end{aligned}$$

Donde $Y_{\frac{h2}{Xn}}$, $Y_{\frac{ace}{Xn}}$, $Y_{\frac{co2}{Xn}}$, $Y_{\frac{ch4}{Xn}}$ y $Y_{\frac{nh3}{Xz}}$ representan los rendimientos de producción (g/L sustrato/g/L bacterias) de hidrogeno, ácido acético, dióxido de carbono, metano y amoniaco en presencia bacterias acidogénicas (X_1 , X_2 , X_3 y X_4), acetogénicas (X_5 , X_6 , X_7 y X_8) y metanogénicas (X_9 y X_{10}). $Y_{\frac{h2}{Xn}}$, $Y_{\frac{ace}{Xn}}$, $Y_{\frac{co2}{Xn}}$ y $Y_{\frac{nh3}{Xn}}$ representan los rendimientos de consumo (g/L sustrato/g/L bacterias) de hidrogeno, dióxido de carbono y ácido acético, por bacterias metanogénicas acetoclásticas (X_9) e hidrogenotróficas (X_{10}), en el caso del amoniaco por bacterias acidogénicas, acetogénicas y metanogénicas. El balance de masa de las bacterias acidogénicas se representa con las siguientes ecuaciones.

$$\begin{aligned} \frac{d(X_9)}{dt} &= \frac{Q_{ent}}{V} (X_{9,ent} - X_9) + r_{13} - K_{d,9} \cdot X_9 \\ \frac{d(X_{10})}{dt} &= \frac{Q_{ent}}{V} (X_{10,ent} - X_{10}) + r_{14} - K_{d,10} \cdot X_{10} \end{aligned} \quad (112)$$

Como se mencionó antes el proceso se desarrolló en un reactor Batch, por tal motivo no es necesario considerar un flujo de entrada. En conclusión en todas las ecuaciones presentadas el término que contenga al flujo de entrada (Q_{ent}) será igual a cero.

4.8.5. Aniones y cationes libres

En el caso de los cationes libres, los balances másicos se representan de la siguiente manera.

$$\frac{dZ}{dt} = \frac{Q_{ent}}{V} (Z_{ent} - Z) \quad (113)$$

Donde Z_{ent} es la concentración de cationes libres en el flujo de entrada y Z es la concentración de cationes libres durante el proceso. Para definir las concentraciones molares de los aniones y cationes presentes en el balance iónico se deben usar las relaciones de equilibrio iónico. En el balance iónico se aprecia que la disociación de un mol de reactante produce un mol de hidrón y un mol de anión dependiendo del compuesto del que proviene, de esta manera se simplifica las relaciones que se presentan a continuación.

$$\begin{aligned} [HCO_3^-] &= \frac{S_{co2}/M_{co2}}{1 + \frac{[H^+]}{K_{a1,co2}} + \frac{K_{a2,co2}}{[H^+]}} \\ [CO_3^{2-}] &= \frac{S_{co2}/M_{co2}}{1 + \frac{[H^+]}{K_{a2,co2}} + \frac{[H^+]^2}{K_{a1,co2}K_{a2,co2}}} \end{aligned} \quad (114)$$

$$[Ac^-] = \frac{S_{ace}/M_{ace}}{1 + \frac{[H^+]}{K_{a,HAc}}}$$

$$[Pr^-] = \frac{S_{pro}/M_{pro}}{1 + \frac{[H^+]}{K_{a,HPr}}}$$

$$[But^-] = \frac{S_{but}/M_{but}}{1 + \frac{[H^+]}{K_{a,HBut}}}$$

$$[NH_4^+] = \frac{S_{nh3}/M_{nh3}}{1 + \frac{K_{a,nh3}}{[H^+]}}$$

Donde $K_{a,n}$ son las constantes de disociación de cada compuesto [mol/L] y los valores en corchetes representan la molaridad de los compuestos [mol/L].

4.8.6. Producción de biogás

La producción de biogás se obtiene de la suma de la producción de metano, dióxido de carbono, hidrogeno y amoniaco. Se asume que la transferencia másica entre fase líquida y gaseosa equivale a la producción de gases. Por tanto la producción de biogás (Q , L/día) se expresa de la siguiente forma.

$$Q = \left(\frac{r_{15}}{M_{co2}} + \frac{r_{17}}{M_{ch4}} + \frac{r_{16}}{M_{h2}} + \frac{r_{18}}{M_{nh3}} \right) \cdot V \cdot V_s \quad (115)$$

Donde V_s es el volumen estándar (L/mol). Finalmente este valor se divide entre la masa orgánica seca expresada en kilogramos, este valor obtenido permite realizar una comparación entre los ensayos realizados.

4.8.7. Balance Energético

El balance energético descrito en esta sección se basó en las investigaciones realizadas en el Laboratorio de Sistemas Automáticos de Control sobre el proceso de fermentación del cacao. (Chávez Rodríguez, 2015). El balance energético requiere definir las entalpías de reacción (calor absorbido o desprendido durante dicha reacción) que se llevan a cabo en cada etapa del proceso. La entalpia de una reacción se calcula a partir de las entalpías de formación (energía necesaria para formar el compuesto a partir de especies elementales que lo componen) de los reactivos y productos que intervienen en dicha reacción. Se consideran las ecuaciones (64) al (73) para poder realizar el cálculo de las entalpías, siguiendo el siguiente modelo de ecuación estequiométrica



De modo que el cálculo de la entalpia de reacción se obtiene de la diferencia entre las entalpías de formación de los productos y reactivos.

$$\Delta H_r = \frac{c}{a} H_{f(C)} + \frac{d}{a} H_{f(D)} - \frac{a}{a} H_{f(A)} - \frac{b}{a} H_{f(B)} \quad (117)$$

Las entalpías de formación de cada componente se calculan a partir de la siguiente ecuación.

$$H_f = H_f^o + \int_{T_R}^T C_{P_i} dT \quad (118)$$

H_f^o representa la entalpia de formación estándar del compuesto obtenido a 25 °C y presión de 1 atm. C_{P_i} es la capacidad calorífica y T_R es la temperatura estándar (25 °C). Estos valores se encuentran en la Tabla 34.

Tabla 34. Entalpías de formación y capacidades caloríficas de los compuestos presentes en el proceso

Compuesto	Entalpia de formación (H_{fi}^o) [kJ/mol]	Capacidad calorífica molar a presión constante (C_{P_i}) [J/K mol]	Masa molar [g/mol]
Monosacáridos	-1271	218.6	162.141
Fructosa	-1265.6	230.5	180.16
Aminoácidos	-624.9	232.8	27.862
Gliceroles	-669.6	221.9	92.0938
Ac. Propiónico	-510.8	152.8	74.08
Ac. Butírico	-533.9	178.6	88.11
Ac. Valérico	-560.24	210.33	102.13
Ac. Oleico	-764.8	814.69	282.4614
Ac. Acético	-483.88	123	60.0211
Dióxido de carbono	-393.5	37.135	44.01
Amoniac	-46	80.80	17.03
H ₂ O	-285.8	73.375	18.01528
H ₂	0	28.64	2.01589
Metano	-74.87	52.93	16.04
H ₂ S	-21	34.102	34.1

Fuente: (Linstrom & Mallard, 2014).

La entalpia de reacción de la degradación de los monosacáridos se obtiene a partir de la siguiente expresión.

$$\begin{aligned}
\Delta H_{r5} = & 0.744(-483.88 \times 10^3 + 123(T_b - 25)) \\
& + 0.5(-510.8 \times 10^3 + 152.8(T_b - 25)) \\
& + 0.4409(-533.9 \times 10^3 + 178.6(T_b - 25)) \\
& + 0.6909(-393.5 \times 10^3 + 37.135(T_b - 25)) \\
& + 0.0254(-285.8 \times 10^3 + 73.375(T_b - 25)) \\
& - 0.1115(-46 \times 10^3 + 80.8(T_b - 25)) \\
& - (-1271 \times 10^3 + 218.6(T_b - 25))
\end{aligned} \tag{119}$$

$$\Delta H_{r5} = 146.1973 \times 10^3 + 46.5678(T_b - 25) \left[\frac{\text{J}}{\text{mol}_{\text{mon}}} \right]$$

Donde T_b es la temperatura de la biomasa. Las entalpías de reacción de las siguientes etapas se calculan de igual manera, obteniéndose.

$$\begin{aligned}
\Delta H_{r6} &= 160.898 \times 10^3 + 46.5681(T_b - 25) \left[\frac{\text{J}}{\text{mol}_{\text{fru}}} \right] \\
\Delta H_{r7} &= 489.8221 \times 10^3 - 181.2889(T_b - 25) \left[\frac{\text{J}}{\text{mol}_{\text{ami}}} \right] \\
\Delta H_{r8} &= -110.5634 \times 10^3 - 2.154(T_b - 25) \left[\frac{\text{J}}{\text{mol}_{\text{gli}}} \right] \\
\Delta H_{r9} &= 209.937 \times 10^3 - 57.1888(T_b - 25) \left[\frac{\text{J}}{\text{mol}_{\text{prop}}} \right] \\
\Delta H_{r10} &= 152.0797 \times 10^3 - 29.0196(T_b - 25) \left[\frac{\text{J}}{\text{mol}_{\text{but}}} \right] \\
\Delta H_{r11} &= 35.9058 \times 10^3 - 9.2277(T_b - 25) \left[\frac{\text{J}}{\text{mol}_{\text{val}}} \right] \\
\Delta H_{r12} &= 1016.8751 \times 10^3 - 470.5832(T_b - 25) \left[\frac{\text{J}}{\text{mol}_{\text{ole}}} \right] \\
\Delta H_{r13} &= 23.4196 \times 10^3 - 34.8234(T_b - 25) \left[\frac{\text{J}}{\text{mol}_{\text{ace}}} \right] \\
\Delta H_{r14} &= -64.2001 \times 10^3 + 11.4995(T_b - 25) \left[\frac{\text{J}}{\text{mol}_{\text{h2}}} \right]
\end{aligned} \tag{120}$$

Finalmente la entalpia total de reacción se obtiene al sumar las entalpías antes descritas.

$$\begin{aligned}
H_T \left[\frac{J}{s} \right] = & \frac{\Delta H_{r5}}{M_{mon}} \times r_5 \times \frac{Y_{mon}}{X_1} \times V + \frac{\Delta H_{r6}}{M_{fru}} \times r_6 \times \frac{Y_{fru}}{X_2} \times V + \frac{\Delta H_{r7}}{M_{ami}} \times r_7 \times \frac{Y_{ami}}{X_3} \\
& \times V + \frac{\Delta H_{r8}}{M_{gli}} \times r_8 \times \frac{Y_{gli}}{X_4} \times V + \frac{\Delta H_{r9}}{M_{prop}} \times r_9 \times \frac{Y_{prop}}{X_5} \times V + \frac{\Delta H_{r10}}{M_{but}} \\
& \times r_{10} \times \frac{Y_{but}}{X_6} \times V + \frac{\Delta H_{r11}}{M_{val}} \times r_{11} \times \frac{Y_{val}}{X_7} \times V + \frac{\Delta H_{r12}}{M_{ole}} \times r_{12} \\
& \times \frac{Y_{ole}}{X_8} \times V + \frac{\Delta H_{r13}}{M_{ace}} \times r_{13} \times \frac{Y_{ace}}{X_9} \times V + \frac{\Delta H_{r14}}{M_{h2}} \times r_{14} \times \frac{Y_{h2}}{X_{11}} \times V
\end{aligned} \quad (121)$$

Para poder expresar el balance energético durante el proceso, se considera que el proceso de vaporización de agua dentro del reactor demanda transferencia de calor, así como la generación de calor por las reacciones químicas (H_T), expresado por las entalpías de reacción, y finalmente la transferencia de calor solo ocurre hacia el medio circundante (sin considerar la transferencia que ocurre entre la biomasa y las paredes del recipiente). El balance energético se expresa de la siguiente forma.

$$\frac{d[T_b(M \times C_{pm} + W \times C_{pw})]}{dt} = H_T - k_w(T_{amb} - T_b) \quad (122)$$

Donde C_{pm} es la capacidad calorífica de la materia seca ($1000 \text{ J kg}^{-1}\text{K}^{-1}$), C_{pw} es la capacidad calorífica del agua líquida ($4184 \text{ J kg}^{-1}\text{K}^{-1}$), M es la masa total de sólidos en el proceso (kg), W es la masa de agua en el proceso (kg) y k_w es la inversa de la resistencia equivalente por conducción según la geometría del reactor, para la simulación se asemeja a un cilindro de altura L .

$$k_w = \frac{2\pi kL}{\ln\left(\frac{r_{externo}}{r_{interno}}\right)} \quad (123)$$

Donde k es la conductividad térmica del vidrio borosilicato ($1.14 \text{ W m}^{-1}\text{K}^{-1}$). La temperatura ambiente (T_{amb}) se obtuvo de la data obtenida por el radar de la Universidad de Piura resumida en la Tabla 35.

Tabla 35. Temperatura ambiente (T_{amb}) medida por el radar de la Universidad de Piura

Tiempo (días)	Temperatura ambiente (°C)	Tiempo (días)	Temperatura ambiente (°C)
0.00	20.5	3.25	23.9
0.25	24.3	3.50	29.2
0.50	29.9	3.75	24.1
0.75	24.4	4.00	20.9
1.00	20.5	4.25	25.2
1.25	24.2	4.50	30.1
1.50	29.5	4.75	24.8
1.75	25.1	5.00	21.4
2.00	21	5.25	24.6
2.25	25.3	5.50	28.5
2.50	31.2	5.75	23.9
2.75	24.6	6.00	21.3
3.00	21.2		

Fuente: Laboratorio de Sistemas Automáticos de Control.

Capítulo 5

Simulación y Resultados

En el capítulo anterior se mencionó que se tienen dos procesos de digestión, de estiércol vacuno, para la formación del inoculo, y la cáscara de cacao, para poder comparar la producción de biogás del modelo simulado con los resultados experimentales. Ambos se llevan a cabo en reactores Batch, según los experimentos realizados en el Laboratorio de Sistemas Automáticos de Control se utilizaron matrices Erlenmeyer de 500 mL. En primer lugar se diluyeron 270 g de estiércol vacuno en 2000 mL de agua, este se dividió en 4 matraces por lo que la concentración de estiércol se considera aproximadamente 135 g/L. El estiércol vacuno presenta una composición que permite definir las concentraciones iniciales de sustrato en el proceso. Las concentraciones iniciales de bacterias presentes en el estiércol vacuno se asumen que son pequeñas, aproximadamente 0.01 g/L, para bacterias acidogénicas y acetogénicas y 0.001 g/L para bacterias metanogénicas (Balmant, Oliveira, Mitchell, Vargas, & Ordonez, 2014). En el caso de la cáscara de cacao, se consideraron 15 gramos de cáscara en 500 mL de agua, por tanto la concentración de cáscara de cacao es 30 g/L. La cáscara de cacao antes de ingresar en el reactor fue aplastada hasta obtener partículas de 10 mm para incrementar la superficie de contacto de los sustratos, facilitando la metabolización de las bacterias, se siguió los estándares de la norma VDI 4630. Las concentraciones de compuestos en el estiércol vacuno y en la cáscara de cacao se presentan en la Tabla 36. El modelo analizado considera la inhibición por concentración de sustratos, como ácido oleico y ácido acético (Angelidaki, Ellegaard, & Ahring, 1999), también se toma en cuenta el efecto del valor de pH y el de la temperatura. El sistema de ecuaciones de balance másico consta de balance de sustratos, productos, bacterias, presiones parciales y cationes libres. Por tanto se deben definir las constantes que se utilizan en el modelo, estas constantes son extraídas de estudios realizados por Angelidaki, Baltman, entre otros. En la Tabla A.2 (Anexo A) se muestra las constantes usadas en el modelo.

Tabla 36. Concentraciones de compuestos en el estiércol vacuno y en la cáscara de cacao.

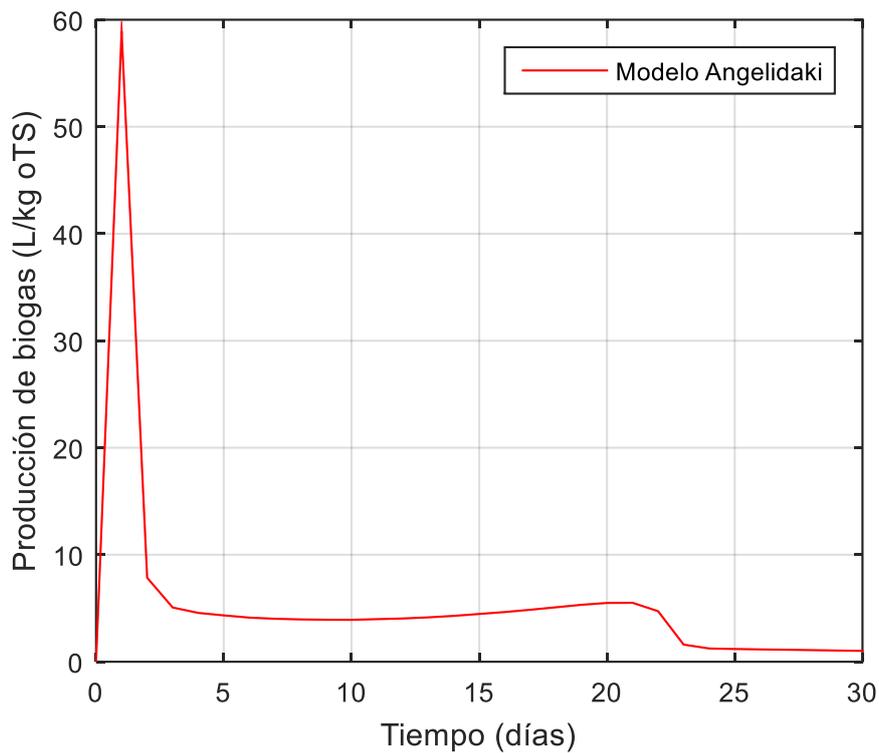
Compuesto	Nomenclatura	Concentraciones de compuestos en el estiércol vacuno (g/L)	Nomenclatura	Concentraciones de compuestos en la cáscara de cacao (g/L)
Proteína cruda	$S_{pro} (t=0)$	7.506	$S_{pro} (t=0)$	0.3294
Grasas totales	$S_{lip} (t=0)$	1.1745	$S_{lip} (t=0)$	0.171
Carbohidratos totales	$S_{car} (t=0)$	3.159	$S_{car} (t=0)$	-
Lignina	$S_{lig} (t=0)$	4.7925	$S_{lig} (t=0)$	0.9318
Celulosa	$S_{cel} (t=0)$	7.83	$S_{cel} (t=0)$	0.9876
Azúcares totales (fructosa)	$S_{glu} (t=0)$	-	$S_{glu} (t=0)$	0.1293
Cationes libres	$Z (t=0)$	0.621	$Z (t=0)$	0.27

Fuente: (Universidad Nacional de Piura, 2015).

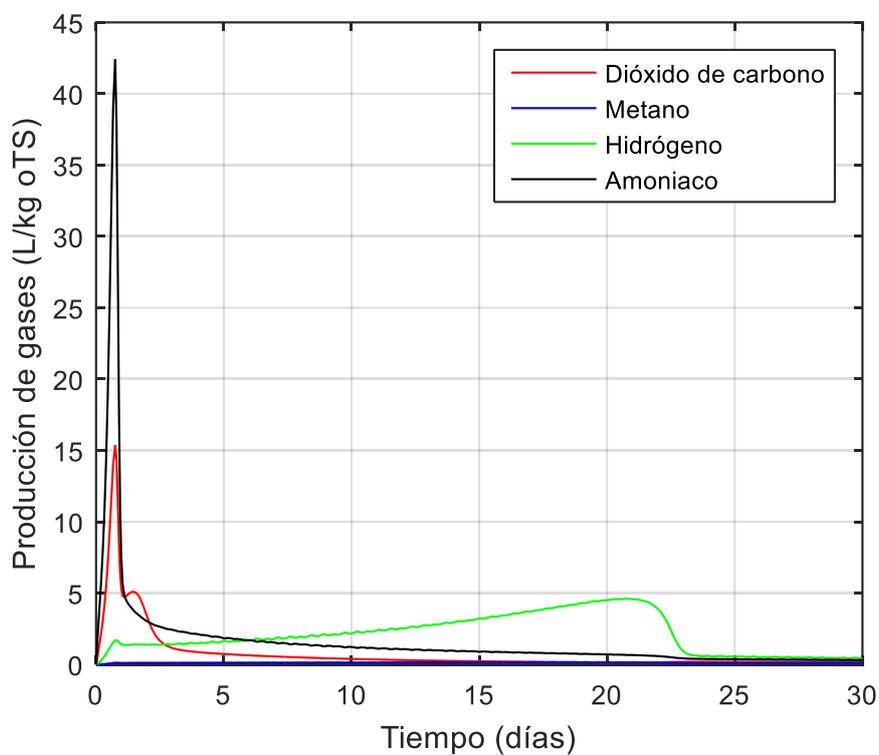
A continuación se muestran los resultados obtenidos de las simulaciones llevadas a cabo en Simulink, simulador del programa MATLAB. En primer lugar se lleva a cabo una reparametrización del modelo propuesto por Angelidaki, en las siguientes figuras se presenta lo obtenido al variar los parámetros de tasa máxima, constantes de saturación y rendimientos de producción y consumo. En los Anexos B y C se aprecia el diseño del modelo y el código con que se programó. Primero se presenta la producción de biogás obtenida al considerar los parámetros del modelo de Angelidaki, se aprecia que la producción de biogás alcanza su mayor valor en el primer día y este está compuesto en mayor parte de amoníaco y dióxido de carbono, sin embargo durante todo el proceso no se produce metano.

Angelidaki considera el amoníaco como un compuesto que actúa como sustrato en cada etapa, por lo que su concentración es la que genera la inhibición de toda etapa del proceso de biodigestión. La acidogénesis de aminoácidos es el proceso donde se produce amoníaco, la concentración elevada de proteínas y el rendimiento elevado de producción de aminoácidos son las principales razones de este comportamiento.

Se procede a simular el modelo con los parámetros del modelo de Angelidaki, obteniéndose los resultados presentados en la Figura 19. Como se observa en la figura es necesario realizar una variación de parámetros para que el modelo refleje los resultados obtenidos en los experimentos realizados en el laboratorio.



(a)



(b)

Figura 19. Produção de biogás por kg oTS (a) y producción de componentes del biogás (b).

Fuente: Elaboración propia.

En primer lugar se procede a variar la tasa de reacción hidrolítica dentro del rango presentado en la Tabla 37.

Tabla 37. Rango de tasas de reacción hidrolítica

Sustrato	Tasa máxima de hidrólisis [1/día]
Carbohidratos	0.025 - 106
Proteínas	0.0096 - 10
Lípidos	0.005 - 10

Fuente: (Wolfsberger, 2008)

En la Figura 20 se aprecian los resultados de la producción de biogás al modificar la tasa de reacción hidrolítica, acidogénica, acetogénica y metanogénica, así como las constantes de saturación en cada etapa.

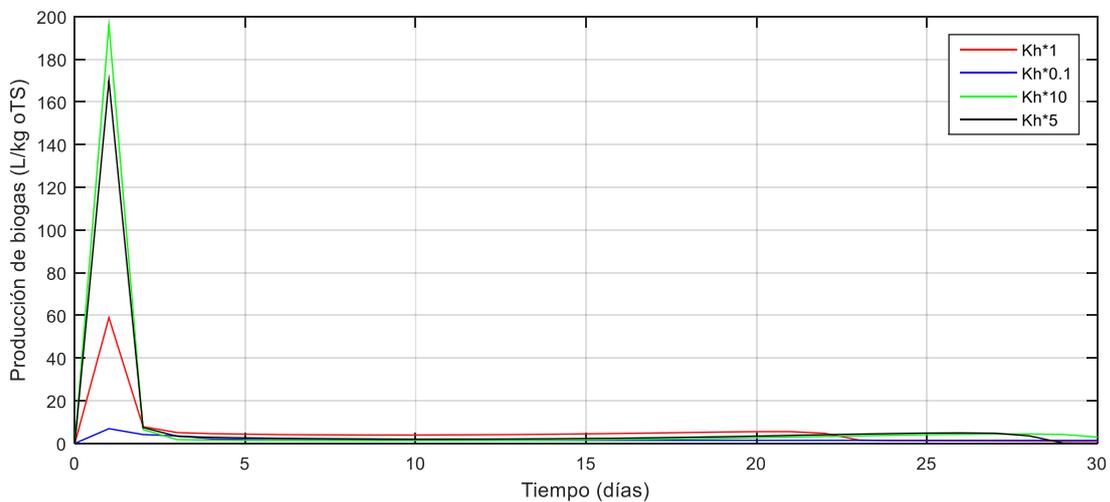
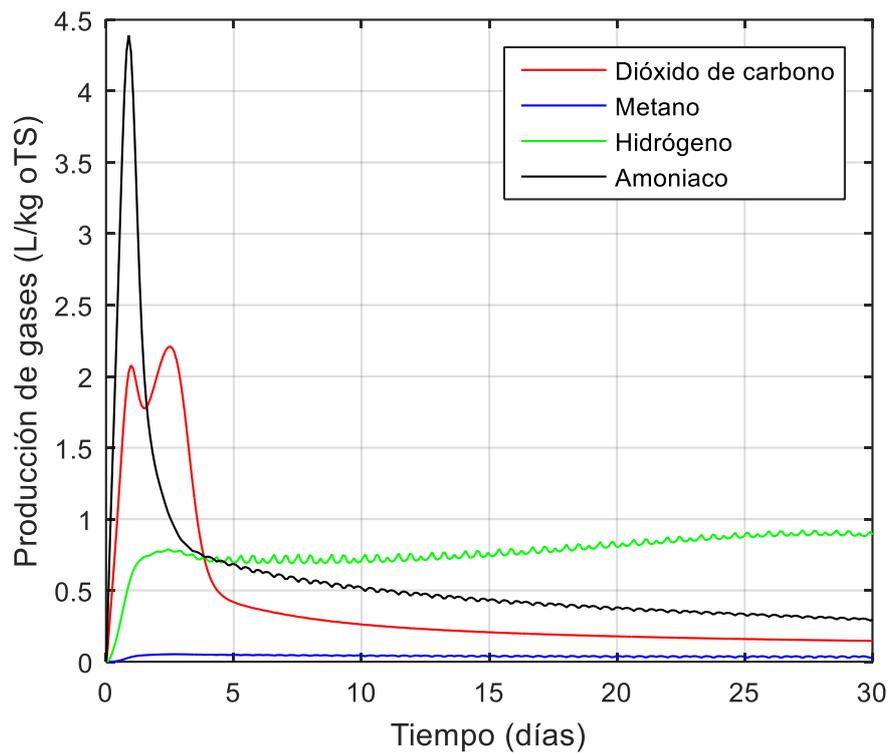


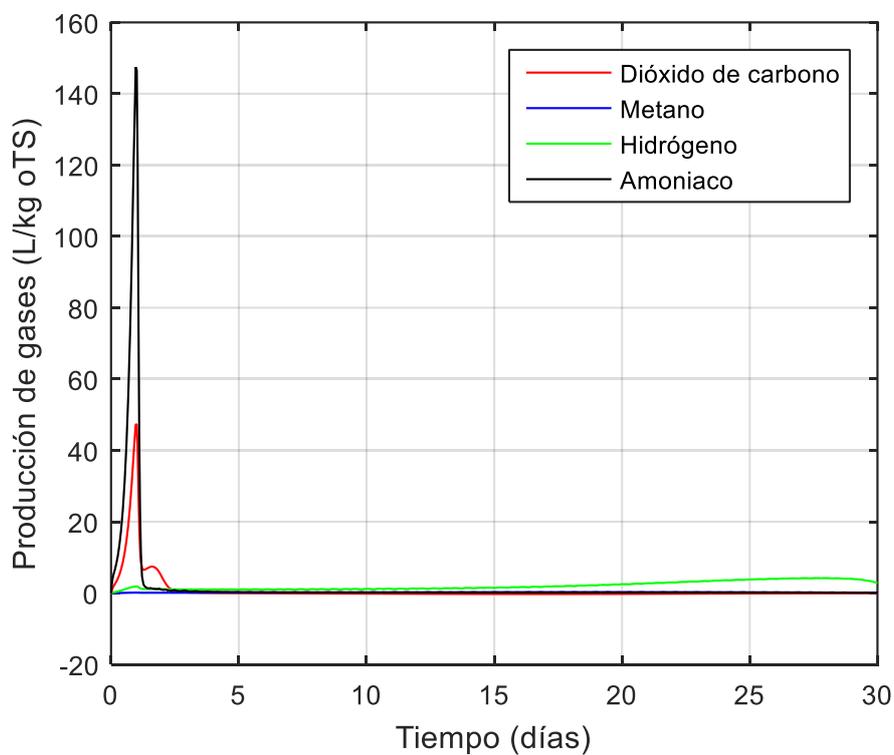
Figura 20. Producción de biogás por kg oTS con diferentes valores de tasas de reacción hidrolítica.

Fuente: Elaboración propia.

Como se aprecia en la figura la variación de la tasa máxima de reacción hidrolítica afecta en el comportamiento de la producción de biogás, mientras mayor es este parámetro mayor es el valor máximo de producción, sin embargo no hay un cambio en el tiempo que abarca la producción de biogás y tampoco en la composición de este como se observa en las siguientes figuras. La producción de metano es nula en todos los casos y los valores de dióxido de carbono y amoníaco son los únicos afectados por el cambio de este parámetro, como se observa en la Figura 21.



(a)



(b)

Figura 21. Producción de gases que componen el biogás con una tasa de reacción hidrolítica multiplicada por 0.1 (a) y por 10 (b).

Fuente: Elaboración propia.

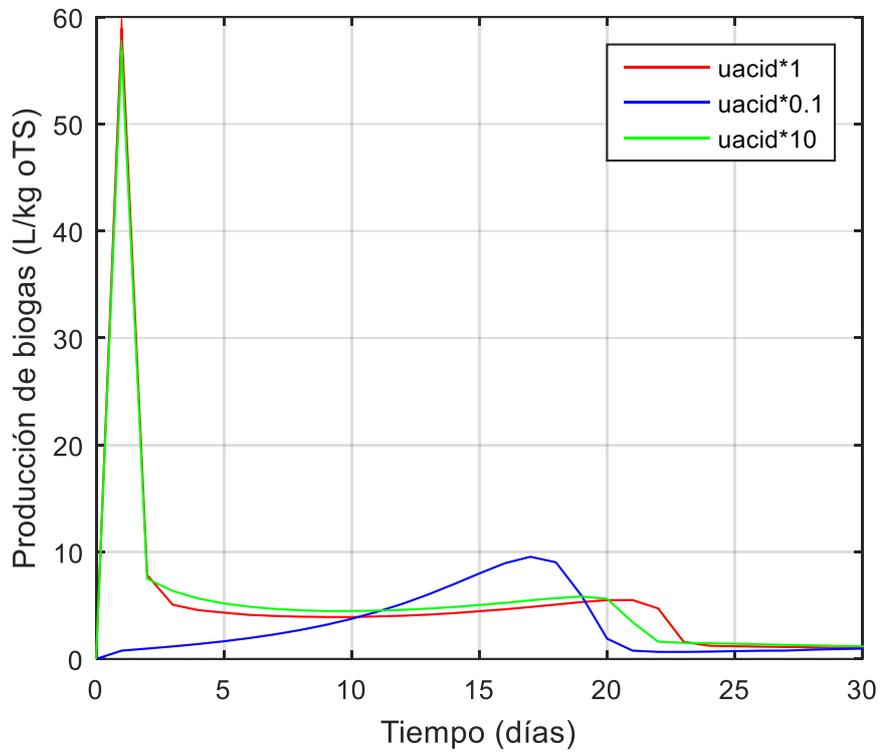
A continuación se procede a variar los parámetros de la etapa de acidogénesis, según los rangos presentados en la Tabla 38.

Tabla 38. Rango de parámetros de la etapa acidogénica

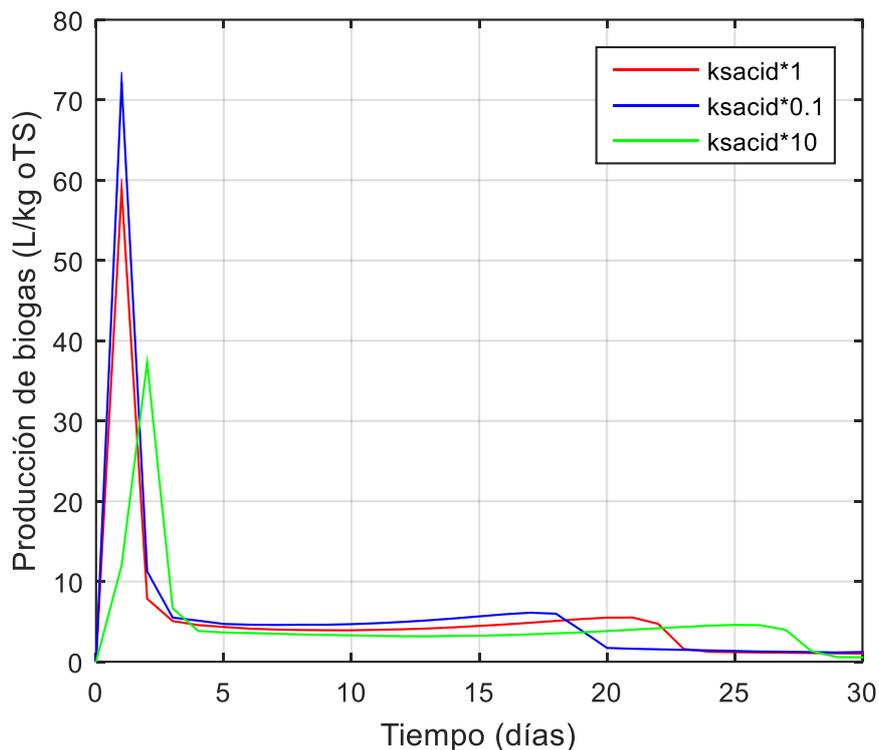
Sustrato	Tasa de crecimiento bacteriano [1/día]	Constante de saturación [g/L]	Rendimiento
Aminoácidos	2.52 – 10.42	0.0428 – 0.686	0.059 – 0.159
Monosacáridos	3.57 – 6.43	0.08243 - 0.8857	0.0581 – 0.1919

Fuente: (Wolfsberger, 2008)

En la Figura 22 se aprecia la variación de la producción de biogás al modificar los parámetros de tasa máxima de crecimiento y constante de saturación en la etapa de acidogénesis.



(a)

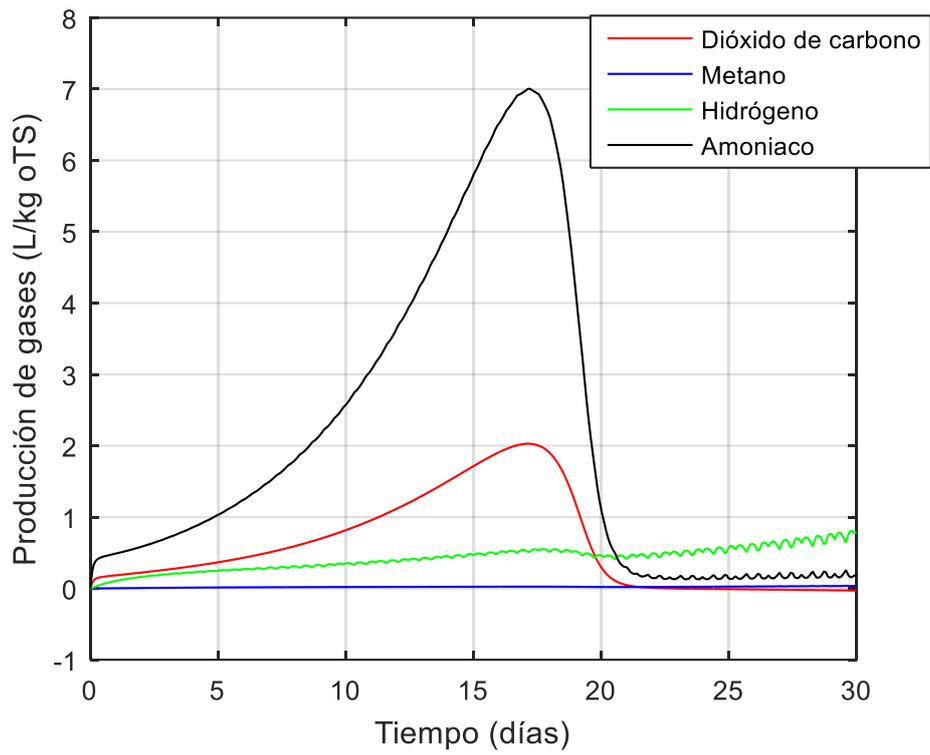


(b)

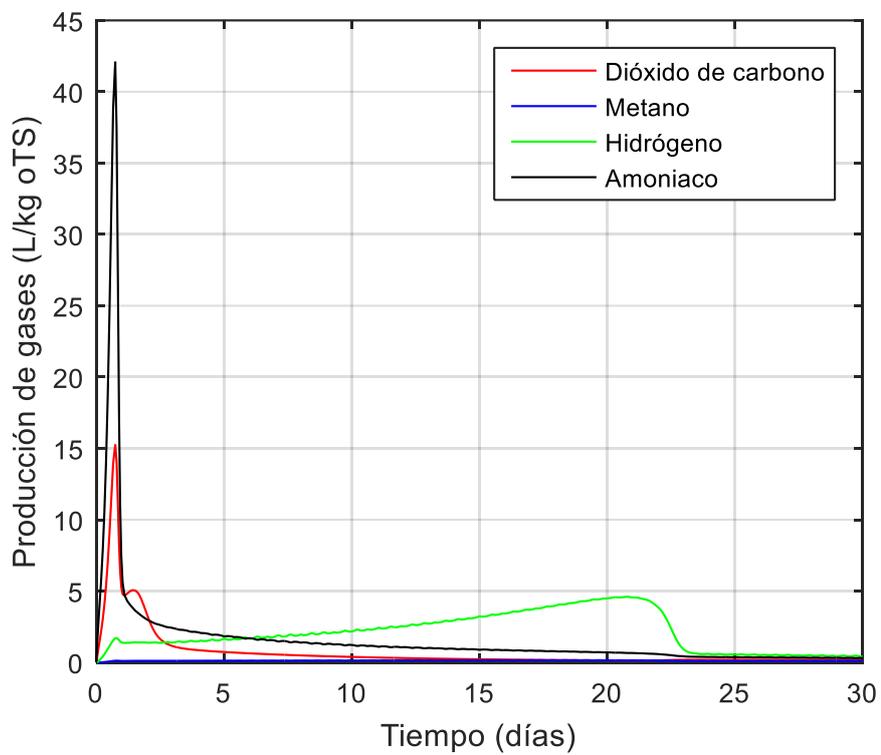
Figura 22. Producción de biogás por kg oTS con diferentes valores de tasa de crecimiento (a) y constante de saturación (b).

Fuente: Elaboración propia.

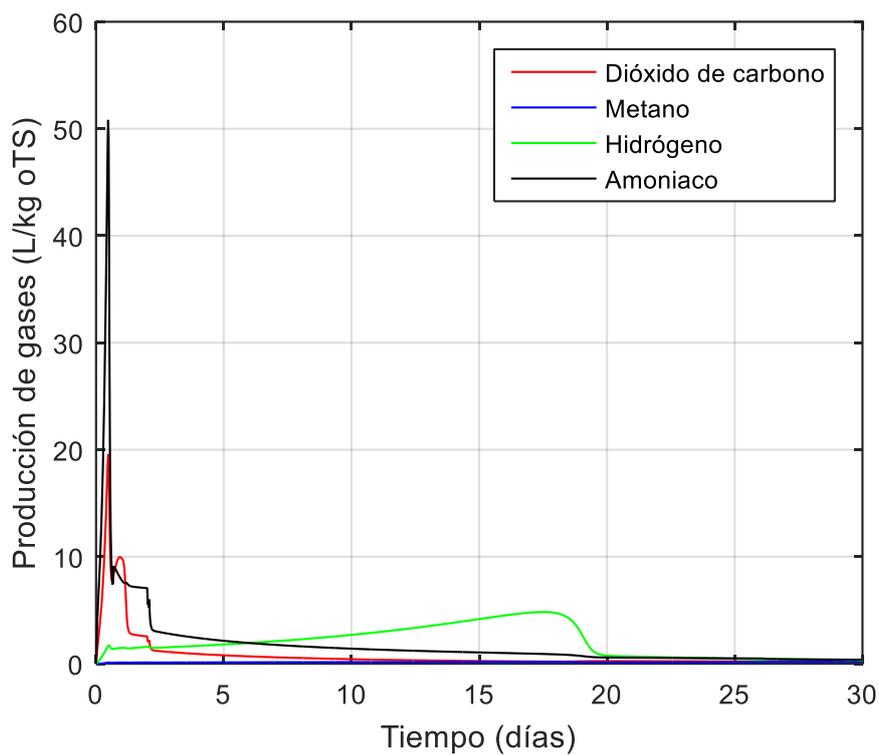
Se observa un comportamiento similar de la producción, sin embargo en el caso que la velocidad máxima de crecimiento es multiplicada por 0.1 el proceso se retarda considerablemente. También se puede observar que al incrementar la constante de saturación el proceso es retardado, pero en menor medida; mientras menor sea este valor el efecto de la concentración del sustrato es menor sobre la tasa de crecimiento y si se incrementa mucho solo reducirá el valor de la tasa independientemente de la concentración del sustrato. Mientras mayor sea la tasa de crecimiento, los sustratos serán consumidos más rápido disminuyendo su concentración en pocos días. No obstante la composición del gas producido es mayormente dióxido de carbono y amoníaco como se comprueba en la Figura 23, por tanto la variación de estos parámetros no brinda datos representativos del proceso.



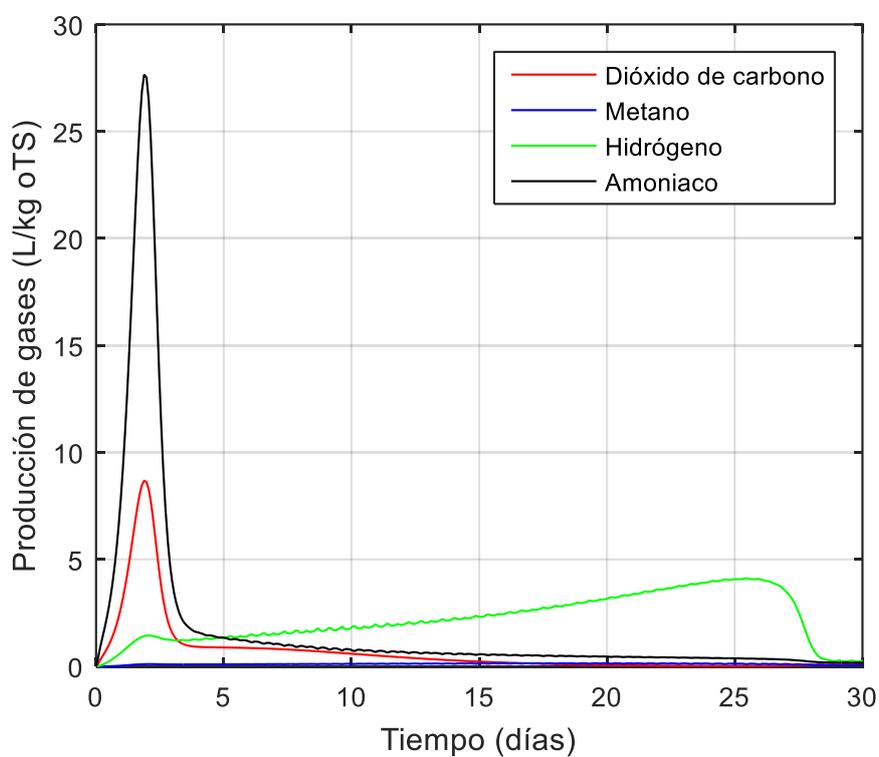
(a.1)



(a.2)



(b.1)



(b.2)

Figura 23. Produção de componentes del biogás con una tasa de crecimiento multiplicada por 0.1 (a.1) y 10 (a.2) y constante de saturación multiplicada por 0.1 (b.1) y 10 (b.2).

Fuente: Elaboración propia.

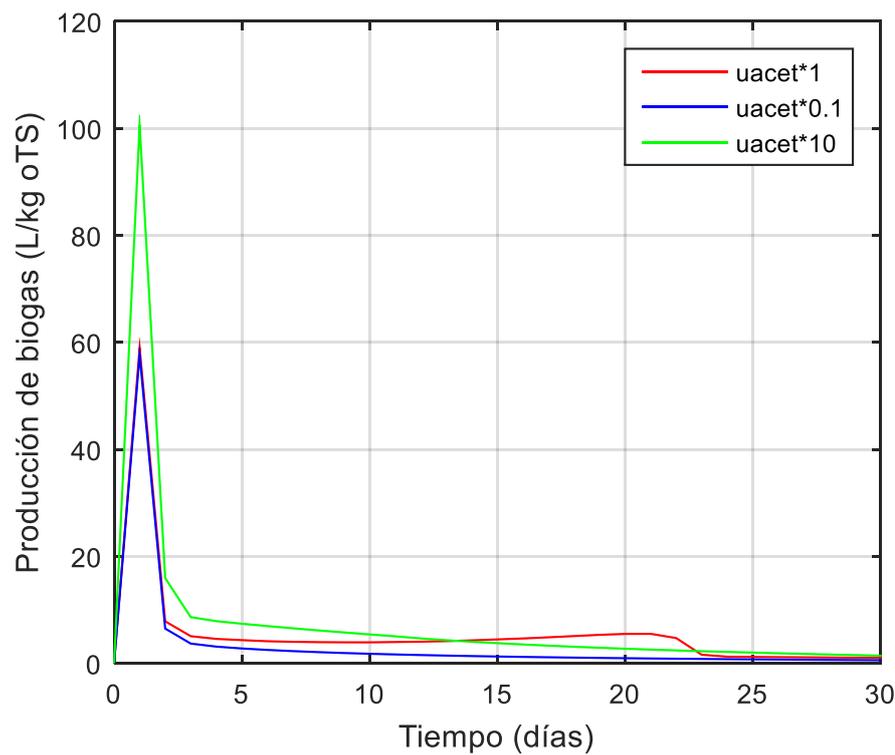
A continuación se procede a variar los parámetros de la etapa de acetogénesis, según los rangos presentados en la Tabla 39.

Tabla 39. Rango de parámetros de la etapa acetogénica

Sustrato	Tasa de crecimiento bacteriano [1/día]	Constante de saturación [g/L]	Rendimiento
Ácido Oleico	0.0108 – 0.519	0.0075 – 0.455	0.0152 – 0.0914
Ácido Valérico	0.23 – 9.6	0.087 - 0.299	0.0272 – 0.0702
Ácido Butírico	0.271 – 2.72	0.0339 – 0.789	0.0328 – 0.0806
Ácido Propiónico	0.239 – 3.13	0.0299 – 0.745	0.021 – 0.1

Fuente: (Wolfsberger, 2008)

En la Figura 24 se presenta la variación de la producción de biogás al modificar los parámetros de tasa máxima de crecimiento y constante de saturación en la etapa de acetogénesis.



(a)

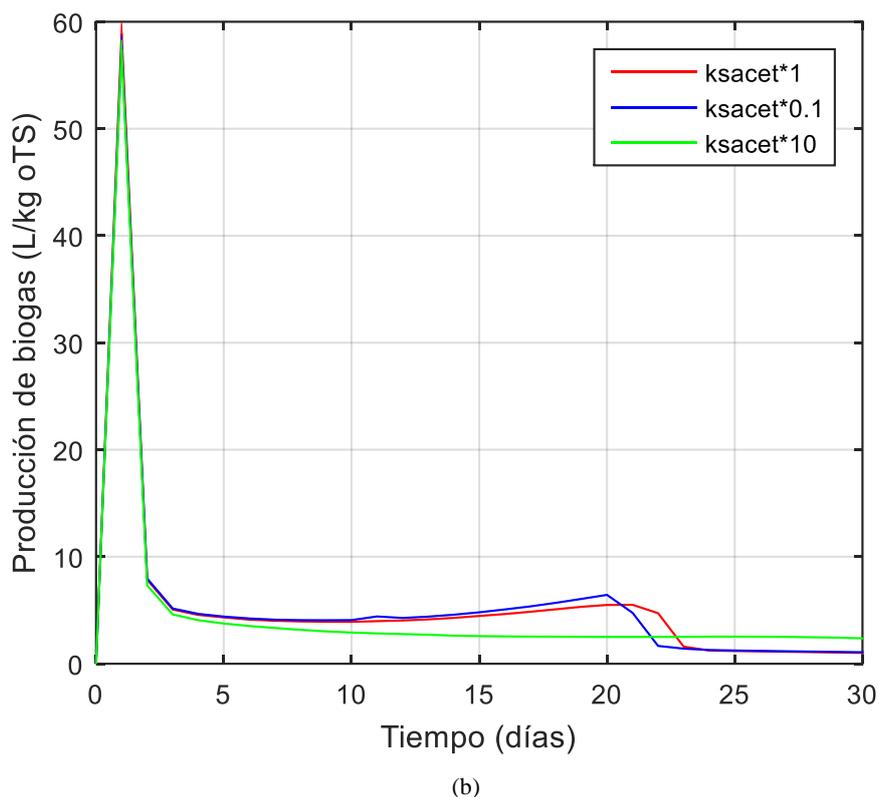
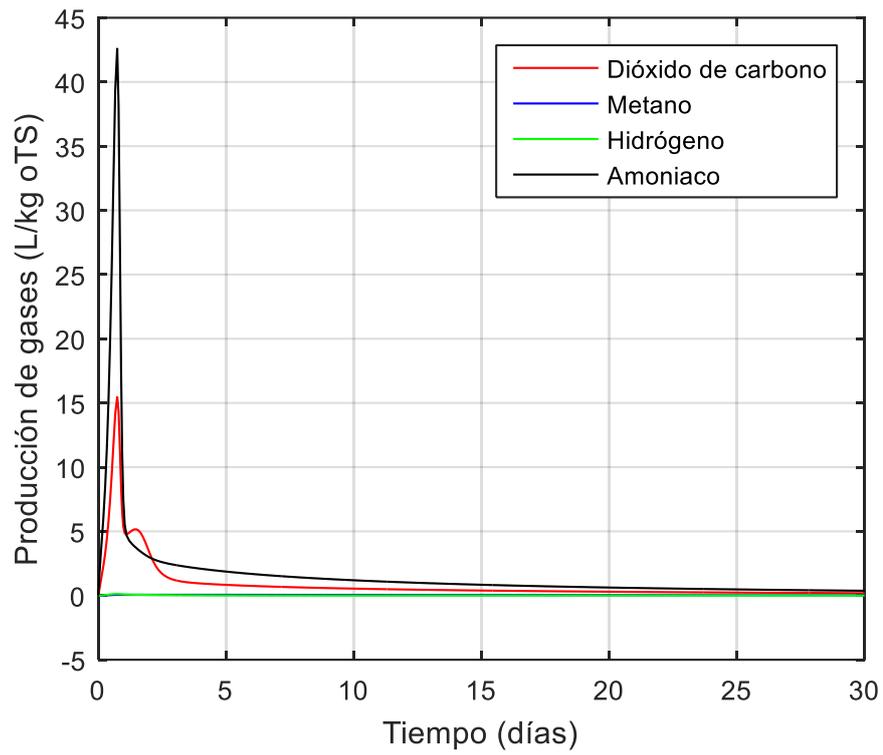


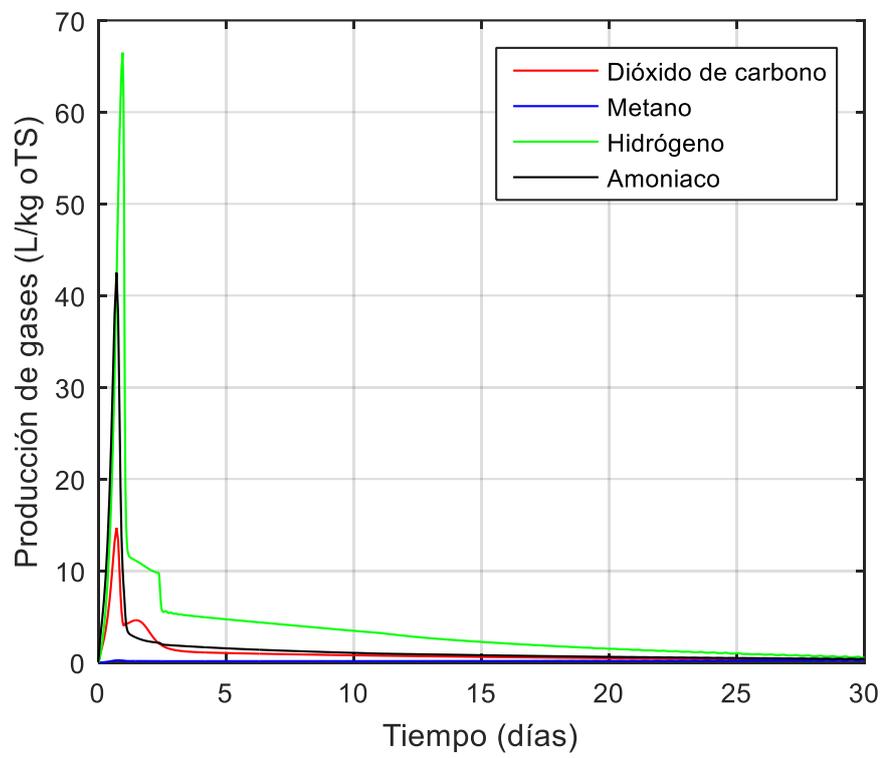
Figura 24. Producción de biogás por kg oTS con diferentes valores de tasa de reacción acetogénica (a) y constante de saturación (b).

Fuente: Elaboración propia.

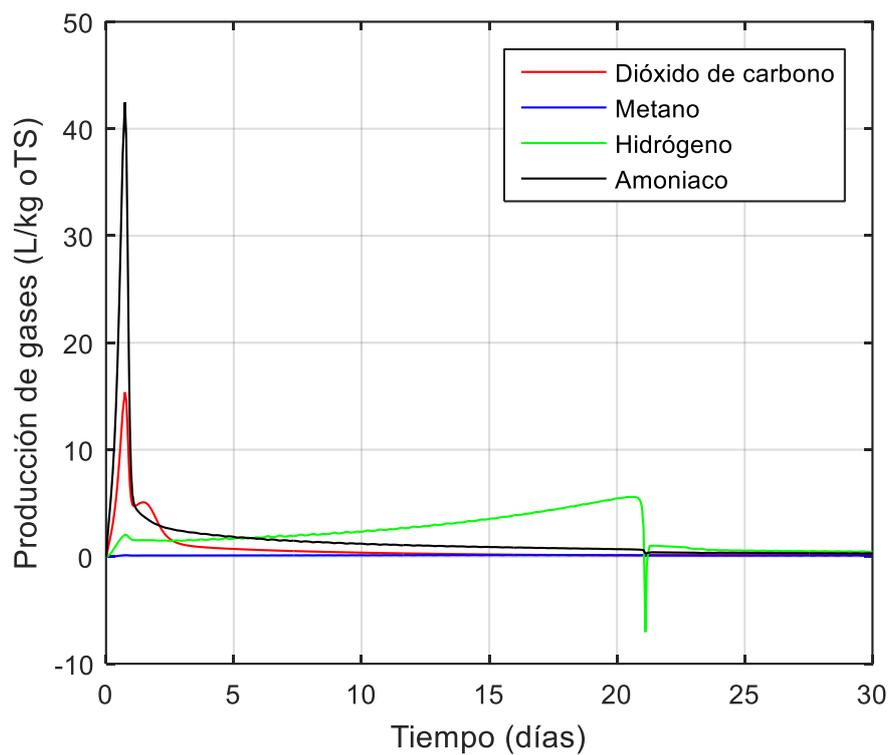
Se observa un comportamiento similar de la producción y además que el efecto de la variación de estos parámetros es menor que la etapa acidogénica. Solo se aprecia un incremento de producción al aumentar la tasa de crecimiento. La concentración de hidrogeno es afectada por la variación de estos parámetros, al incrementar la tasa de crecimiento la producción de hidrogeno aumenta. Sin embargo se aprecia que la composición del gas producido es mayormente dióxido de carbono y amoniaco como se comprueba en la Figura 25, por tanto la variación de estos parámetros no brinda datos representativos del proceso.



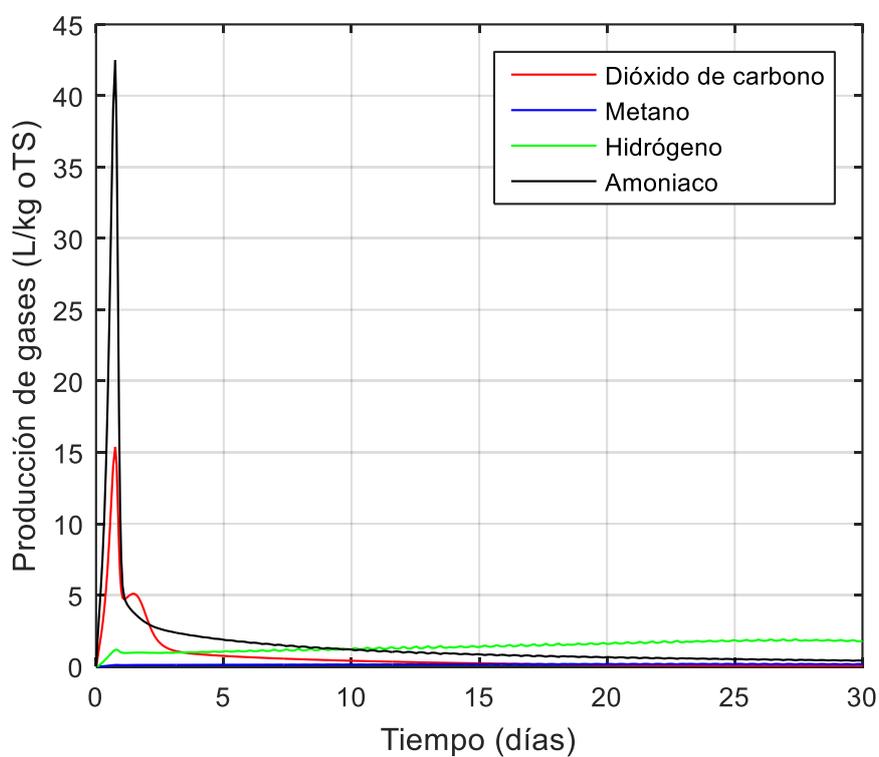
(a.1)



(a.2)



(b.1)



(b.2)

Figura 25. Producción de componentes del biogás con una tasa de crecimiento multiplicada por 0.1 (a.1) y 10 (a.2) y constante de saturación multiplicada por 0.1 (b.1) y 10 (b.2).

Fuente: Elaboración propia.

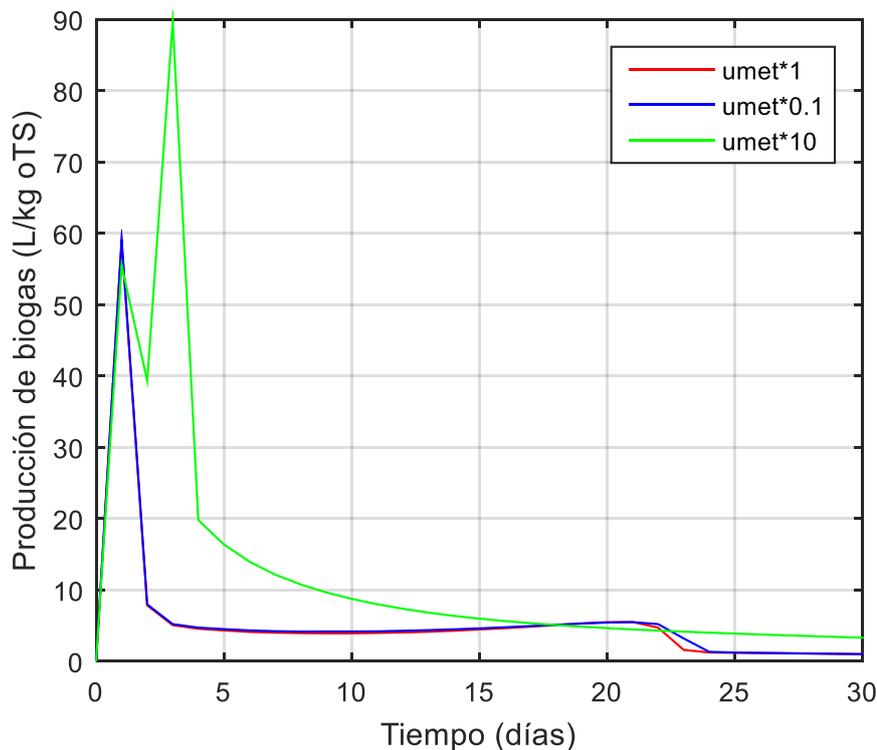
Finalmente se procede a variar los parámetros de la etapa de metanogénesis, según los rangos presentados en la Tabla 40.

Tabla 40. Rango de parámetros de la etapa metanogénica

Sustrato	Tasa de crecimiento bacteriano [1/día]	Constante de saturación [g/L]	Rendimiento
Ácido Acético	0.0119 – 1.19	0.0152 – 0.628	0.387 – 0.733
Hidrogeno	0.075 – 0.901	0.00216 – 0.0482	0.1172 – 0.348

Fuente: (Wolfsberger, 2008)

En la Figura 26 se presenta la variación de la producción de biogás al modificar los parámetros de tasa máxima de crecimiento y constante de saturación en la etapa de metanogénesis. Al variar la constante de saturación se observa un comportamiento similar en la producción, sin embargo si se incrementa la tasa de crecimiento se observa que hay un incremento de producción al tercer día y que al finalizar el proceso no llega a cero. Se observa que la producción de biogás durante la segunda y tercera semana es en mayoría hidrogeno, como se aprecia en los casos antes analizados, se concluye que se debe ajustar el rendimiento de producción de hidrogeno. Otra observación es la producción elevada de metano, por lo que también debe ajustarse el rendimiento de producción de metano.



(a)

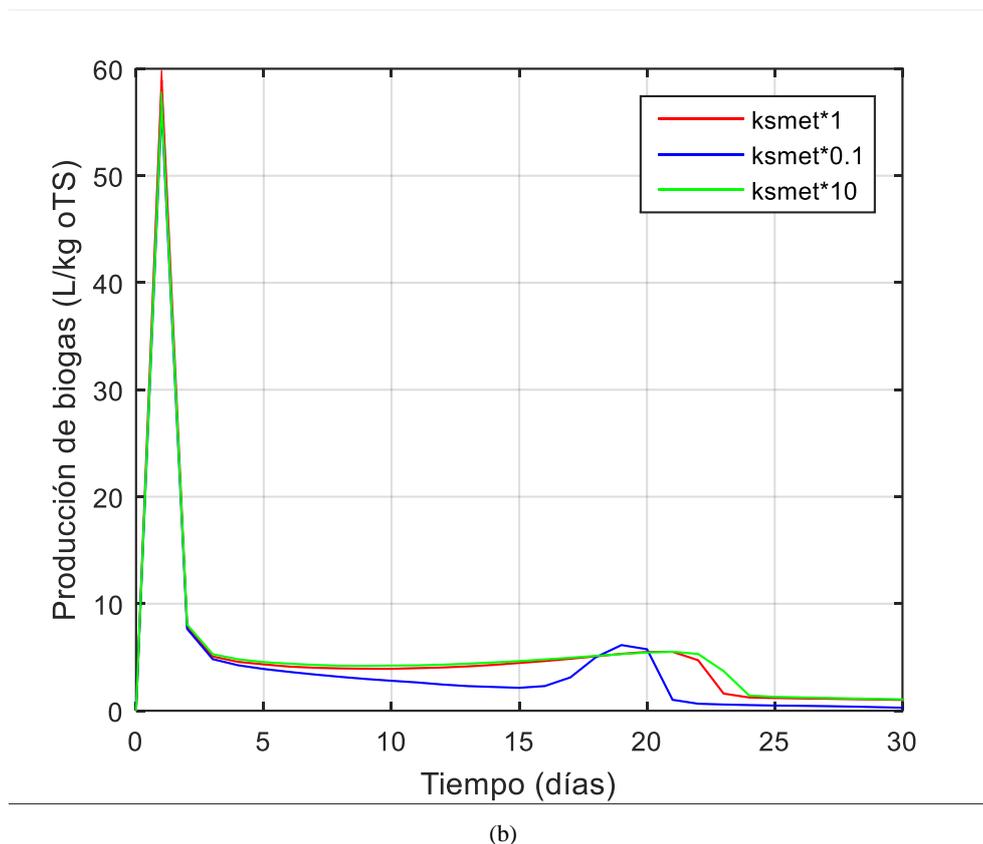
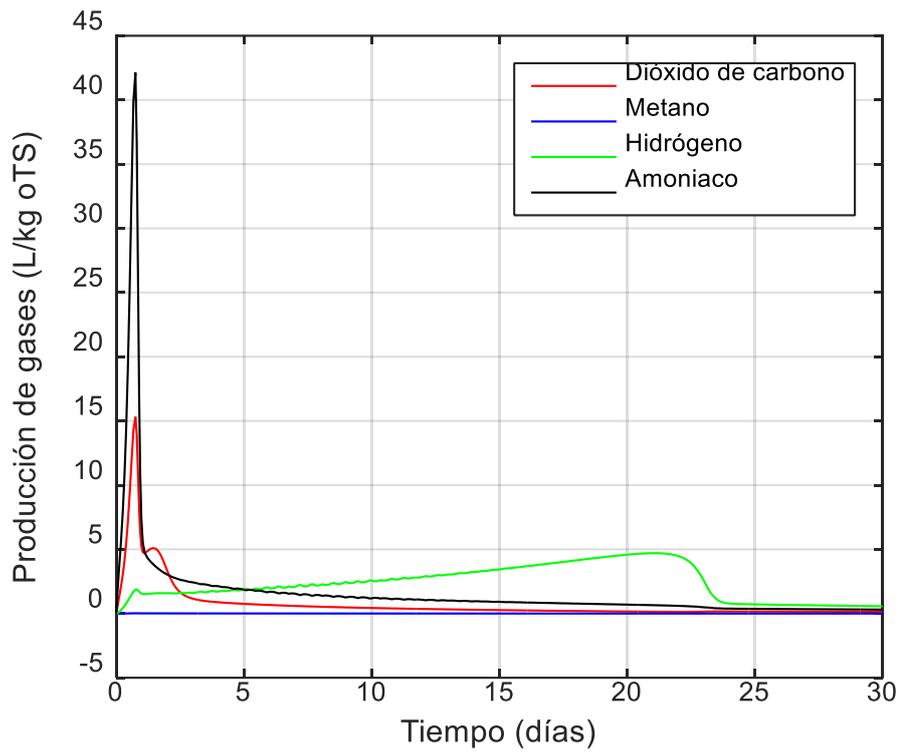


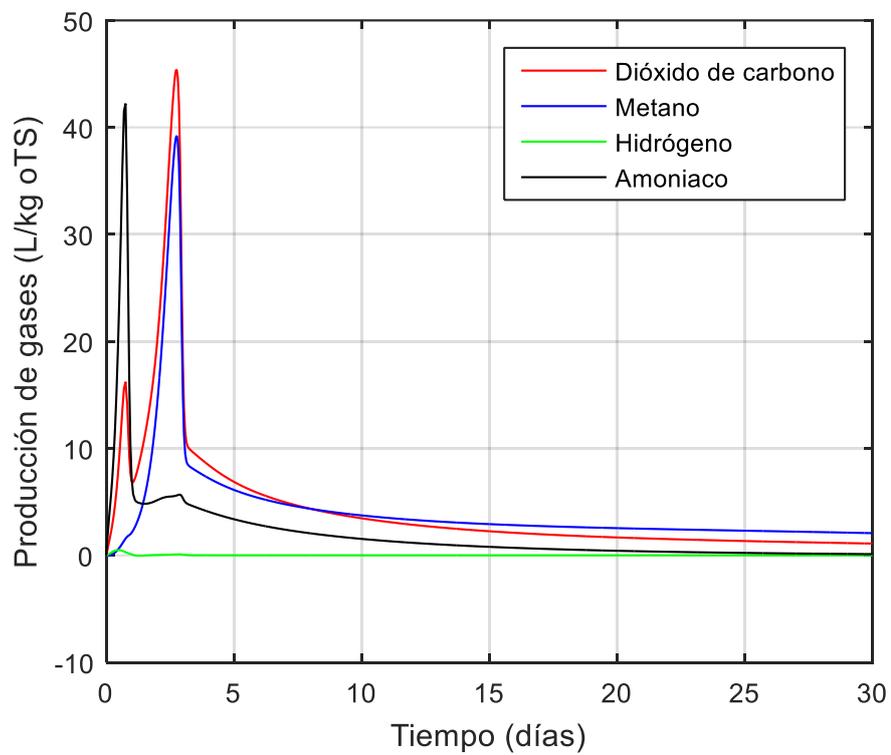
Figura 26. Producción de biogás por kg oTS con diferentes valores de tasa de crecimiento (a) y constante de saturación (b).

Fuente: Elaboración propia.

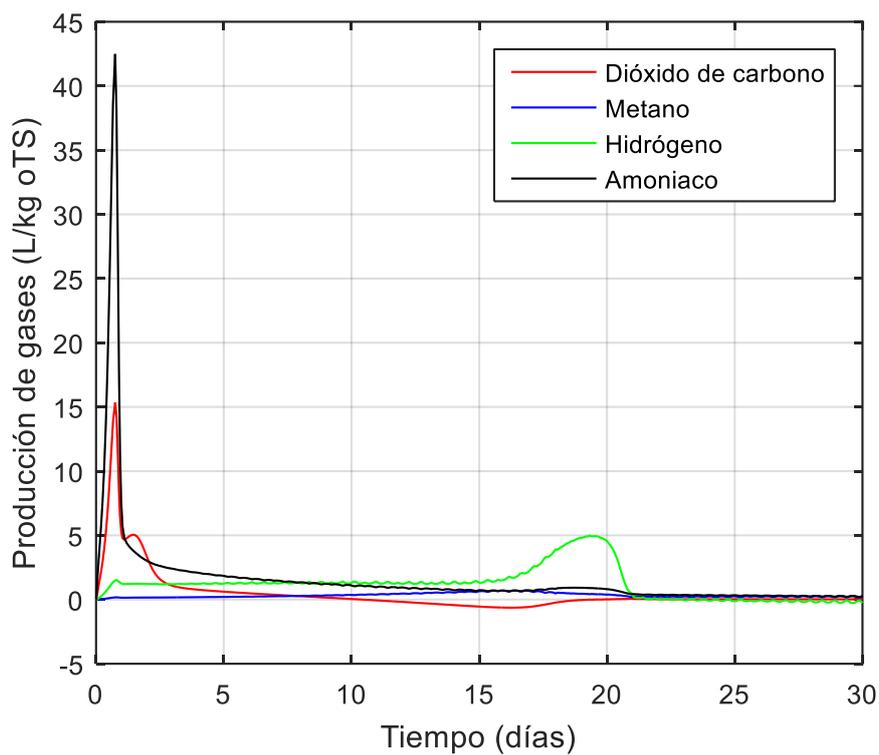
Se observa que al disminuir la tasa de crecimiento o variar la constante de saturación, la composición del gas producido es mayormente dióxido de carbono y amoníaco, a excepción del incremento de la tasa de crecimiento, como se comprueba en la Figura 27, por tanto la variación de estos parámetros no brinda datos representativos del proceso.



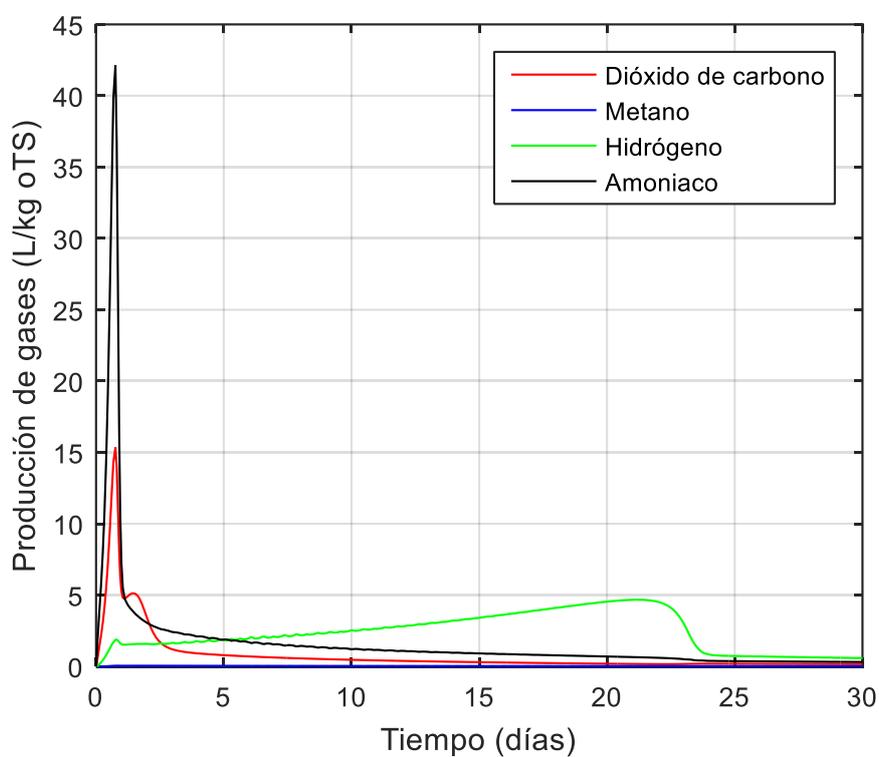
(a.1)



(a.2)



(b.1)



(b.2)

Figura 27. Producción de componentes del biogás con una tasa de crecimiento multiplicada por 0.1 (a.1) y 10 (a.2) y constante de saturación multiplicada por 0.1 (b.1) y 10 (b.2).

Fuente: Elaboración propia.

Como se aprecia en la figura, si se incrementa la tasa de crecimiento de las bacterias metanogénicas se produce un segundo pico de producción de gas, el cual está compuesto por metano y dióxido de carbono. Por lo que se puede afirmar que la tasa de crecimiento es un parámetro que puede ser ajustado.

Finalmente se varía la constante de saturación del amoníaco, presente en todas las etapas del proceso, se observa que su efecto en la producción de biogás es más notable. Si se incrementa este parámetro se aprecia que el comportamiento es similar, al disminuir su valor se observa un incremento en la producción de biogás en los últimos días del proceso. Mientras más se reduzca este valor menor será su efecto en la tasa de crecimiento bacteriano por lo que se aprecia los resultados de la Figura 28.

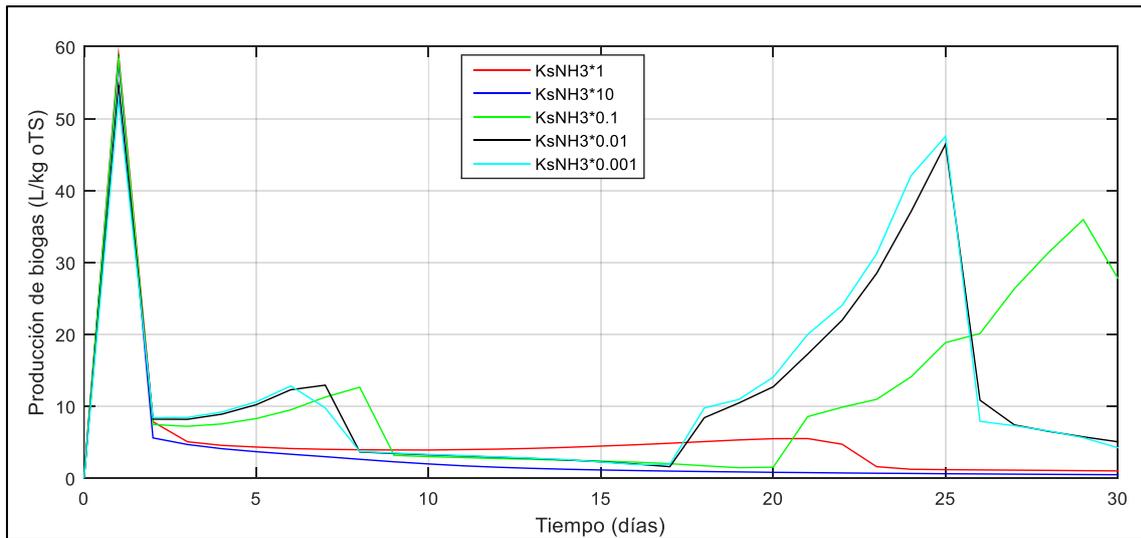
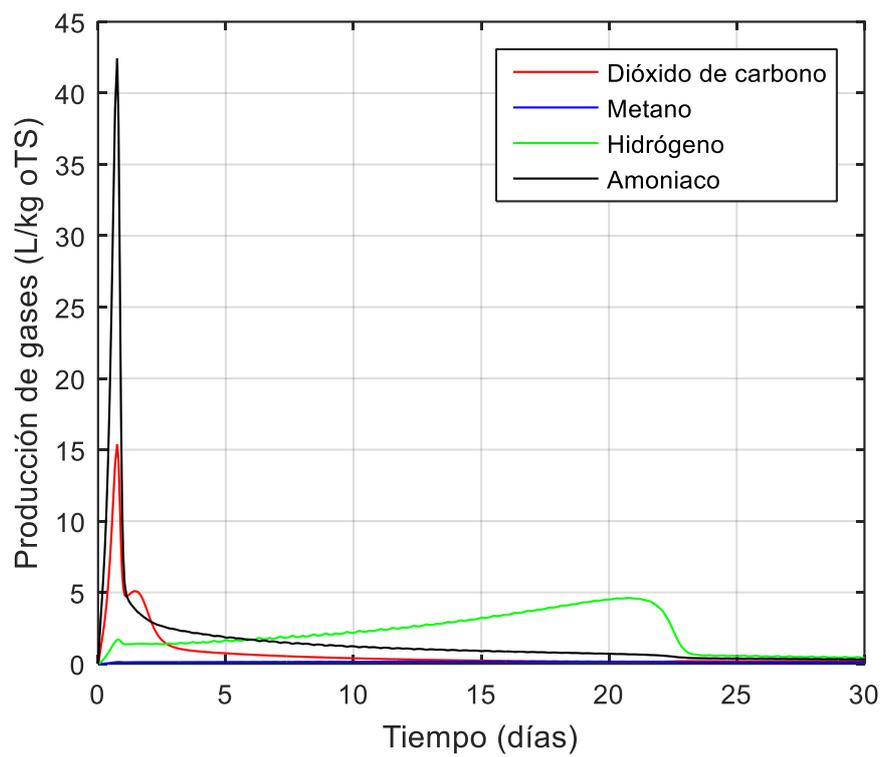


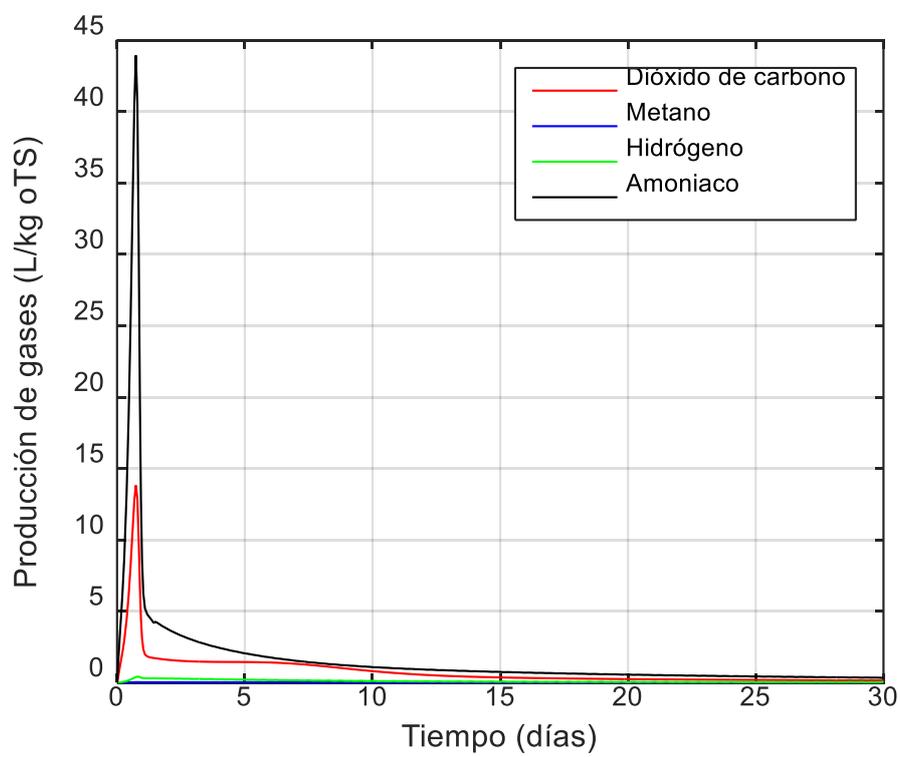
Figura 28. Producción de biogás por kg oTS con diferentes valores de constante de saturación del amoníaco.

Fuente: Elaboración propia.

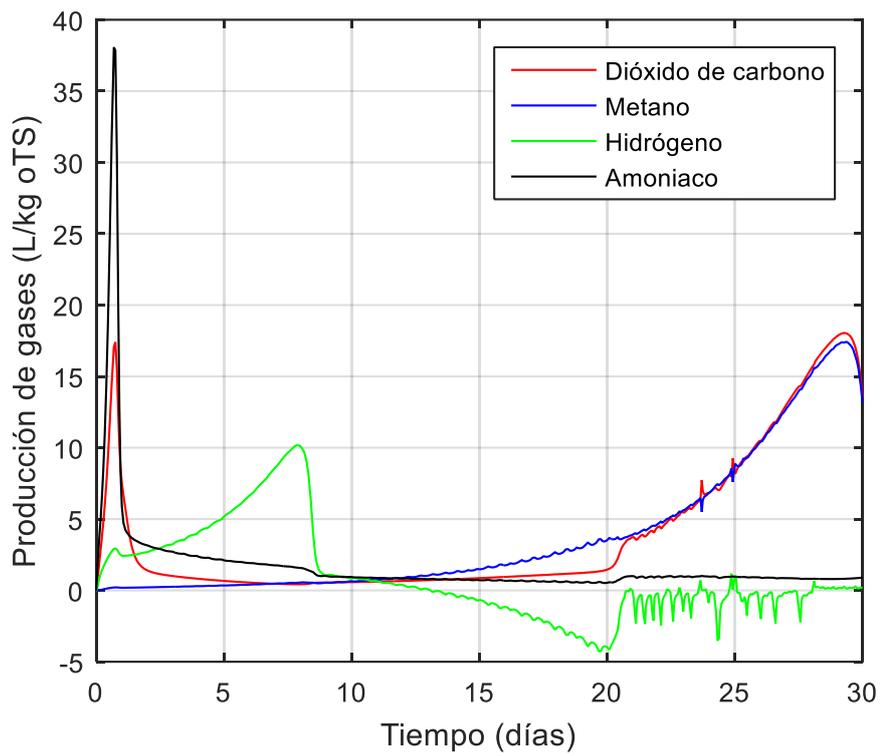
Las concentraciones de los productos son afectadas considerablemente por la concentración de amoníaco en el proceso, se observa en la Figura 29 que al reducir la constante de saturación hay un incremento de producción de metano y dióxido de carbono en los últimos días lo que no se aprecia con otro parámetro en el proceso. Se concluye que la variación de la constante de saturación de amoníaco combinado con la variación de las tasas de crecimiento bacteriano permite un ajuste más preciso del modelo.



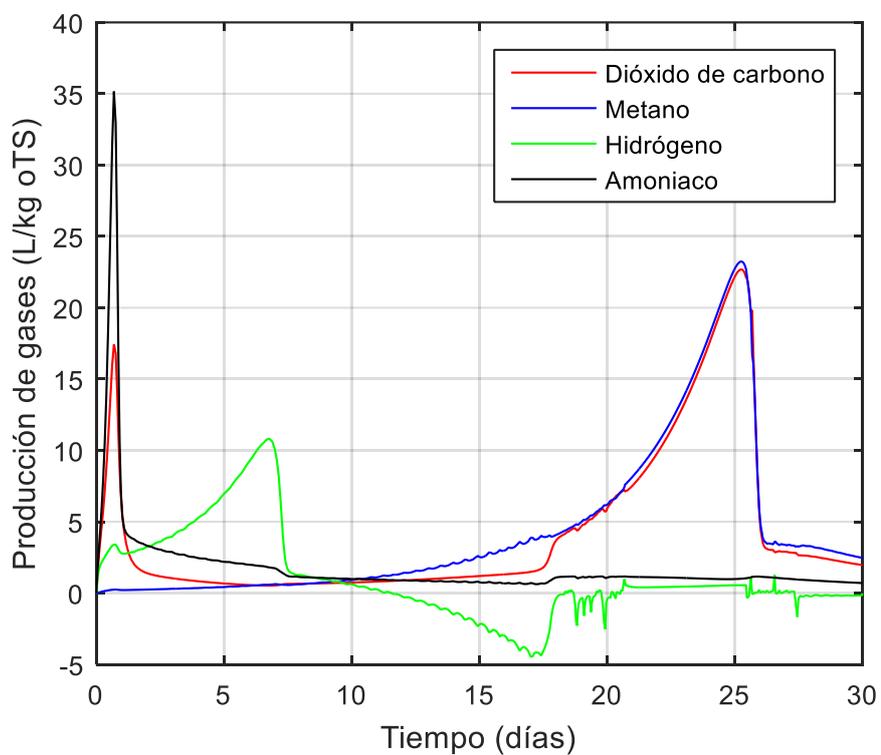
(a.1)



(a.2)



(a.3)

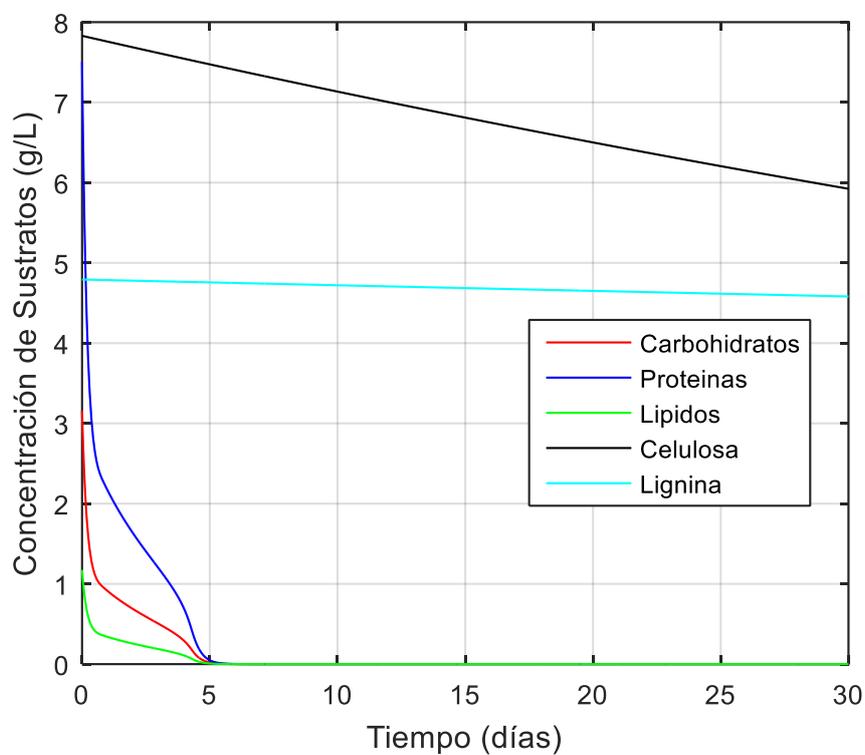


(a.4)

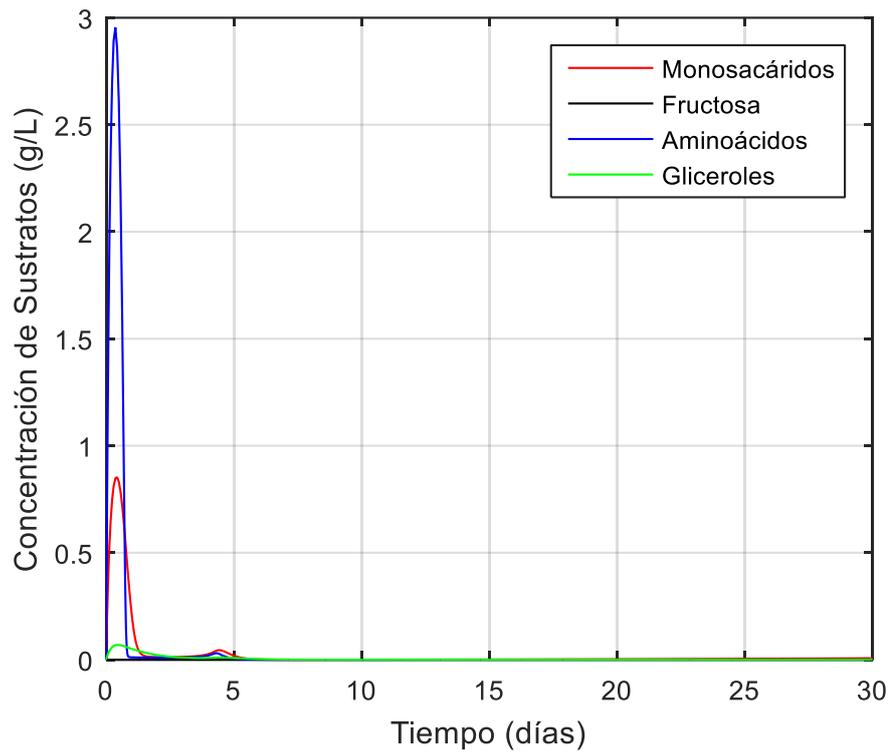
Figura 29. Producción de componentes del biogás con una constante de saturación multiplicada por 0.1 (a.3) y 0.01 (a.4).

Fuente: Elaboración propia.

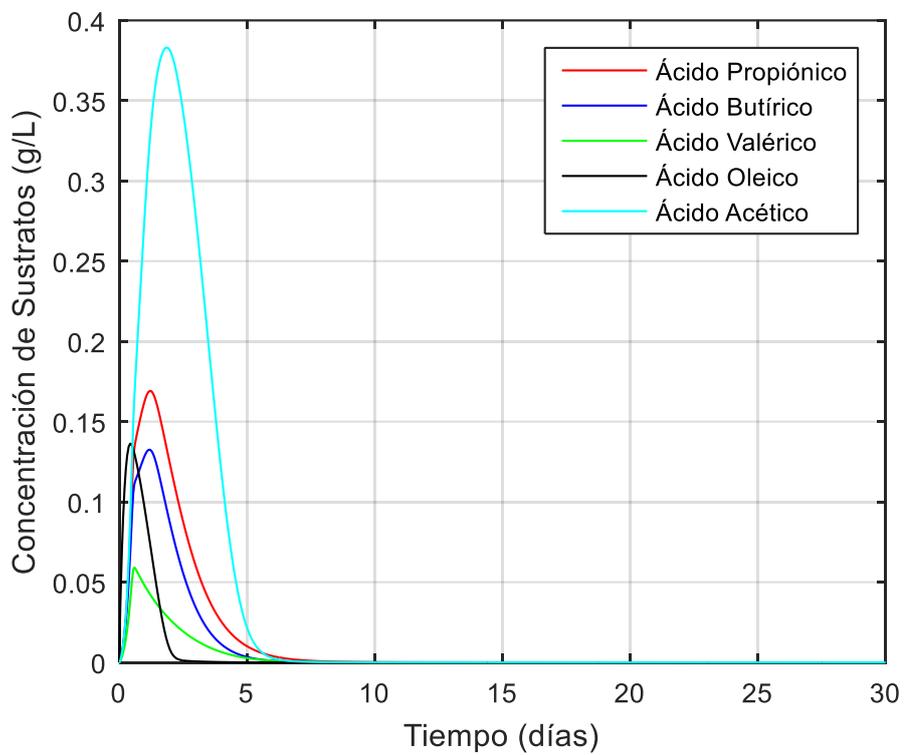
Como se expuso al inicio del capítulo se considera que el inoculo se formó durante una semana a partir de estiércol vacuno, utilizando las concentraciones de estiércol vacuno de la Tabla 37. Al finalizar este periodo la concentración de sustratos es despreciable, condición propuesta por los estándares VDI 4630. A continuación se presentan en la Figura 30 los datos obtenidos de la simulación.



(a)



(b)



(c)

Figura 30. Concentraciones de sustratos durante pretratamiento del inóculo.

Fuente: Elaboración propia.

En las figuras anteriores se aprecian los resultados de la simulación, al séptimo día las concentraciones de sustratos son aproximadamente cero, de modo que el inoculo solo está formado por bacterias. Se debe considerar que debido a las elevadas concentraciones de proteínas en el estiércol vacuno la producción de amoníaco es elevada al inicio del proceso inhibiendo el crecimiento bacteriano posterior. Por tanto se ajustó el rendimiento de producción de amoníaco en primer lugar, también se ajustó la tasa de crecimiento de bacterias acetogénicas. Las concentraciones de bacterias obtenidas son muy parecidas a las asumidas al inicio del modelo, en la Tabla 41 se presentan las concentraciones obtenidas.

Tabla 41. Concentración de bacterias después del pretratamiento

Bacterias	Concentración [g/L]	Bacterias	Concentración [g/L]
Acidogénicas degradadoras de glucosa	0.012	Acetogénicas degradadoras de ácido butírico	0.019
Acidogénicas degradadoras de fructosa	0.001	Acetogénicas degradadoras de ácido valérico	0.013
Acidogénicas degradadoras de aminoácidos	0.076	Acetogénicas degradadoras de ácido oleico	0.019
Acidogénicas degradadoras de gliceroles	0.013	Metanogénicas acetilclásticas	0.06
Acetogénicas degradadoras de ácido propiónico	0.024	Metanogénicas hidrogenotróficas	0.012

Fuente: Elaboración Propia.

Las concentraciones de la cáscara de cacao de la Tabla 37 junto con estos datos son las condiciones iniciales del proceso de biodigestión. El modelo propuesto por Angelidaki es re-ajustado para poder contrastarlo con los datos experimentales, a continuación se presentan los resultados obtenidos en la Figura 31.

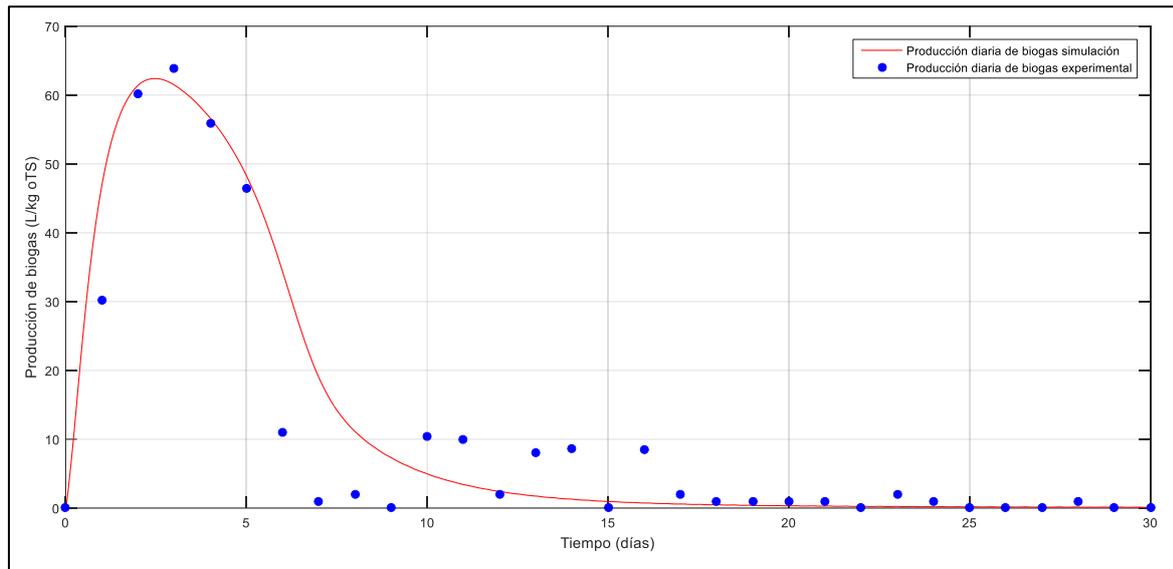


Figura 31. Producción diaria de biogás.

Fuente: Elaboración propia.

Los resultados experimentales muestran un descenso en la producción de biogás entre el quinto y décimo día, lo que se explica por una inhibición del crecimiento bacteriano, el modelo se ajusta a este comportamiento. La producción acelerada de biogás en los primeros días se debe a la concentración de proteínas y su descomposición en aminoácidos, los cuales permiten la formación de ácido acético. La descomposición de los aminoácidos ocurre en los primeros días del proceso, como se observa en la Figura 30. Se redujo la tasa de reacción hidrolítica, ya que los sustratos iniciales (proteínas, lípidos) se encuentran en una estructura más difícil de descomponer. También se ajustaron las tasas de crecimiento de bacterias acetogénicas para asegurar una descomposición más acelerada de los ácidos grasos volátiles.

Conclusiones

- En el mundo se han dado diferentes esfuerzos por reducir el consumo de recursos no renovables, como residuos fósiles. Dentro de estos esfuerzos se implementan tecnologías que utilicen residuos orgánicos para la producción de energía, un ejemplo de esto son los reactores anaeróbicos.
- Los reactores anaeróbicos presentan diferentes configuraciones, pero dependiendo del fin y la escala requerida, se debe escoger la adecuada. También se realizan procesos posteriores a la biodigestión para elevar la calidad de los productos finales dependiendo de la demanda.
- El biogás dependiendo de su composición puede ser utilizado en diferentes procesos, por tanto se debe asegurar que los componentes principales sean el metano y dióxido de carbono.
- Los biodigestores son utilizados en países desarrollados, como Alemania, para la producir energía a escala nacional, en centrales de elevadas capacidades. En países asiáticos se usa para reducir la contaminación ambiental y proveer a comunidades rurales de energía sustentable. En países africanos, no solo se utiliza para la producción de energía sino también para la producción de biosol y recuperación de suelos.
- En el Perú se han realizado proyectos para la implementación de estos mecanismos en zonas rurales, lamentablemente la falta de una cultura de mantenimiento preventivo y falta de conocimientos técnicos por parte de los pobladores y encargados produjo el abandono de estos esfuerzos. Sin embargo en el sector privado se han implementado biorreactores, utilizados para la descomposición de residuos agrícolas principalmente, con un impacto positivo en las empresas.
- La modelación del proceso de biodigestión se ha desarrollado desde la mitad del siglo XX; iniciado por los estudios realizados por Hill sobre el crecimiento bacteriano, hasta las propuestas presentadas por Angelidaki y el AMD1 para descomposición de materia orgánica compleja.

- Los compuestos que conforman la cáscara de cacao están rodeados de fibras indigestibles o compuestos de estructura compleja, como la lignina. Esto produce que exista una resistencia a la hidrólisis, etapa inicial del proceso, lo que se traduce en la inhibición del proceso. Por tal motivo es necesario un pretratamiento de la cáscara, ya sea mecánicamente, térmica, química o biológica, el método más económico y sencillo es el mecánico.
- Los modelos matemáticos tratan de representar la dinámica del proceso de digestión, existen modelos que no consideran la inhibición provocada por la concentración de ciertos sustratos, sin embargo dependiendo del compuesto a descomponer se define el sustrato inhibidor. Angelidaki considera que las proteínas y lípidos son los compuestos que al descomponerse producirán inhibidores del proceso. El cacao tiene una elevada concentración de proteínas y lípidos por lo que el modelo es aplicable en este caso.
- El modelo debe ser re-parametrizado, la tasa de reacción hidrolítica se redujo por las condiciones de los sustratos presentes en la cáscara. También se incrementó la tasa de crecimiento bacteriano en la etapa acetogénica y metanogénica para que los procesos se desarrollen en un tiempo corto.
- El estudio realizado facilitará el desarrollo de futuras investigaciones sobre el proceso de biodigestión tanto en reactores batch como continuos. Se estima que el código se podrá reparametrizar bajo otras condiciones de las pruebas a realizar. En caso de un reactor continuo se deberá considerar al sistema como dos regiones (de flujo y de retención) (Keshtkar, Abolhamd, Meyssami, & Ghaforian, 2003), entre las que existe un flujo másico.

Bibliografía

- Acosta, B., Martí, J., & Gonzales, L. (Abril de 2012). *Estudio de factibilidad para un Programa Nacional de Biodigestores en Perú*. Obtenido de Renewable Energy World.com: <http://www.snvworld.org/en/sectors/renewable-energy/publications/estudio-defactibilidad-para-un-programa-nacional-de>
- AINIA, RENAC. (2014). *Producción sostenible de biogas a pequeña escala a partir de residuos agroalimentarios para autoconsumo energético*. Valencia: AINIA.
- Alkarimiah, R., Baizura-Mahat, S., Yuzir, A., Fadhil, M., & Chelliapan, S. (2011). Performance of an innovative multi-stage anaerobic reactor during start-up period. *African Journal of Biotechnology*, 10(54), 11294-11302.
- Andrews, J., & Graef, S. (1971). Dynamic Modeling and Simulation of the Anaerobic Digestion Process. En F. Pohland, *Anaerobic Biological Treatment Processes* (pág. 196). Washington D.C.: American Chemical Society.
- Angelidaki, I., Ellegaard, L., & Ahring, B. (1993). A Mathematical Model for Dynamic Simulation of Anaerobic Digestion of Complex Substrates: Focusing on Ammonia Inhibition. *Biotechnology and Bioengineering*, 42, 159-166.
- Angelidaki, I., Ellegaard, L., & Ahring, B. (1999). A Comprehensive Model of Anaerobic Bioconversion of Complex Substrates to Biogas. *Biotechnology and Bioengineering*, 63(3), 363-372.
- Aparcana, S. (2005). *Aprovechamiento energético de los residuos de un atadero frigorífico industrial y la biomasa regional en Arequipa, Perú bajo la aplicación de la gestión de flujos de materiales y energía*. Tréveris. Alemania: Universität Trier.
- Balmant, W., Oliveira, B., Mitchell, D., Vargas, J., & Ordonez, J. (2014). Optimal operating conditions for maximum biogas production in anaerobic bioreactors. *Applied Thermal Engineering*, 62, 197-206.
- Barber, W., & Stuckey, D. (1999). The use of the anaerobic baffled reactor (ABR) for wastewater treatment: A review. *Water Resources*, 33, 1559-1578.
- Baserga, U. (1998). *Landwirtschaftliche Co-Vergärungs-Biogasanlagen. Biogas aus organischen Reststoffen und Energiegra*. Tánikon, Suiza: Forschungsanstalt für Agrarwirtschaft und Landtechnik.
- Batstone, D., Keller, J., Angelidaki, I., Kalyuzhnyi, S., & Pavlostathis, S. (2002). The IWA Anaerobic Digestion Model No 1 (ADM1). *Water Science & Technology*, 45, 65-73.
- Benigni, J., & Goldstein, I. (1971). Neutral Hydrolysis of Alkali Lignin to Monomeric Phenols. *Journal of Polymer Science Part C: Polymer Letters*, 36, 467-475.
- BIOGAS3 PROJECT*. (s.f.). Obtenido de Programa Europeo Inteligente de Energía Sostenible de Biogás a pequeña escala a partir de residuos agroalimentarios para la autosuficiencia energética: <http://www.biogas3.eu/esp/index.html>

- Bond, T., & Templeton, M. (2011). History and future of domestic biogas plants in the developing world. *Energy for Sustainable Development*, *15*, 347-354.
- Brew-Hammond, A. (2010). Energy access in Africa: challenges ahead. *Energy Policy*, *38*(5), 2291-2301.
- Brizi, F., Silviera, J., Desideri, U., Dos Reis, J., Tuna, C., & De Queiroz-Lamas, W. (2014). Energetic and economic analysis of a Brazilian compact cogeneration system: Comparison between natural gas and biogas. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, *38*, 193-211.
- Calderón, C. (1980). *Resultados de utilización de Biol en diferentes cultivos en Cajamarca*. Perú: ITINTEC.
- Carlos-Hernández, S., Sanchez, E., Béteau, J., & Diaz-Jimenez, L. (2014). Análisis de un Proceso de Tratamiento de Efluentes para Producción de Metano. *Revista Iberoamericana de Automática e Informática industrial*, *11*, 236-246.
- Chang, Y., Choi, D., Takamizawa, K., & Kikuchi, S. (2014). Isolation of *Bacillus* sp. strains capable of decomposing alkali lignin and their application in combination with lactic acid bacteria for enhancing cellulase performance. *Bioresource Technology*, *152*, 429-436.
- Chavéz Rodríguez, C. (2015). *Modelación y estimación de parámetros aplicados al proceso de fermentación de cacao piurano*.
- Chen, Q., Marshall, M., Geib, S., Tien, M., & Richard, T. (2012). Effects of laccase on lignin depolymerization and enzymatic hydrolysis of ensiled corn stover. *Bioresource Technology*, *177*, 186-192.
- Chen, Y., He, J., Wang, Y., Kotsopoulos, T., Kaparaju, P., & Zeng, R. (2016). Development of an anaerobic co-metabolic model for degradation of phenol, m-cresol and easily degradable substrate. *Biochemical Engineering Journal*, *106*, 19-25.
- Clarke, W., Lai, T., Lai, T., Jensen, P., & Hardin, M. (2008). Digestion of waste Bananas to generate energy in Australia. *Waste Management*, *28*, 527-533.
- COES. (2015). *Estadística de Operación 2015*. Lima: COES - SINAC.
- COES. (2015). *Informe de Diagnóstico de las Condiciones Operativas del SEIN, Periodo 2015-2024*. Lima: COES - SINAC.
- Coimbra-Araujo, C., Mariane, L., Bley-Junior, C., Pires-Frigo, E., Sato-Frigo, M., Costa-Araujo, R., & Alves, H. (2014). Brazilian case study for biogas energy: Production of electric power, heat and automotive energy in condominiums of agroenergy. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, *40*, 826-839.
- Collison, S., & Thielemans, W. (2010). The catalytic oxidation of biomass to new materials focusing on starch, cellulose and lignin. *Coordination Chemistry Reviews*, *254*, 1854-1870.

- Cook, R. (8 de Mayo de 2016). *World Cattle Inventory: Ranking Of Countries*. Obtenido de Beef2Life: <http://beef2live.com/story-world-cattle-inventory-ranking-countries-0-106905>
- De Vrieze, J., Hennebel, T., Van den Brande, J., Bilad, R., Bruton, T., Vankelecon, I., . . . Boon N. (2014). Anaerobic digestion of molasses by means of vibrating and non-vibrating submerged anaerobic membrane bioreactor. *Biomass and Bioenergy*, *68*, 95-105.
- Demirer, G., & Chen, S. (2005). Anaerobic Digestion of Dairy Manure in a Hybrid Reactor with Biogas Recirculation. *World Journal of Microbiology and Biotechnology*, *21*(8-9), 1509-1514.
- Dochain, D. (2008). *Automatic Control of Bioprocesses*. Londres: ISTE y Jhon Wiley & Sons, Inc.
- Ecochem. (24 de Mayo de 2016). *Manure is an Excellent Fertilizer*. Obtenido de Ecochem Innovative Solutions for Sustainable Agriculture: http://www.ecochem.com/t_manure_fert.html
- EurObserv'ER. (Noviembre de 2014). *Biogas Barometer*. Obtenido de Energies Renouvelables: http://www.energies-renouvelables.org/observ-er/stat_baro/observ/baro224_Biogas_en.pdf
- FAO. (1986). *Estudio del Potencial bioenergético de desechos agroindustriales y agrícolas*. Cali. Colombia: Food and Agriculture Organization of the United Nations.
- FAO. (1986). *Reciclaje de materias orgánicas y Biogás. Una experiencia en China*. Santiago de Chile: Food and Agriculture Organization of the United Nations.
- Ferrer, I., Garfí, M., Uggetti, E., Ferrer-Martí, L., Calderón, A., & Velo, E. (2011). Biogas production In low-cost household digesters at the Peruvian Andes. *Biomass and Bioenergy*, *35*(5), 1668-1674.
- Flores-Cabral, M. (2012). *Biodigestores La Calera*. Obtenido de Ministerio de Agricultura y Riego: http://minagri.gob.pe/portal/download/pdf/especiales/bioenergia/seminario_biodigestores/pres_calera.pdf
- Gaden, E. (1959). Fermentation Process Kinetics. *Journal of Biochemical and Microbiological Technology and Engineering*, *1*(4), 413-429.
- García-Bustamante, H. (2013). Capítulo VIII. Barreras para el desarrollo de la Bioenergía. En F. F. Ebert, *Matriz Energética en el Perú y Energías Renovables* (pág. 57). Lima. Perú: Fundación Friedrich Ebert.
- Garfí, M., Cadena, E., Pérez, I., & Ferrer, I. (2014). Technical, economic and environmental assessment of household biogas digesters for rural communities. *Renewable Energy*, *62*, 313-318.

- Gerber, M., & Span, R. (2008). *An Analysis of Available Mathematical Models for Anaerobic Digestion of Organic Substances for Production of Biogas*. Paris: International Gas Union Research Conference.
- Grima-Olmedo, C., Ramirez-Gomez, A., & Alcalde-Cartagena, R. (2014). Energetic performance of landfill and digester biogas in a domestic cooker. *Applied Energy*, 134, 301-308.
- Guevara-Vera, A. (1996). *Fundamentos básicos para el diseño de biodigestores anaeróbicos rurales*. Lima. Perú.: Organización Panamericana de la Salud. Division de Salud y Ambiente.
- Gujer, W., & Zehnder, A. (1983). Conversion Processes in Anaerobic Digestion. *Water Science and Technology*, 15(8-9), 127-167.
- Hanaki, K., Matsuo, T., & Nagase, M. (1981). Mechanisms of inhibition caused by long chain fatty acids in anaerobic digestion process. *Biotechnology & Bioengineering*, 23, 1591-1610.
- Hashimoto, A. (1982). Methane from cattle waste: Effect of temperature, hydraulic retention time, and influent substrate concentration on kinetic parameter (K). *Biotechnology and Bioengineering*, 14, 2039-2052.
- Heinsoo, K. (Abril de 2011). *BioEnergy Farm*. Obtenido de Implementation plan - Description of best examples: https://ec.europa.eu/energy/intelligent/projects/sites/iee-projects/files/projects/documents/bioenergy_farm_description_of_best_case_examples_en.pdf
- Heukelekian, H., & Heinemann, B. (1939). Studies on the Methane-Producing Bacteria. I. Development of a Method for Enumeration. *Sewage Works Journal*, 11(3), 426-435.
- Hill, D., & Barth, C. (1977). A Dynamic Model for Simulation of Animal Waste Digestion. *Journal Water Pollution Control Federation*, 49(10), 2129-2143.
- Hojnacki, A., Li, L., Kim, N., Markgraf, C., & Pierson, D. (14 de Diciembre de 2011). *D-Lab Waste*. Obtenido de Biodigester Global Case Studies: https://colab.mit.edu/sites/default/files/D_Lab_Waste_Biodigester_Case_Studies_Report.pdf
- Hong, J. (1989). Yield Coefficients for Cell Mass and Product Formation. *Biotechnology and Bioengineering*, 33, 506-507.
- Ipanaqué, W., Nissen, F., & Nuñez, L. (2015). *Laboratory experiments for Biogas Production from Anaerobic Digestion of Cocoa pod husk*. Piura: UDEP.
- Jablonski, S., Biernacki, P., Steinigeweg, S., & Lukaszewicz, M. (2015). Continuous mesophilic anaerobic digestion of manure and rape oilcake – Experimental and modelling study. *Waste Management*, 35, 105-110.

- Jayasinghe, P., Hettiaratchi, J., Mehrotra, A., & Kumar, S. (2011). Effect of enzyme additions on methane production and lignin degradation of landfilled sample of municipal solid waste. *Bioresource Technology*, *102*, 4033-4037.
- Kafle, G., & Chen, L. (2016). Comparison on batch anaerobic digestion of five different livestock manures and prediction of biochemical methane potential (BMP) using different statistical models. *Waste Management*, *48*, 492-502.
- Karakashev, D., Batstone, D., & Angelidaki, I. (2005). Influence of environmental conditions on methanogenic compositions in anaerobic biogas reactors. *Applied and Environmental Microbiology*, *71*, 331-338.
- Karekezi, S. (1994). Disseminating renewable energy technologies in Sub-Saharan Africa. *Annual Review of Energy and the Environment*, *19*, 387-421.
- Karekezi, S. (2002). Renewables in Africa-meeting the energy needs of the poor. *Energy Policy*, *30*(11-12), 1059-1069.
- Keshtkar, A., Abolhamd, G., Meyssami, B., & Ghaforian, H. (2003). Modeling of Anaerobic Digestion of Complex Substrates. *Iranian Journal of Chemistry and Chemical Engineering*, *22*(2), 61-74.
- Keymer, U., & Schilcher, A. (2003). *Biogasanlagen: Berechnung der Gasausbeute von Kosubstraten*. Frisinga: Bayerische Landesanstalt für Landwirtschaft.
- Kim, H., Han, G., & Kim, S. (2010). Optimization of lab scale metanol production by *Methylosinus trichosporium* OB3b. *Biotechnology and Bioprocess Engineering*, *15*(3), 476-480.
- Kim, J., Shin, S., Han, G., O'Flatherty, V., Lee, C., & Hwang, S. (2011). Common key acidogen populations in anaerobic reactors treating different wastewaters: Molecular identification and quantitative monitoring. *Water Research*, *45*, 2539-2549.
- Kirchmann, H., & Lundvall, A. (1993). Relationship between N immobilization and volatile fatty acids in soil after application of pig and cattle slurry. *Biology and Fertility of Soils*, *15*, 161-164.
- Lansing, S., Martin, J., Botero, R., Da Silva, T., & Da Silva, E. (2010). Methane production in low-cost, unheated, plug-flow digesters treating swine manure and used cooking grease. *Bioresource Technology*, *101*, 4362-4370.
- Latkar, M., Swaminathan, K., & Chakrabarti, T. (2003). Kinetics of anaerobic biodegradation of resorcinol catechol and hydroquinone in upflow fixed film-fixed bed reactors. *Bioresource Technology*, *88*, 69-74.
- Lawrence, A., & McCarty, P. (1969). Kinetics of Methane Fermentation in Anaerobic Treatment. *Journal of Water Pollution Control Federation*, *41*, 1-17.
- Linstrom, P., & Mallard, W. (13 de 06 de 2014). *NIST Chemistry WebBook, NIST Standard Reference Database Number 69*. Obtenido de National Institute of Standards and Technology: <http://webbook.nist.gov>

- López, C., & López, O. (2009). *Diseño, construcción y puesta en operación de un biodigestor anaerobio continuo para el laboratorio de Ingeniería Química de la Facultad de Ciencias Químicas de la Universidad Veracruzana*. Coatzacoalcos. México: Universidad Veracruzana. Facultad de Ciencias Químicas.
- Lyberatos, G., & Skiadas, I. (1999). Modelling of anaerobic digestion: A review. *Global Nest Journal*, 1(2), 63-76.
- Märkl, H., & Friedmann, H. (2006). *Biogasproduktion*. In: *Angewandte Mikrobiologie*. Berlín: Springer Verlag.
- Martí-Herrero, J., Acosta-Bedoya, F., & Gonzales, L. (2013). *Plan del Programa Nacional de Biodigestores de Bolivia*. La Paz. Bolivia: SNV.
- Merchuk, J. (1977). Further considerations on the enhancement factor for oxygen absorption into fermentation broth. *Biotechnology and Bioengineering*, 19, 1885-1889.
- MINEM. (2015). *Anuario Estadístico de Electricidad 2014*. Lima: MINEM.
- Moller, K., Stinner, W., Deuker, A., & Lethold, G. (2008). Effects of different manuring systems with and without biogas digestion on nitrogen cycle and crop yield in mixed organic dairy farming systems. *Nutrient Cycling in Agroecosystems*, 82, 209-232.
- Monod, J. (1949). The Growth of Bacterial Cultures. *Annual Reviews of Microbiology*, 3, 371-394.
- Moser, A. (1981). *Bioprozesstechnik: Berechnungsgrundlagen der Reaktionstechnik biokatalytischer Prozesse*. New York: Springer Verlag.
- Mosey, F. (1983). Mathematical Modelling of the Anaerobic Digestion Process: Regulatory Mechanisms for the Formation of Short-Chain Volatile Acids from Glucose. *Water Science and Technology*, 15, 209-232.
- Mulyanto, A., & Titiresmi. (2005). *Implementation of anaerobic process on wastewater from tapioca starch industries*. . Tangerang. Indonesia: Institute for Environmental Technology.
- Mussatto, S., Fernandes, M., Milagres, A., & Roberto, I. (2008). Effect of hemicellulose and lignin on enzymatic hydrolysis of cellulose from brewer's spent grain. *Enzyme and Microbial Technology*, 43(2), 124-129.
- Mwirigi, J. (2011). *Biogas technology: socio-economic and technological constraints to its adoption and sustainability*. Saarbrücken. Alemania: LAP LAMBERT Academic Publishing GmbH & Co.
- Nagahdar, L., Delidovich, I., & Palkovits, R. (2016). Aqueous-phase hydrolysis of cellulose and hemicelluloses over molecular acidic catalysts: Insights into the kinetics and reaction mechanism. *Applied Catalysis B: Environmental*, 184, 285-298.

- Netherlands Development Organisation. (2011). Production rate of biogas plants in 2010 and first half of 2011. *SNV Domestic Biogas Newsletter*, 5, 5.
- Nissen, F. (2014). *Energetic use of cocoa rest mass in small businesses on the example of a Peruvian cocoa plantation*. Piura. Perú.: Universidad de Piura.
- Okudoh, V., Trois, C., Workneh, T., & Schmidt, S. (2014). The potencial of cassava biomass and applicable technologies for sustainable biogas production in South Africa: A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 39, 1035-1052.
- Paul, J., & Beauchamp, E. (1989). Relationship between Volatile Fatty Acids, Total Ammonia, and pH in Manure Slurries. *Biological Wastes*, 29, 313-318.
- Petramás. (2013 de Enero de 2013). *La Central Térmica de Biomasa Huaycoloro de Petramás*. Obtenido de Peruanos Trabajando por un Medio Ambiente Saludable: <http://www.petramas.com/proyecto-de-generacion-de-energia-electrica-a-partir-del-biogas/>
- Pötsch, E., Pfundtner, E., Resch, R., & Much, P. (2004). Stoffliche Zusammensetzung und Ausbringungseigenschaften von Garruckständen aus Biogasanlagen (Composicion y características de uso de los restos fermentados de las plantas de biogas). *Alpenlandisches Expertenforum*, 18-19.
- Prado, R., Erdocia, X., & Labidi, J. (2013). Effect of the photocatalytic activity of TiO₂ on lignin depolymerization. *Chemosphere*, 91, 1355-1361.
- Rattanachomsri, U., Tanapongpitat, S., Eurwilaichitr, L., & Champreda, V. (2009). Simultaneous non-thermal saccharification of cassava pulp by multi-enzyme activity and ethanol fermentation by *Candida tropicalis*. *Journal of Bioscience and Bioengineering*, 107, 488-493.
- Saeman, J. (1945). Kinetics of wood saccharification-hydrolysis of cellulose and decomposition of sugar in dilute acid at high temperature. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 37, 43-52.
- Sasse, L., Kellner, C., & Kimaro, A. (1991). *Improved biogas unit for developing countries*. Eschborn. Alemania: Deutsche Gesellschaft für Technische Zusammenarbeit (GTZ).
- Scheper, T., & Ahring, B. (2003). *Biomethanation II*. Berlín: Springer-Verlag.
- Schievano, A., Tenca, A., Scaglia, B., Merlino, G., Rizzi, A., Daffonchio, D., . . . Adani, F. (2012). Two-Stage vs Single-Stage Thermophilic Anaerobic Digestion: Comparison of Energy Production and Biodegradation Efficiencies. *Environmental Science & Technology*, 46, 8502-8510.
- Schön, M. (2009). *Numerical modelling of anaerobic digestion processes in agricultural biogas plants*. Innsbruck. Austria.: Universität Innsbruck. Fakultät für Bauingenieurwissenschaften.
- Serra-Bonvehi, J., & Escola-Jorda, R. (1998). Constituents of Cocoa Husks. *Zeitschrift für Naturforschung*, 53, 785-792.

- Shin, H., & Song, Y. (1995). A Model for Evaluation of Anaerobic Degradation Characteristics of Organic Waste: Focusing on Kinetics, Rate-Limiting Step. *Environmental Technology*, 16, 775-784.
- Sinclair, C., & Kristiansen, B. (1993). *Fermentationsprozesse – Kinetik und Modellierung*. Berlín: Springer Verlag.
- Sirirote, P., Thnaboripat, N., & Tripak, S. (2010). The production of biogas from cassava tubers. *KMITL Science and Technology Journal*, 10, 30-36.
- Skouteris, G., Hermosilla, D., Lopez, P., Negro, C., & Blanco, A. (2012). Anaerobic membrane bioreactors for wastewater treatment: A review. *Chemical Engineering Journal*, 198, 138-148.
- Smith, J. (2011). *The Potential of Small-Scale Biogas Digesters to Alleviate Poverty and Improve Long Term Sustainability of Ecosystem Services in Sub-Saharan Africa*. Aberdeen. Reino Unido.: Research for Development.
- Speece, R. (1996). *Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewater*. Tennessee. Estados Unidos.: Archae Press.
- Stouthamer, A. (1976). *Yield Studies in Microorganisms. Patterns of Progress*. Durham: Meadowfield Press.
- Strom Report. (18 de Enero de 2015). *Renewable Energy Germany*. Obtenido de Strom-Report: <http://strom-report.de/renewable-energy/>
- Tabata, K., & Okura, I. (2008). Hydrogen and methanol formation utilizing bioprocesses. *Journal of the Japan Petroleum Institute*, 51(5), 255-263.
- Taylhardat, L. (1985). Biodigestores: Su utilización como estructuras alternas de saneamiento y como fuente alterna de energía accesoria. *Porciven*, 5, 4-7.
- Taylhardat, L. (1989). *El biogás fundamentos e infraestructura rural*. Maracay. Venezuela.: Universidad Central de Venezuela. Facultad de Agronomía.
- Thang, V., Kanda, K., & Kobayashi, G. (2010). Production of acetone-butanol-ethanol (ABE) in direct fermentation of cassava by *Clostridium saccharoperbutylacetonicum* N1-4. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, 161, 157-170.
- Thomsen, I. (2000). C and N transformations in ¹⁵N cross-labelled solid ruminant manure during anaerobic and aerobic storage. *Bioresource Technology*, 72, 267-274.
- Tolba, R., Tian, M., Wen, J., Jiang, Z., & Chen, A. (2010). Electrochemical oxidation of lignin at IrO₂-based oxide electrodes. *Journal of Electroanalytical Chemistry*, 649, 9-15.
- Toshio, N., Nobuhide, A., Atsushi, C., Masaaki, Y., & Seishu, T. (2013). Biomass as Local Resource. En T. Seishu, & H. Tadashi, *Research Approaches to Sustainable Biomass Systems* (págs. 7-8). Tokio: Elsevier.
- Universidad Nacional de Piura. (2015). *Informe de Ensayo N° 087-2015*. Piura: Laboratorio de Control de Calidad - Facultad de Ingeniería Pesquera.

- Uwagboe, E., Hanzat, R., Olumide, M., & Akinbile, L. (2010). Utilization of Cocoa Pod Husk (CPH) as Substitute for Maize in Layers Mash and Perception of Poultry Farmers in Nigeria. *International Journal of Science and Nature*, 1(2), 272-275.
- Veeken, A., & Hamelers, B. (1999). Effect of Temperature on Hydrolysis Rates of Selected Biowaste Components. *Bioresource Technology*, 69, 249-254.
- Viéiteza, E., & Ghosha, S. (1999). Biogasification of solid wastes by two-phase anaerobic fermentation. *Biomass Bioenergy*, 16, 299-309.
- Weiland, P. (2010). Biogas production: current state and perspectives. *Applied Microbiology Biotechnology*, 85, 849-860.
- Wim, J., & Tinashe, D. (1 de Julio de 2007). *Biogas for a better life: an African initiative*. Obtenido de Renewable Energy World.com: <http://www.renewableenergyworld.com/articles/print/volume-10/issue-4/bioenergy/biogas-for-a-better-life-an-african-initiative-51480.html>
- Winrock International. (2007). *Africa biogas initiative: potential for growth and models for commercialization; annotated bibliography*. Littler Rock, Arkansas, Estados Unidos: Winrock International.
- Wolf, K. (1991). *Kinetik in der Bioverfahrenstechnik*. Hamburgo. Alemania.: Behr's Verlag.
- Wolfsberger, A. (2008). *Modelling and Control of the Anaerobic Digestion of Energy Crops*. Viena. Austria: Universität für Bodenkultur. Department für Biotechnologie.
- Wolfsberger, A. (2008). *Modelling and Control of the Anaerobic Digestion of Energy Crops*. Gerersdorf: Universität für Bodenkultur.
- Xia, Y., Zhang, T., & Fang, H. (2012). Thermophilic anaerobic degradation of microcrystalline cellulose using mixed culture enriched from anaerobic digestion sludge. *Procedia Environmental Sciences*, 12, 3-8.
- Xinxin, Y., Bilad, M., Gerards, R., Vriensd, L., Piasecka, A., & Vankelecom, I. (2012). Comparison of MBR performance and membrane cleaning in a single-stage activated sludge system and a two-stage anaerobic/aerobic (A/A) system for treating synthetic molasses wastewater. *Journal of Membrane Science*, 394-395, 49-56.
- Xu, K., Liu, H., Du, G., & Chen, J. (2009). Real-time PCR assay targeting formyltetrahydrofolate synthetase gene to enumerate acetogens in natural and engineered environments. *Anaerobe Journal*, 15, 204-213.
- Yohaness, M. (2010). *Biogas potential from cow manure - Influence of diet*. Upsala: Uppsala BioCenter - Swedish University of Agricultural.
- Young, L., & Frazer, A. (1987). The fate of lignin and lignin-derived compounds in anaerobic environments. *Geomicrobiology Journal*, 5(3-4), 261-293.

- Young, L., & Frazer, A. (1987). The Fate of Lignin and Lignin-Derived Compounds in Anaerobic Environments. *Geomicrobiology Journal*, 5(3-4), 261-293.
- Yu, L., Wensel, P., Ma, J., & Chen, S. (2013). Mathematical Modeling in Anaerobic Digestion (AD). *Bioremediation & Biodegradation*, 12.
- Zethner, G., Pfundtner, E., & Humer, J. (2002). *Qualitat von Abfallen aus Biogasanlagen (Calidad de los residuos de las plantas de biogas)*. Austria: Federal Environment Agency.
- Zhang, Q., He, J., Titan, M., Mao, Z., Tang, L., & Zhang, J. (2011). Enhancement of methane production from cassava residues by biological pretreatment using a constructed microbial consortium. *Bioresource Technology*, 102, 8899-8906.

Anexo A

Tablas

Tabla A.1. Principales aplicaciones de biodigestores en el mundo

Ubicación	Objetivo	Tipo de biodigestor	Inversión	Capacidad del reactor	Materia prima	Producción
Fangshan (Beijing – China)	Biogás para cocinas	Continuo, sistema de tanques múltiples agitados	\$1 millón	1100 m ³	Estiércol vacuno (44 ton / día)	2000 m ³ / día
Yanqing (Beijing – China)	Generación eléctrica	Continuo, sistema de tanques múltiples agitados	\$10 millones	3000 m ³	Estiércol avícola (212 ton / día)	7 millones m ³ / año
Fuyang (Anhui - China)	Producción de fertilizante	Semicontinuo, combinación de: digestores plásticos subterráneos de elevada capacidad y digestores cilíndricos enterrados de baja capacidad	\$170 000	300 m ³	Estiércol porcino	-
Nanning (Guangxi – China)	Tratamiento de aguas servidas	Continuo, flujo ascendente de manto de lodo (turbulento, laminar y pulsante)	\$6 millones	3000 m ³	Aguas residuales industriales	30 000 m ³ / día
Pune (Sur de India)	Tratamiento de residuos urbanos	Semicontinuo, tanque vertical	\$200	0.75 m ³	Agua y residuos de cocina	-
Shirdi (Maharashtra – India)	Tratamiento de heces humanas	Continuo, sistema de tanques múltiples completamente sumergidos.	\$1000 - 1500	-	Aguas servidas, desechos humanos	-
Kerala (Sur de India)	Administración de residuos	Semicontinuo, modelo indio	\$220 (casas) - \$71 000 (instituciones)	10 – 25 m ³	Comida y desechos orgánicos	-
Bom Despacho (Minas Gerais – Brasil)	Reducción de emisiones de gases	Semicontinuo, trapezoidal a gran escala	-	-	Estiércol porcino	12 500 m ³ / día
Bahia – Brasil	Biogás en cocina e iluminación	Semicontinuo, tubular	\$700	-	Estiércol caprino	-
Santa Fe – Costa Rica	Biogás en cocina, manejo de residuos agrícolas	Semicontinuo, tubular plástico	\$300	10 m ³	Estiércol vacuno y porcino	-
Alajuela – Costa Rica	Manejo de residuos agrícolas	Semicontinuo, tubular de polietileno de gran escala	\$19 275	100 m ³	Estiércol vacuno y porcino	-

Tabla A.1. Principales aplicaciones de biodigestores en el mundo (continuación)

Ubicación	Objetivo	Tipo de biodigestor	Inversión	Capacidad del reactor	Materia prima	Producción
El Progreso - Honduras	Manejo de aguas residuales	Continuo, lagunas anaerobias cubiertas	-	9800 m ³	Aguas residuales de la molienda	300 m ³ / hora
Huimbayoc (San Martín – Perú)	Generación eléctrica	Semicontinuo, lago trapezoidal	-	289.6 m ³	Estiércol vacuno	8.74 – 11.65 m ³ / día
Ruanda - Kenia	Reducir tala de árboles y biogás para la cocina	Semicontinuo, tubular	\$550	-	Estiércol vacuno (60 kg / día)	1000 litros / día
Halle - Bélgica	Generación eléctrica	Continuo, sistema de tanque vertical	€4 millones	3200 m ³	Ensilaje de maíz, estiércol	4 millones m ³ / año
Heeten – Países Bajos	Generación eléctrica	Continuo, sistema de tanque vertical agitado	€6 millones	600 m ³ , 1800 m ³	Estiércol vacuno, porcino, ensilado de maíz	-
Naclaw - Polonia	Generación eléctrica	Continuo, sistema de tanques múltiples	€2 millones	1250 m ³	Estiércol vacuno, ensilado de maíz	2.4 millones m ³ / año
Pawlowko - Polonia	Generación eléctrica	Continuo, sistema de tanques múltiples	€2.5 millones	1500 m ³	Estiércol vacuno, ensilado de maíz	3 millones m ³ / año

Fuente: (Hojnacki, Li, Kim, Markgraf, & Pierson, 2011), (Heinsoo, 2011).

Tabla A.2. Coeficiente de rendimiento ($\text{g sustrato/g bacterias}$) usado en el modelo

	Monosacáridos	Fructosa	Aminoácidos	Glicerol	Ácido Propiónico	Ácido Butírico	Ácido Valérico	Ácido Oleico	Ácido Acético	Dióxido de carbono	Hidrogeno	Metano	Amoniaco
Hidrólisis carbohidratos	0.5 ^a												
Hidrólisis proteínas			0.8 ^a										
Hidrólisis lípidos				0.10 ^a				0.957 ^a					
Hidrólisis celulosa	0.5												
Acidogénesis de monosacáridos	-1.19	-	-	-	0.73	0.91	-	-	1.18	0.28	0.02	-	-0.15
Acidogénesis de fructosa		-1.33			0.73	0.65	-	-	1.18	1.51	0.09	-	-0.15
Acidogénesis de aminoácidos	-		-1.25	-	0.94	0.78	0.69	-	1.33	1.12	-	-	0.72
Acidogénesis de glicerol	-		-	-1.16	0.7	-	-	-	-	0.14	0.04	-	-0.15
Acetogénesis de ácido propiónico	-		-	-	-0.94	-	-	-	0.76	0.28	0.03	-	-0.15
Acetogénesis de ácido butírico	-		-	-	-	-0.78	-	-	1.06	-0.39	0.04	-	-0.15
Acetogénesis de ácido valérico	-		-	-	0.5	-	-0.69	-	0.41	-0.45	0.03	-	-0.15
Acetogénesis de ácido oleico	-		-	-	-	-	-	-0.49	1.25	-1.03	0.01	-	-0.15
Metanogénesis aceticlástica	-		-	-	-	-	-	-	-1.33	0.97	-	0.35	-0.15
Metanogénesis hidrogenotrófica	-		-	-	-	-	-	-	-	-1.95	-0.18	1.06	-0.15

Fuente: ^a (Angelidaki, Ellegaard, & Ahring, 1999).

Tabla A.3. Constantes propuestas por Angelidaki

Nomenclatura	Valor	Unidades	Nomenclatura	Valor	Unidades
V	0.5	L	$K_{s,nh3}$	0.05	g/L
V_g	0.1	L	$K_{i,VFA}$	0.33	g/L
V_s	22.4	L/mol	$K_{i,ole}$	5	g/L
R	0.082	atm L/mol K	$K_{i,pro}$ ^a	0.96	g/L
T	310	K	$K_{i,but}$ ^b	0.72	g/L
$G_{h2}, G_{co2},$	0 (t=0)	atm	$K_{i,val}$ ^c	0.4	g/L
G_{ch4}, G_{nh3}	0 (t=0)	atm	$K_{i,nh3}$	0.26	g/L
P_T	1 (t=0)	atm	$K_{a1,co2}$	4.909×10^{-7}	mol/L
Q_{ent}	0.0532	L/día	$K_{a2,co2}$	5.623×10^{-11}	mol/L
$k_{h,car}$ ^h	1	1/día	$K_{a,HAc}$	1.73×10^{-5}	mol/L
$k_{h,pro}$ ^h	1	1/día	$K_{a,HPr} = K_{a,HBut}$ ^g	1.445×10^{-5}	mol/L
$k_{h,lip}$ ^h	1	1/día	$K_{a,nh3}$	1.567×10^{-9}	mol/L
$k_{h,cel}$ ^e	0.0093	1/día	$Kla_{h2}, Kla_{co2},$ Kla_{ch4}, Kla_{nh3}	48	1/día
$k_{h,lig}$ ^f	0.0015	1/día	H_{h2}	0.01	g/L atm
$\mu_{max,X1}$	5.10	1/día	H_{co2}	0.04	g/L atm
$\mu_{max,X2}$	5.10	1/día	H_{ch4}	0.07	g/L atm
$\mu_{max,X3}$	6.38	1/día	H_{nh3}	0.0646	g/L atm
$\mu_{max,X4}$	0.53	1/día	M_{h2}	2	g/mol
$\mu_{max,X5}$	0.49	1/día	M_{co2}	44	g/mol
$\mu_{max,X6}$	0.67	1/día	M_{ch4}	16	g/mol
$\mu_{max,X7}$	0.69	1/día	M_{nh3}	17	g/mol
$\mu_{max,X8}$	0.55	1/día	M_{ace}	60	g/mol
$\mu_{max,X9}$	0.60	1/día	M_{pro}	74	g/mol
$\mu_{max,X10}$	0.60	1/día	M_{but}	88	g/mol
$K_{s,mon}$	0.50	g/L	$K_{d,1}$	0.24	1/día
$K_{s,fru}$	0.50	g/L	$K_{d,2}$	0.24	1/día
$K_{s,ami}$	0.50	g/L	$K_{d,3}$	0.24	1/día
$K_{s,gli}$	0.01	g/L	$K_{d,4}$	0.24	1/día
$K_{s,pro}$	0.269	g/L	$K_{d,5}$	0.24	1/día
$K_{s,but}$	0.176	g/L	$K_{d,6}$	0.24	1/día
$K_{s,val}$	0.175	g/L	$K_{d,7}$	0.24	1/día
$K_{s,ole}$	0.02	g/L	$K_{d,8}$	0.24	1/día
$K_{s,ace}$	0.12	g/L	$K_{d,9}$	0.24	1/día
$K_{s,h2}$	0.0003	g/L	$K_{d,10}$	0.24	1/día
$K_{s,co2}$	0.012	g/L			

^a Efecto inhibitor del ácido acético en la acetogénesis de ácido propiónico, ^b butírico, ^c valérico.

Fuente: ^e (Jablonski, Biernacki, Steinigeweg, & Lukaszewicz, 2015), ^f (Xia, Zhang, & Fang, 2012), ^g (Angelidaki, Ellegaard, & Ahring, 1993), ^h (Jayasinghe, Hettiaratchi, Mehrotra, & Kumar, 2011), (Angelidaki, Ellegaard, & Ahring, 1999), (Balmant, Oliveira, Mitchell, Vargas, & Ordonez, 2014).

Anexo B

Diseño en Simulink del Modelo Matemático, con Bloques S-Function Builder y Subsistemas

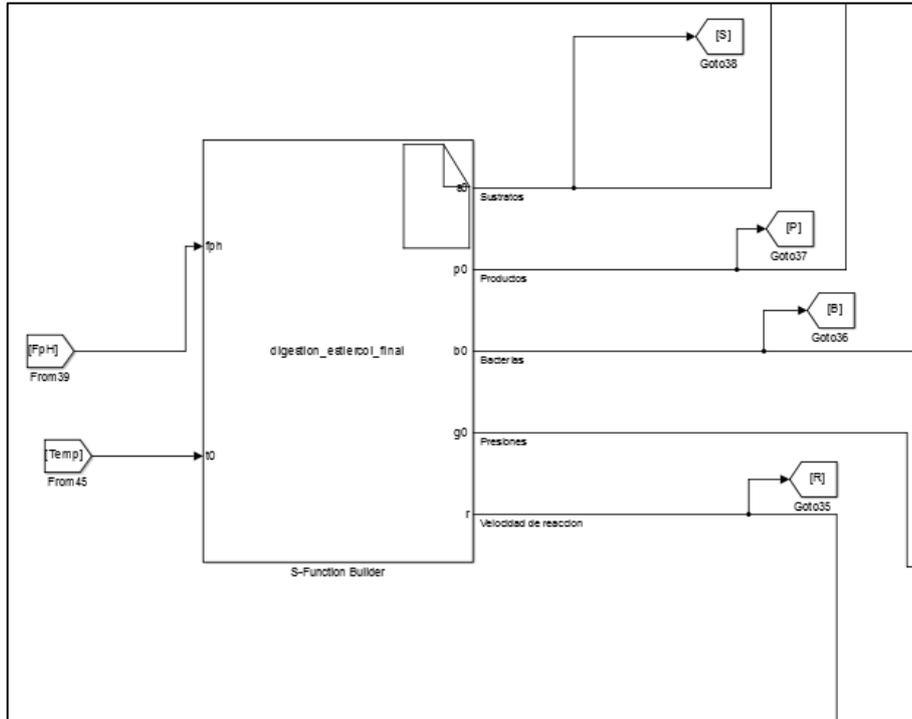


Figura B. 1. Bloque S-Function Builder del modelo de biodigestion

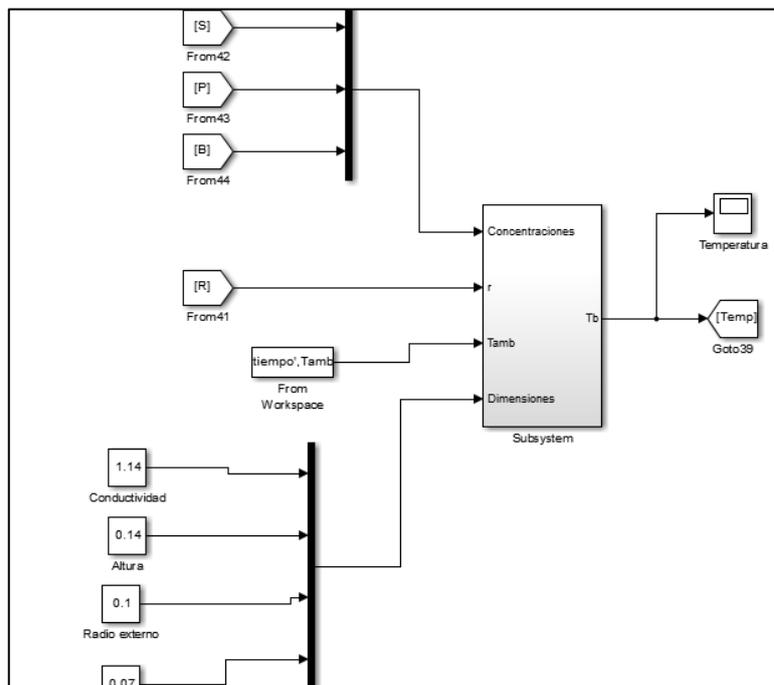


Figura B. 2. Subsistema del modelo térmico.

Anexo C

Códigos de Simulación de un Modelo Paramétrico en Simulink, MATLAB

C.1. Código del modelo de matemático del biorreactor

```
double v=0.5;
double rg=0.082;
double t=310;
double vg=0.1;
double
r0,r1,r2,r3,r4,r5,r6,r7,r8,r9,r10,r11,r12,r13,r14,r15,r16,r17,r18,r19,r20
,r21;
double Kla=24;
double Hh2=0.01;
double Hco2=0.04;
double Hch4=0.07;
double Hnh3=0.0646;
double Mh2=2;
double Mco2=44;
double Mch4=16;
double Mnh3=17;

double a0=0.5;           //+hidrolisis carbohidratos
double a1=0.01;          //+hidrolisis celulosa
double a2=12.8576;       //-acidogenesis glucosa

double a3=12.8576;       //-acidogenesis fructuosa

double a4=0.8;           //0.35 +hidrolisis proteinas
double a5=14.4928;       //-acidogenesis aminoacidos

double a6=0.1041;        //+hidrolisis lipidos
double a7=19.999;        //-acidogenesis gliceroles

double a8=2.9366;        //+acidogenesis glucosa
double a9=2.9366;        //+acidogenesis fructuosa
double a10=1.1178;       //+acidogenesis aminoacidos
double a11=15.1506;      //+acidogenesis glicerol
double a12=14.2984;      //-acetogenesis propionato
double a13=10.0286;      //+acetogenesis valerato

double a14=3.0795;       //+acidogenesis glucosa
double a15=3.0795;       //+acidogenesis fructuosa
double a16=1.0449;       //+acidogenesis aminoacidos
double a17=14.3155;      //-acetogenesis butirato

double a18=0.7005;      //0.35 +acidogenesis aminoacidos
double a19=13.8232;     //-acetogenesis valerato

double a20=0.9579;       //+hidrolisis lipidos
double a21=14.6712;     //-acetogenesis oleatos

double a22=3.543;        //+acidogenesis glucosa
double a23=3.543;        //+acidogenesis fructuosa
double a24=9.2824;       //+acidogenesis aminoacidos
```

```

double a25=10.8339;    //+acetogenesis propionato
double a26=18.4562;    //+acetogenesis butirato
double a27=7.2466;    //+acetogenesis valerato
double a28=27.1567;    //+acetogenesis oleatos
double a29=24.1351;    //-metanogenesis aceticlastica

double a30=2.4128;    //0.8  +acidogenesis glucosa
double a31=2.4128;    //0.8  +acidogenesis fructuosa
double a32=1.7227;    //0.8  +acidogenesis aminoacidos
double a33=0.2783;    //    -acidogenesis glicerol
double a34=7.6686;    //0.8  +acetogenesis propionato
double a35=0.3894;    //    -acetogenesis butirato
double a36=3.3053;    //    -acetogenesis valerato
double a37=0.5723;    //    -acetogenesis oleatos
double a38=16.7256*4; //0.8  +metanogenesis aceticlastica
double a39=17.9115;    //    -metanogenesis hidrogenotrofica

double a40=1.0834*0.5; //+acetogenesis propionato
double a41=0.6152*0.5; //+acetogenesis butirato
double a42=1.5087*0.5; //+acetogenesis oleato
double a43=3.0796*0.5; //    -metanogenesis hidrogenotrofica

double a44=0.9658;    //20   +acetogenesis valerato
double a45=6.0821*5;  //1.75 +metanogenesis aceticlastica
double a46=5.8053;    //1.75 +metanogenesis hidrogenotrofica

double a47=0.1504;    //-acidogenesis, acetogenesis, metanogenesis
double a48=2.5023;    //+acidogenesis aminoacidos

double u5;
double u6;
double u7;
double u8;
double u9;
double u10;
double topt1=0.00017;
double topt2=0.00018;

if (t0[0]<53)
{
    u5=umax5[0]-topt1*(53-t0[0]);
}else
{
    u5=umax5[0];
}

if (t0[0]<60)
{
    u6=umax6[0]-topt2*(60-t0[0]);
}else
{
    u6=umax6[0];
}

if (t0[0]<60)
{
    u7=umax7[0]-topt2*(60-t0[0]);
}else
{

```

```

    u7=umax7[0];
}
if (t0[0]<53)
{
    u8=umax8[0]-topt1*(53-t0[0]);
}else
{
    u8=umax8[0];
}
if (t0[0]<55)
{
    u9=umax9[0]-topt1*(55-t0[0]);
}else
{
    u9=umax9[0];
}
if (t0[0]<55)
{
    u10=umax10[0]-topt1*(55-t0[0]);
}else
{
    u10=umax10[0];
}

r0=kh1[0]*xC[0]*ki1[0]/(ki1[0]+xC[10]+xC[11]+xC[12]+xC[14]);
r1=kh2[0]*xC[1]*ki1[0]/(ki1[0]+xC[10]+xC[11]+xC[12]+xC[14]);
r2=kh3[0]*xC[2]*ki1[0]/(ki1[0]+xC[10]+xC[11]+xC[12]+xC[14]);
r3=kh4[0]*xC[3];
r4=kh5[0]*xC[4];

r5=umax1[0]*xC[6]*xC[19]*xC[18]*ki6[0]/((ks1[0]+xC[6])*(ks12[0]+xC[18])*(ki6[0]+xC[13]));
r6=umax2[0]*xC[7]*xC[20]*xC[18]*ki6[0]/((ks2[0]+xC[7])*(ks12[0]+xC[18])*(ki6[0]+xC[13]));
r7=umax3[0]*xC[8]*xC[21]*ki6[0]/((ks3[0]+xC[8])*(ki6[0]+xC[13]));
r8=umax4[0]*xC[9]*xC[22]*xC[18]*ki6[0]/((ks6[0]+xC[9])*(ks12[0]+xC[18])*(ki6[0]+xC[13]));

r9=u5*xC[10]*xC[23]*xC[18]*ki2[0]*ki6[0]/((ks5[0]+xC[10])*(ks12[0]+xC[18])*(ki2[0]+xC[14])*(ki6[0]+xC[13]));
r10=u6*xC[11]*xC[24]*xC[18]*ki3[0]*ki6[0]/((ks6[0]+xC[11])*(ks12[0]+xC[18])*(ki3[0]+xC[14])*(ki6[0]+xC[13]));
r11=u7*xC[12]*xC[25]*xC[18]*ki4[0]*ki6[0]/((ks7[0]+xC[12])*(ks12[0]+xC[18])*(ki4[0]+xC[14])*(ki6[0]+xC[13]));
r12=u8*xC[13]*xC[26]*xC[18]*ki6[0]/((xC[13]*xC[13]+ks8[0]*ki6[0]+xC[13]*ki6[0])*(ks12[0]+xC[18]));

r13=u9*xC[14]*xC[27]*xC[18]*ki5[0]*ki6[0]/((ks9[0]+xC[14])*(ks12[0]+xC[18])*(ki5[0]+xC[18])*(ki6[0]+xC[13]));
r14=u10*xC[15]*xC[16]*xC[28]*xC[18]/((ks10[0]+xC[15])*(ks11[0]+xC[16])*(ks12[0]+xC[18]));

r15=K1a*(xC[15]-Hco2*xC[29]);
r16=K1a*(xC[16]-Hh2*xC[30]);
r17=K1a*(xC[17]-Hch4*xC[31]);
r18=K1a*(xC[18]-Hnh3*xC[32]);
r19=(r15*v/Mco2)+(r16*v/Mh2)+(r17*v/Mch4)+(r18*v/Mnh3);
r20=1+xC[29]+xC[30]+xC[31]+xC[32];

if (xC[0]<0)

```

```
{
    dx[0]=0;
    xC[0]=0;
}
else
{
    dx[0]=-r0;
}
if (xC[1]<0)
{
    dx[1]=0;
    xC[1]=0;
}
else
{
    dx[1]=-r1;
}
if (xC[2]<0)
{
    dx[2]=0;
    xC[2]=0;
}
else
{
    dx[2]=-r2;
}
if (xC[3]<0)
{
    dx[3]=0;
    xC[3]=0;
}
else
{
    dx[3]=-r3;
}
if (xC[4]<0)
{
    dx[4]=0;
    xC[4]=0;
}
else
{
    dx[4]=-r4;
}

if (xC[5]<0)
{
    dx[5]=0;
    xC[5]=0;
}
else
{
    dx[5]=0;
}
if (xC[6]<0)
{
    dx[6]=0;
    xC[6]=0;
}
else
{
```

```
    dx[6]=a0*r0+a1*r3-a2*r5;
}
if (xC[7]<0)
{
    dx[7]=0;
    xC[7]=0;
}
else
{
    dx[7]=-a3*r6;
}

if (xC[8]<0)
{
    dx[8]=0;
    xC[8]=0;
}
else
{
    dx[8]=a4*r1-a5*r7;
}
if (xC[9]<0)
{
    dx[9]=0;
    xC[9]=0;
}
else
{
    dx[9]=a6*r2-a7*r8;
}
if (xC[10]<0)
{
    dx[10]=0;
    xC[10]=0;
}
else
{
    dx[10]=a8*r5+a9*r6+a10*r7+a11*r8-a12*r9+a13*r11;
}

if (xC[11]<0)
{
    dx[11]=0;
    xC[11]=0;
}
else
{
    dx[11]=a14*r5+a15*r6+a16*r7-a17*r10;
}
if (xC[12]<0)
{
    dx[12]=0;
    xC[12]=0;
}
else
{
    dx[12]=a18*r7-a19*r11;
}
if (xC[13]<0)
{
    dx[13]=0;
```

```

        xC[13]=0;
    }
    else
    {
        dx[13]=a20*r2-a21*r12;
    }
    if (xC[14]<0)
    {
        dx[14]=0;
        xC[14]=0;
    }
    else
    {
        dx[14]=a22*r5+a23*r6+a24*r7+a25*r9+a26*r10+a27*r11+a28*r12-a29*r13;
    }
    if (xC[15]<0)
    {
        dx[15]=0;
        xC[15]=0;
    }
    else
    {
        dx[15]=a30*r5+a31*r6+a32*r7-a33*r8+a34*r9-a35*r10-a36*r11-
a37*r12+a38*r13-a39*r14-r15;
    }
    if (xC[16]<0)
    {
        dx[16]=0;
        xC[16]=0;
    }
    else
    {
        dx[16]=a40*r9+a41*r10+a42*r12-a43*r14-r16;
    }

    if (xC[17]<0)
    {
        dx[17]=0;
        xC[17]=0;
    }
    else
    {
        dx[17]=a44*r11+a45*r13+a46*r14-r17;
    }
    if (xC[18]<0)
    {
        dx[18]=0;
        xC[18]=0;
    }
    else
    {
        dx[18]=a48*r7-r18-a47*(r5+r6+r8+r9+r10+r11+r12+r13+r14);
    }
    if (xC[19]<0)
    {
        dx[19]=0;
        xC[19]=0;
    }
    else
    {
        dx[19]=r5-kd1[0]*xC[19];
    }

```

```
}
if (xC[20]<0)
{
    dx[20]=0;
    xC[20]=0;
}
else
{
    dx[20]=r6-kd2[0]*xC[20];
}
if (xC[21]<0)
{
    dx[21]=0;
    xC[21]=0;
}
else
{
    dx[21]=r7-kd3[0]*xC[21];
}

if (xC[22]<0)
{
    dx[22]=0;
    xC[22]=0;
}
else
{
    dx[22]=r8-kd4[0]*xC[22];
}
if (xC[23]<0)
{
    dx[23]=0;
    xC[23]=0;
}
else
{
    dx[23]=r9-kd5[0]*xC[23];
}
if (xC[24]<0)
{
    dx[24]=0;
    xC[24]=0;
}
else
{
    dx[24]=r10-kd6[0]*xC[24];
}
if (xC[25]<0)
{
    dx[25]=0;
    xC[25]=0;
}
else
{
    dx[25]=r11-kd7[0]*xC[25];
}
if (xC[26]<0)
{
    dx[26]=0;
    xC[26]=0;
}
}
```

```

else
{
    dx[26]=r12-kd8[0]*xC[26];
}
if (xC[27]<0)
{
    dx[27]=0;
    xC[27]=0;
}
else
{
    dx[27]=r13-kd9[0]*xC[27];
}

if (xC[28]<0)
{
    dx[28]=0;
    xC[28]=0;
}
else
{
    dx[28]=r14-kd10[0]*xC[28];
}
if (xC[29]<0)
{
    dx[29]=0;
    xC[29]=0;
}
else
{
    dx[29]=(rg*t/vg)*((r15*v/Mco2)-(r19*xC[29]/r20));
}
if (xC[30]<0)
{
    dx[30]=0;
    xC[30]=0;
}
else
{
    dx[30]=(rg*t/vg)*((r16*v/Mh2)-(r19*xC[30]/r20));
}
if (xC[31]<0)
{
    dx[31]=0;
    xC[31]=0;
}
else
{
    dx[31]=(rg*t/vg)*((r17*v/Mch4)-(r19*xC[31]/r20));
}
if (xC[32]<0)
{
    dx[32]=0;
    xC[32]=0;
}
else
{
    dx[32]=(rg*t/vg)*((r18*v/Mnh3)-(r19*xC[32]/r20));
}

```

C.2. Código del modelo de matemático de la variación de pH.

```

double h0,h1,h2,h3,h4,h5;
double Mh2=2;
double Mco2=44;
double Mch4=16;
double Mnh3=17;
double Mace=60;
double Mpro=74;
double Mbut=88;
double Mz=95;

h0=s[0]*ka0[0]*xC[0]/(Mco2*ka0[0]*xC[0]+Mco2*xC[0]*xC[0]+Mco2*ka0[0]*ka1[
0]);
h1=s[0]*ka0[0]*ka1[0]/(Mco2*ka0[0]*ka1[0]+Mco2*xC[0]*ka0[0]+Mco2*xC[0]*xC
[0]);
h2=s[1]*ka2[0]/(Mace*ka2[0]+Mace*xC[0]);
h3=s[2]*ka3[0]/(Mpro*ka3[0]+Mpro*xC[0]);
h4=s[3]*ka4[0]/(Mbut*ka4[0]+Mbut*xC[0]);
h5=s[4]*ka5[0]/(Mnh3*ka5[0]+Mnh3*xC[0]);

if (xC[0]<0)
{
    dx[0]=0;
    xC[0]=0;
}
else
{
    dx[0]=h0+2*h1+h2+h3+h4-h5-0.1*(z[0]/Mz);
}
if (xC[1]<0)
{
    dx[1]=0;
    xC[1]=0;
}
else
{
    dx[1]=h0;
}
if (xC[2]<0)
{
    dx[2]=0;
    xC[2]=0;
}
else
{
    dx[2]=h1;
}
if (xC[3]<0)
{
    dx[3]=0;
    xC[3]=0;
}
else
{
    dx[3]=h2;
}

```

```

if (xC[4]<0)
{
    dx[4]=0;
    xC[4]=0;
}
else
{
    dx[4]=h3;
}

if (xC[5]<0)
{
    dx[5]=0;
    xC[5]=0;
}
else
{
    dx[5]=h4;
}
if (xC[6]<0)
{
    dx[6]=0;
    xC[6]=0;
}
else
{
    dx[6]=h5;
}

```

C.3. Código del modelo de matemático de la variación de entalpia del proceso.

```

function H = EntalpiadeReaccion(r, Tb)
%#codegen
H5=( (146.1973*10^3+(Tb-25)*46.5678)/162.141)*r(5)*12.8576*0.5;
H6=( (160.898*10^3+(Tb-25)*(46.5681))/180.16)*r(6)*12.8576*0.5;
H7=( (489.8221*10^3+(Tb-25)*(-181.2889))/27.862)*r(7)*14.4928*0.5;
H8=( (-110.5634*10^3+(Tb-25)*(-2.154))/92.0938)*r(8)*19.999*0.5;
H9=( (209.937*10^3+(Tb-25)*(-57.1888))/74.08)*r(9)*14.2984*0.5;
H10=( (152.0797*10^3+(Tb-25)*(-29.0196))/88.11)*r(10)*14.3155*0.5;
H11=( (35.9058*10^3+(Tb-25)*(-9.2277))/102.13)*r(11)*13.8232*0.5;
H12=( (1016.8751*10^3+(Tb-25)*(-470.5832))/282.4614)*r(12)*14.6712*0.5;
H13=( (23.4196*10^3+(Tb-25)*(-34.8234))/60.0211)*r(13)*24.1351*0.5;
H14=( (-64.2001*10^3+(Tb-25)*11.4995)/2.01589)*r(14)*3.0796*0.5;

Heat=H5+H6+H7+H8+H9+H10+H11+H12+H13+H14;

H = Heat;

```