



UNIVERSITAT
POLITÈCNICA
DE VALÈNCIA

CAMPUS D'ALCOI

DISEÑO DE UN REACTOR ANAEROBIO PARA LA DIGESTIÓN DE FANGOS

MEMÒRIA PRESENTADA PER:

Jéssica Sáez Rico

GRAU DE ENGINYERIA QUÍMICA

Convocatòria de defensa: *Septembre 2017*

Resumen

El presente trabajo tiene el objetivo de diseñar una planta piloto destinada al tratamiento de fangos que pueda instalarse en cualquier Estación Depuradora de Aguas Residuales (EDAR), en especial el diseño se centra en el reactor biológico anaerobio. Para el diseño se emplea el modelo matemático ADM1 y se utiliza el programa Matlab para llevar a cabo su implementación, y así obtener la simulación del proceso de la digestión anaerobia. Se realiza también un estudio económico de los costes de construcción de la planta, así como los costes energéticos necesarios para su óptimo funcionamiento.

Resum

El present treball té l'objectiu de dissenyar una planta pilot destinada al tractament de fangs que pugui ser instal·lada en qualsevol Estació Depuradora d'Aigües Residuals (EDAR), especialment el disseny se centra en el reactor biològic anaeròbic. Per al disseny s'empra el model matemàtic ADM1 i s'utilitza el programa Matlab per a dur a terme la seua implantació, i així obtindre la simulació del procés de la digestió anaeròbia. Es realitza també un estudi econòmic dels costos de construcció de la planta, així com els costos energètics necessaris per al seu òptim funcionament.

Abstract

The present work has the aim of designing a pilot plant for the treatment of sludge that can be installed in any Wastewater Treatment Plant (WTP), especially the design focuses on the anaerobic biological reactor. For the design, the mathematical model ADM1 is used and Matlab is the program used to carry out its implementation, thus obtaining the simulation of the anaerobic digestion process. There is also an economic study of the costs of building the plant, as well as the energy costs necessary for its optimal performance.

Índice general

| | |
|--|----|
| 1. Introducción | 6 |
| 1.1. Digestión anaerobia | 6 |
| 1.2. Factores ambientales y operacionales que afectan a la digestión anaerobia | 10 |
| 1.2.1. Factores ambientales | 10 |
| 1.2.2. Factores operacionales | 12 |
| 1.3. Modelos matemáticos de la digestión anaerobia | 14 |
| 1.3.1. Modelo de Graef y Andrews (1969) | 14 |
| 1.3.2. Modelo de Hill (1982) | 15 |
| 1.3.3. Modelo de Mosey (1983) | 16 |
| 1.3.4. Modelo de Angelidaki (1993) | 16 |
| 1.3.5. Modelo de Siegrist (1993) | 17 |
| 1.3.6. Modelo ADM1 (2002) | 18 |
| 2. Objetivos | 19 |
| 3. Implantación del modelo “ADM1” | 19 |
| 3.1. Nomenclatura | 19 |
| 3.2. Ecuaciones de diseño | 21 |
| 3.3. Procesos de inhibición | 25 |
| 3.4. Datos experimentales utilizados para la simulación | 26 |
| 3.5. Resultados de la simulación | 29 |
| 4. Descripción de la planta piloto | 43 |
| 4.2. Equipos | 44 |
| 4.2.1. Tanque de almacenamiento | 44 |
| 4.2.2. Bombas centrífugas | 45 |
| 4.2.3. Reactor | 46 |
| 4.2.4. Intercambiador de calor | 50 |
| 4.2.5. Válvulas de paso | 55 |
| 5. Estudio económico | 55 |
| 5.1. Costes de construcción | 55 |
| 5.2. Costes energéticos | 56 |
| 6. Conclusión | 57 |
| 7. Bibliografía | 58 |
| 8. Anexos | 62 |

Índice de tablas

| | |
|--|----|
| 1. Reacciones de la acidogénesis..... | 9 |
| 2. Reacciones de la acetogénesis..... | 9 |
| 3. Reacciones de la metanogénesis..... | 9 |
| 4. Componentes solubles utilizados en el modelo ADM1..... | 19 |
| 5. Componentes particulados utilizados en el modelo ADM1..... | 20 |
| 6. Parámetros cinéticos utilizados en el modelo ADM1..... | 20 |
| 7. Coefficientes estequiométricos empleados en el modelo ADM1..... | 21 |
| 8. Ecuaciones de diseño de la fase líquida de los componentes solubles..... | 22 |
| 9. Ecuaciones de diseño de la fase líquida de los componentes particulados..... | 23 |
| 10. Procesos bioquímicos y sus respectivas ecuaciones cinéticas..... | 24 |
| 11. Ecuaciones de los procesos de inhibición no competitiva..... | 25 |
| 12. Ecuaciones de los procesos de inhibición por variación del pH..... | 26 |
| 13. Valores de los parámetros estequiométricos..... | 27 |
| 14. Valores de los parámetros bioquímicos..... | 27 |
| 15. Condiciones iniciales..... | 28 |
| 16. Condiciones de operación..... | 29 |
| 17. Costes de construcción..... | 56 |
| 18. Costes energéticos..... | 57 |

Índice de figuras

| | |
|---|-----------|
| 1. Curva del crecimiento de los microorganismos..... | 8 |
| 2. Esquema de la digestión anaerobia de la materia orgánica compleja..... | 10 |
| 3. Esquema de un digester anaerobio convencional..... | 13 |
| 4. Diagrama de flujo del modelo de Hill (1982)..... | 15 |
| 5. Diagrama de flujo del modelo de Mosey (1993)..... | 16 |
| 6. Diagrama de flujo del modelo de Angelidaki (1993)..... | 17 |
| 7. Diagrama de flujo del modelo de Siegrist (1993)..... | 17 |
| 8. Diagrama de flujo del modelo ADM1..... | 18 |
| 9. Variación de la materia orgánica compleja respecto al tiempo..... | 29 |
| 10. Variación de los carbohidratos respecto al tiempo..... | 30 |
| 11. Variación de los monosacáridos respecto al tiempo..... | 30 |
| 12. Variación de las proteínas respecto al tiempo..... | 31 |
| 13. Variación de los aminoácidos respecto al tiempo..... | 31 |
| 14. Variación de los lípidos respecto al tiempo..... | 32 |
| 15. Variación de los ácidos grasos de cadena larga respecto al tiempo..... | 32 |
| 16. Variación de las partículas inertes respecto al tiempo..... | 33 |
| 17. Variación de los solubles inertes respecto al tiempo..... | 33 |
| 18. Variación del nitrógeno inorgánico respecto al tiempo..... | 34 |
| 19. Variación del propionato respecto al tiempo..... | 34 |
| 20. Variación del butirato respecto al tiempo..... | 35 |
| 21. Variación del valerato respecto al tiempo..... | 35 |
| 22. Variación del acetato respecto al tiempo..... | 36 |
| 23. Variación del hidrógeno respecto al tiempo..... | 37 |
| 24. Variación del metano respecto al tiempo..... | 38 |
| 25. Variación de los consumidores de azúcar respecto al tiempo..... | 39 |
| 26. Variación de los aminoácidos de azúcar respecto al tiempo..... | 39 |
| 27. Variación de los consumidores de ácidos grasos de cadena larga respecto al tiempo..... | 40 |
| 28. Variación de los consumidores de valerato y butirato respecto al tiempo..... | 40 |

| | | |
|------------|--|----|
| 29. | Variación de los consumidores de propianato respecto al tiempo..... | 41 |
| 30. | Variación de los consumidores de acetato respecto al tiempo..... | 41 |
| 31. | Variación de los consumidores de hidrógeno respecto al tiempo..... | 42 |
| 32. | Diagrama de la plata piloto..... | 43 |
| 33. | Distribución en planta de la planta piloto..... | 44 |
| 34. | Bidón de plástico utilizado..... | 45 |
| 35. | a) Bomba centrífuga empleada. b) Curva de la bomba utilizada..... | 46 |
| 36. | Reactor de mezcla completa sin circulación..... | 46 |
| 37. | Medidas del reactor utilizado..... | 47 |
| 38. | Reactor de acero vidriado..... | 48 |
| 39. | (a) Sistema de inyección de gas no confinado. (b) Sistema de inyección de gas confinado..... | 49 |
| 40. | Sistema de agitación mecánica..... | 49 |
| 41. | Sistema de bombeo mecánico..... | 49 |
| 42. | Intercambiador de calor típico utilizado para el calentamiento de la disolución..... | 51 |
| 43. | Intercambiador de calor tubular..... | 54 |
| 44. | Válvula de bola hidráulica..... | 55 |

1. Introducción

El continuo crecimiento de la humanidad está directamente relacionado con el aumento del consumo de la energía y las materias primas, lo que conlleva a un aumento de la contaminación del medio ambiente y provoca la escasez de los recursos naturales. Además cada vez son más las toneladas por año generadas de desechos orgánicos biodegradables, de los cuales un elevado porcentaje van directamente a los vertederos.

Actualmente la digestión anaerobia es la tecnología más utilizada en la industria para el tratamiento de los residuos biodegradables por sus numerosas ventajas: minimiza las emisiones de gases de efecto invernadero; genera biogás que puede ser utilizado para generar energía y así evitar otras fuentes de energía más contaminantes; reduce en un elevado porcentaje el contenido en materia orgánica.

En el presente trabajo, se va a simular el proceso de la digestión anaerobia mediante el modelo matemático ADM1 y el programa Matlab, y se van a diseñar los equipos, en especial el reactor biológico, que constituirán la planta piloto que llevará a cabo esta digestión. Previamente a la descripción del trabajo, se describe el proceso de digestión anaerobia con sus fases, modelos matemáticos, factores ambientales y operaciones que influyen, etc. Y por último se realiza un pequeño estudio económico incluyendo los costes de construcción de la planta y los costes energéticos de la misma.

1.1. Digestión anaerobia

Como se ha podido extraer del artículo "*Digestión anaerobia. Proceso de producción de biogás. Biodisol*", la digestión anaerobia se define como un proceso biológico que en ausencia de oxígeno transforma la materia orgánica biodegradable en biomasa (lodos) y compuestos orgánicos volátiles (biogás). Este tipo de digestión se utiliza principalmente para la estabilización de fangos producidos en la depuración de aguas residuales. Estos fangos poseen una alta concentración de materia orgánica, y al digerirlos se elimina parte de esta materia orgánica. Otras aplicaciones de este proceso pueden ser el tratamiento de residuos ganaderos y agrícolas y la reducción de emisiones de efecto invernadero.

El biogás está compuesto principalmente por metano (CH_4) y dióxido de carbono (CO_2), por lo que puede ser aprovechado energéticamente para la generación de electricidad y calor, como combustible para vehículos, en calderas.

La digestión anaerobia es un proceso lento que se lleva a cabo en un reactor completamente cerrado con flujo continuo o discontinuo del agua residual, el fluido permanece en el reactor un tiempo determinado con el fin de que se lleve a cabo la digestión. Tras este proceso, el residuo que se extrae posee un contenido en materia orgánica bajo, con lo que se evitan problemas de olores por putrefacción.

Es un proceso que se utiliza a nivel mundial para tratar los fangos producidos en el tratamiento de aguas residuales, ya que facilita el manejo de los residuos orgánicos y además proporciona una fuente de energía limpia y renovable al producir biogás.

La digestión anaerobia de fangos presenta diversas ventajas e inconvenientes:

- Ventajas:
 - Se obtiene biogás que puede ser aprovechado energéticamente.
 - Se elimina un elevado porcentaje de sólidos en suspensión volátiles.
 - El fango que se obtiene es fácilmente tratable.
 - Al llevarse a cabo en un reactor cerrado y en ausencia de oxígeno, desaparecen los problemas de olores.
 - Se reduce considerablemente el contenido en materia orgánica.
 - El fango que se obtiene de este proceso es rico en nutrientes y puede ser utilizado como fertilizante en la agricultura.
 - Menor producción de lodos que en los procesos aerobios.
 - Mayor capacidad de carga orgánica a tratar.

- Inconvenientes:
 - Coste inicial elevado.
 - Puesta en marcha lenta.
 - Ante cualquier contratiempo durante el proceso, el tiempo de recuperación es largo.
 - Los microorganismos son muy sensibles a los cambios ambientales bruscos.
 - El sobrenadante presenta alto contenido en nitrógeno, sólidos en suspensión (SS), y elevada demanda biológica y química de oxígeno (DBO y DQO), por lo que la calidad del efluente es menor.
 - Al manejar gas inflamable (biogás) pueden haber problemas de seguridad.

La digestión anaerobia se lleva a cabo mediante reacciones químicas dirigidas por la acción conjunta de las poblaciones de microorganismos. Estos microorganismos son los encargados de transformar la materia orgánica presente.

Las poblaciones de microorganismos poseen una cinética de crecimiento descrita por las siguientes fases:

- Fase de latencia: Es un periodo de transición en el que los microorganismos se adaptan al nuevo medio de cultivo, al medio anaerobio. En esta fase no hay crecimiento de los microorganismos, pero sí hay gran actividad metabólica.

- Fase exponencial o logarítmica: Los microorganismos crecen a medida que van asimilando el sustrato. La velocidad de crecimiento es máxima en condiciones óptimas. Las condiciones ambientales afectan a la velocidad de crecimiento exponencial.
- Fase estacionaria: Se logra la estabilización del número de microorganismos. Las limitaciones del crecimiento ocurren por agotamiento de algún nutriente esencial, por la inhibición que provoca una elevada concentración de productos tóxicos o por las limitaciones del espacio disponible.
- Fase de declinación o muerte: En esta fase se lleva a cabo una disminución progresiva del número de microorganismos debido a la falta de nutrientes, a la elevada concentración de subproductos o a las condiciones desfavorables del sistema.

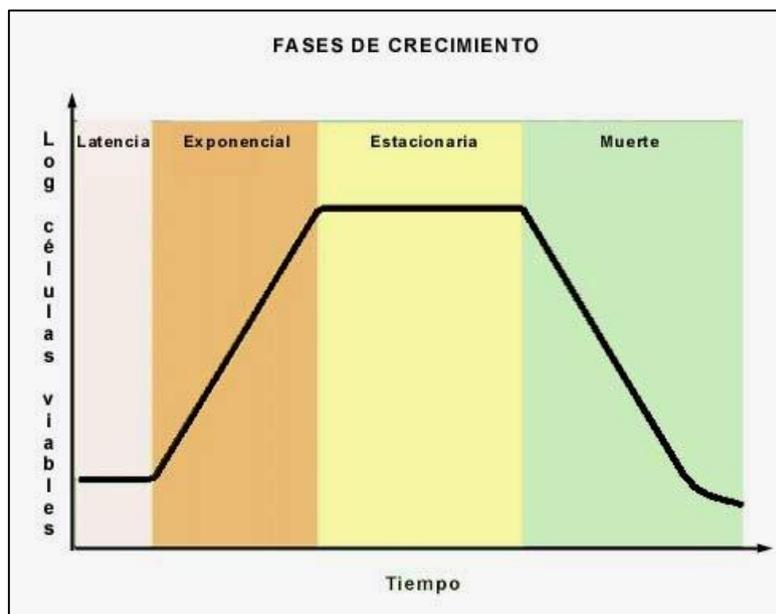


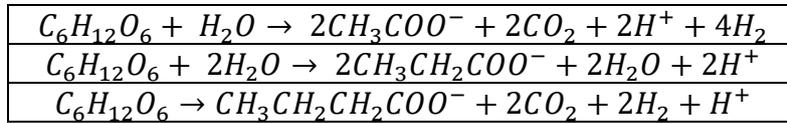
Fig.1: Curva del crecimiento de los microorganismos

La conversión de la materia orgánica presente en los fangos se divide en cuatro etapas descritas a continuación.

- **Hidrólisis:**
La hidrólisis consiste en la transformación de moléculas orgánicas complejas de alto peso molecular en otras moléculas más sencillas que pueden utilizarse como fuente de carbono y energía para las células de los microorganismos. Esta etapa está controlada por enzimas extracelulares.
- **Acidogénesis:**
La acidogénesis está controlada por bacterias y consiste en la conversión de los compuestos resultantes de la etapa anterior en otros intermedios de menor peso molecular como dióxido de carbono, ácidos, alcoholes...

En la siguiente tabla se muestran las reacciones pertenecientes a la etapa de la acidogénesis en la degradación de la materia orgánica:

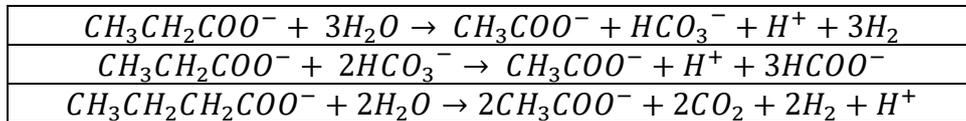
Tabla 1: Reacciones de la acidogénesis



- **Acetogénesis:**

En esta etapa los ácidos y los alcoholes provenientes de la acidogénesis se van convirtiendo en ácido acético, hidrógeno y dióxido de carbono por acción de las bacterias.

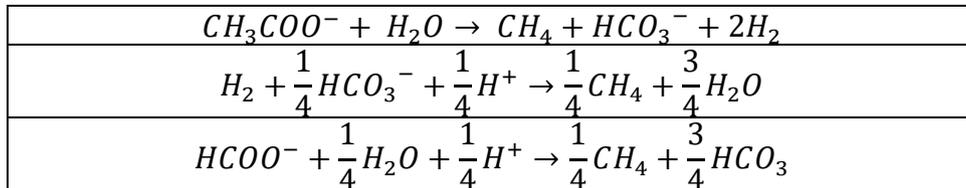
Tabla 2: Reacciones de la acetogénesis



- **Metanogénesis:**

Esta última etapa es estrictamente anaerobia. Tiene lugar la formación de metano a partir de dióxido de carbono e hidrógeno.

Tabla 3: Reacciones de la metanogénesis



La información a partir de la cual se han descrito las anteriores fases viene proporcionada por los artículos "Digestión anaerobia, Agowaste" y "Anaerobic digestión: biotechnological mechanisms in waste wáter treatments and their application in food industry, Ricardo Adolfo Parra Huertas".

En la siguiente figura (Fig.2), se puede observar un esquema en el que se describen las fases de la digestión anaerobia:

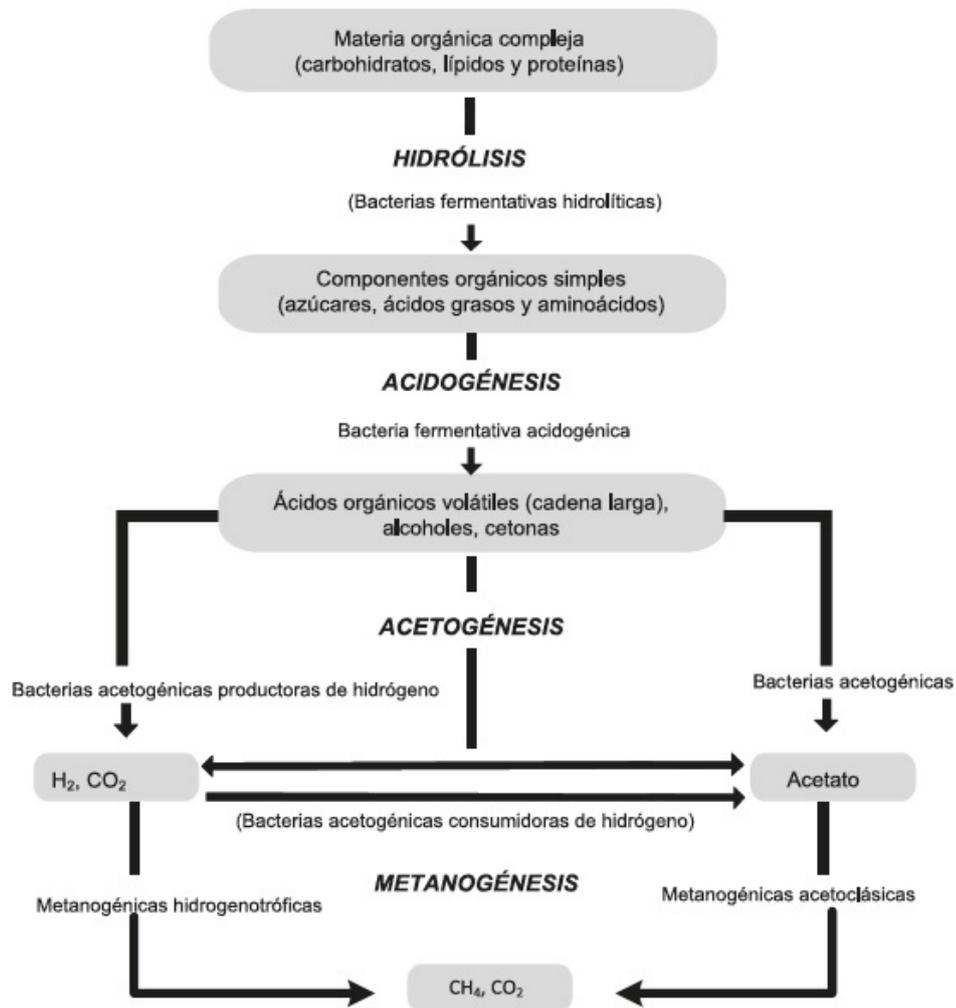


Fig.2: Esquema de la digestión anaerobia de la materia orgánica compleja

1.2. Factores ambientales y operacionales que afectan a la digestión anaerobia

Los factores ambientales y operacionales también influyen en el funcionamiento del digester anaerobio, a continuación se describen los principales:

1.2.1. Factores ambientales

- Temperatura:

La temperatura es un parámetro que afecta directamente a la velocidad de descomposición de los residuos y al rendimiento del proceso.

Dependiendo del rango de temperatura en el que los microorganismos trabajan eficazmente, se observan tres intervalos de operación:

Criófilo ($T^a < 25^\circ\text{C}$): A bajas temperaturas la aclimatación de los microorganismos al medio es lenta. Estas condiciones de temperatura son aconsejables para el tratamiento de algunos residuos ganaderos y en algunas ocasiones para vertidos urbanos e industriales.

Mesófilo ($25^\circ\text{C} < T^a < 45^\circ\text{C}$): En este intervalo de operación trabajan la mayoría de digestores. A partir de 25°C la producción de biogás aumenta un 1% por cada grado de temperatura aumentado. La temperatura óptima se sitúa en 35°C .

Termófilo ($T^a > 45^\circ\text{C}$): Las temperaturas elevadas incrementan la velocidad de crecimiento de los microorganismos, la velocidad de reacción y proporcionan un mayor rendimiento del proceso. Además también favorecen la eliminación de ciertos gérmenes patógenos y la reducción del tiempo de retención hidráulico. La temperatura óptima para este intervalo de operación es de 60°C , ya que se incrementa la producción de biogás.

Se debe de tener en cuenta que a temperaturas superiores a 65°C la actividad de los microorganismos se reduce considerablemente. Las bacterias metanogénicas son muy sensibles a los cambios de temperatura, por lo que no es recomendable que la variación de este parámetro sea mayor a 1°C al día en el interior del reactor.

- pH:

Esta variable afecta directamente a la estabilidad del proceso y regula la existencia de colonias de microorganismos. A cada etapa del proceso le corresponde un valor de pH óptimo comprendido normalmente entre 6.5 y 7.5.

En la digestión anaerobia, la formación de ácidos tiende a bajar el pH, sin embargo, la formación de metano produce alcalinidad en forma de dióxido de carbono y amoníaco, aumentando el valor del mismo.

- Alcalinidad:

La alcalinidad es una medida del contenido de carbonatos, bicarbonatos e hidróxidos de calcio, magnesio, sodio y potasio. Se expresa en mgCaCO_3/L y representa la capacidad tampón del medio presente en el interior del reactor.

Una alcalinidad superior a $1000 \text{ mgCaCO}_3/\text{L}$ proporciona mayor estabilidad de operación, pero para asegurar una óptima capacidad tampón, se debe trabajar entre $2000\text{-}5000 \text{ mgCaCO}_3/\text{L}$.

- Ácidos grasos volátiles (AGV):

Este parámetro es uno de los más útiles para controlar el proceso metabólico de los microorganismos. Estos ácidos son los compuestos intermedios en la formación del metano, y la acumulación de alguno de ellos indica la existencia de alguna alteración en las condiciones metabólicas. Cualquier inhibición de la metanogénesis provocará un aumento de la concentración de estos ácidos y una disminución del pH.

- Nutrientes:

Las bacterias que intervienen en la digestión anaerobia requieren menos nutrientes que las que intervienen en la aerobia. Los principales nutrientes son carbono, nitrógeno, fósforo, azufre en pequeñas cantidades, vitaminas, ácidos grasos, aminoácidos (que pueden ser proporcionados por otros microorganismos) y elementos minerales como potasio, sodio, calcio, magnesio y hierro en muy pequeña cantidad.

Los fangos de aguas residuales suelen contener todos los nutrientes necesarios en las cantidades adecuadas.

- Toxicidad e inhibición:

La digestión anaerobia es inhibida por la presencia de sustancias tóxicas en el reactor que pueden ser parte del influente o ser producto de la actividad metabólica de los microorganismos. Estas sustancias tóxicas son los metales pesados, compuestos halogenados, cianuro, amoníaco, sulfuro y ácidos grasos volátiles.

Estos factores ambientales han sido extraídos de los artículos "*Digestión anaerobia, Agrowaste*" y "*Biomasa: Digestores anaerobios*", Instituto para la Diversificación y Ahorro de la Energía".

1.2.2. Factores operacionales

- Tiempo de puesta en marcha:

La puesta en marcha es el periodo de aclimatación en el que los parámetros alcanzan el estado estacionario. Los reactores anaerobios requieren de un largo tiempo de puesta en marcha debido principalmente a la lenta velocidad de crecimiento de los microorganismos anaerobios, en especial los metanogénicos.

- Tiempo de retención hidráulico:

El tiempo de retención hidráulico es el tiempo que debe permanecer la disolución de fangos en el interior del reactor para alcanzar un rendimiento óptimo, se define como el cociente entre el volumen del reactor y el caudal de entrada al mismo.

- Agitación

La agitación debe conseguir homogeneizar la mezcla para facilitar el contacto entre el sustrato y los microorganismos, además de evitar la formación de espumas en la superficie.

La velocidad de agitación afecta a la producción de gas, las altas velocidades pueden romper los agregados de bacterias y los flóculos que se hayan formado disminuyendo así la cantidad de gas producido.

A continuación (Fig.3) se muestra una imagen de un reactor anaerobio convencional destinado al tratamiento de fangos y sus respectivas partes:

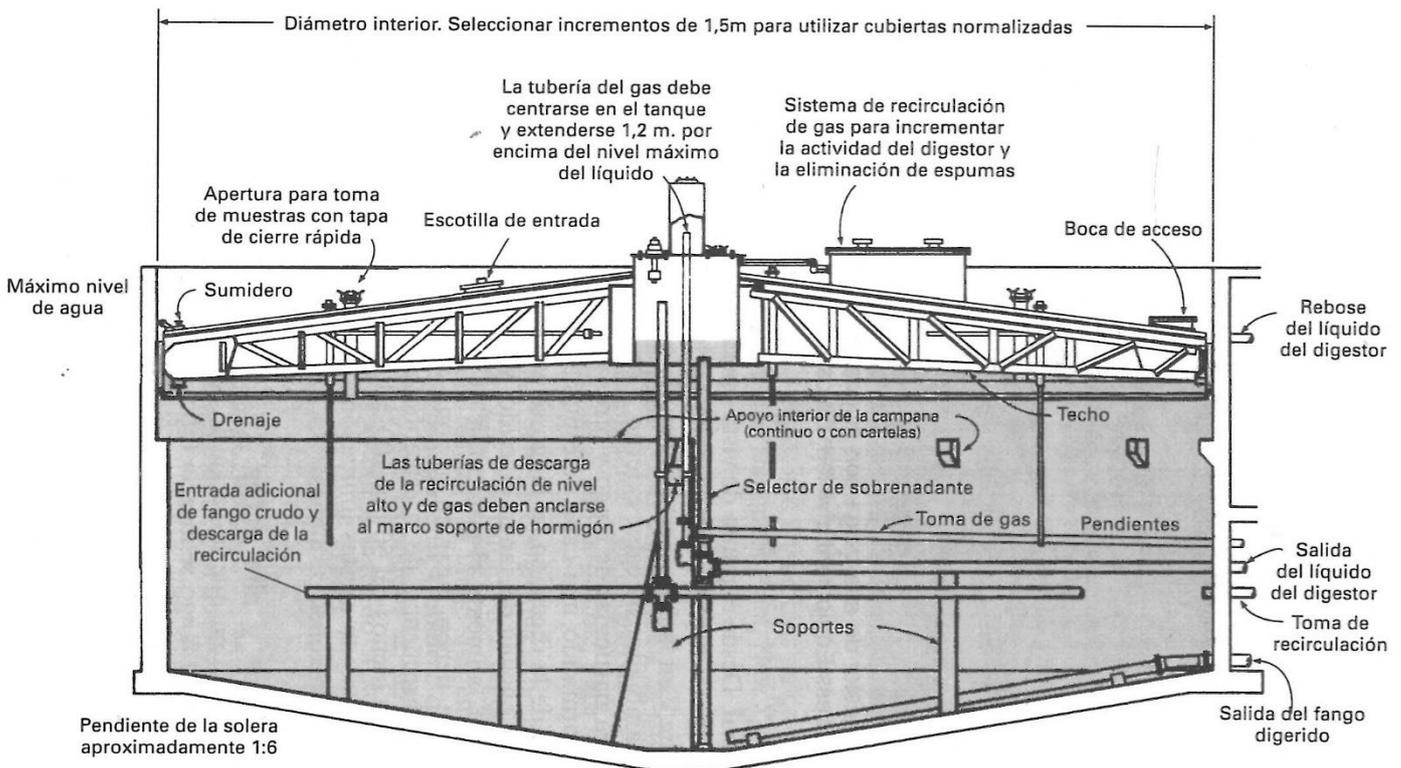


Fig.3: Esquema de un digestor anaerobio convencional

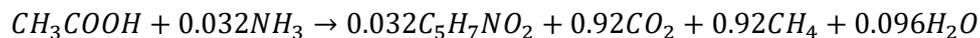
Al igual que los factores ambientales, la información para describir los factores operaciones ha sido extraída de los artículos "Digestión anaerobia, Agrowaste" y "Biomasa: Digestores anaerobios, Instituto para la Diversificación y Ahorro de la Energía".

1.3. Modelos matemáticos de la digestión anaerobia

Los modelos matemáticos surgieron con la necesidad de diseñar y operar de forma más eficiente los sistemas anaerobios. La digestión anaerobia posee varias etapas y una de ellas limitante, la más lenta, aunque no siempre es la misma, depende de las condiciones de operación. Los primeros modelos matemáticos solo tenían en cuenta esta etapa limitante, y por lo tanto no describían bien el comportamiento del proceso. En 2002 el "IWA Anaerobic Digestion modelling Task Group", publicó un modelo que tenía en cuenta todas las etapas de la digestión anaerobia, el "ADM1". La información de los diferentes modelos matemáticos ha sido extraída de los libros "*Dynamic model of the anaerobic digestion process*, Andrews J.F." y "*A mathematical model for dynamic simulation of anaerobic digestion of complex substrates*, Angelidaki I." A continuación se describen los principales modelos matemáticos que han sido desarrollados hasta el momento:

1.3.1. Modelo de Graef y Andrews (1969)

El modelo de Graef y Andrews solo tiene en cuenta la metanogénesis acetogénica, que es la etapa que considera limitante. En esta etapa tiene lugar la conversión de ácidos grasos en biogás como se expresa en la siguiente reacción:



El ácido acético es el sustrato limitante y además actúa como inhibidor, y el $C_5H_7NO_2$ se considera que es la composición de los microorganismos metanogénicos. Según este modelo, cuando aumenta la concentración del sustrato limitante disminuye el valor del pH y desciende la tasa de crecimiento de las bacterias produciéndose así un fallo en el digestor. Este comportamiento se debe a que dicho modelo asume la cinética de Monod:

$$\mu = \frac{\mu_{max}}{1 + \frac{K_s}{S} + \frac{1}{K_i}}$$

donde:

μ es la velocidad específica de crecimiento celular

μ_{max} es la velocidad específica de crecimiento celular máxima

K_s es la constante de velocidad de crecimiento

S es la concentración del sustrato limitante

K_i es la constante de inhibición

1.3.2. Modelo de Hill (1982)

Hill planteó un modelo para la degradación anaerobia de materia orgánica (Fig. 4), especialmente estiércol y residuos animales. Este modelo asume que la inhibición es debida a la concentración total de ácidos grasos. Las bacterias que intervienen en la digestión anaerobia según este modelo son:

- **Acidogénicas:** Forman ácido acético, propiónico y butírico utilizando como sustrato la glucosa.
- **Hidrogenicas:** Transforman los ácidos propiónico y butírico en ácido acético, dióxido de carbono e hidrógeno.
- **Homoacetogénicas:** Convierten el hidrógeno y el dióxido de carbono en ácido acético.
- **Metanogénicas hidrogenotróficas:** Producen metano y agua a partir de hidrógeno y dióxido de carbono.
- **Acetometanogénicas:** Producen metano y dióxido de carbono a partir de ácido acético.

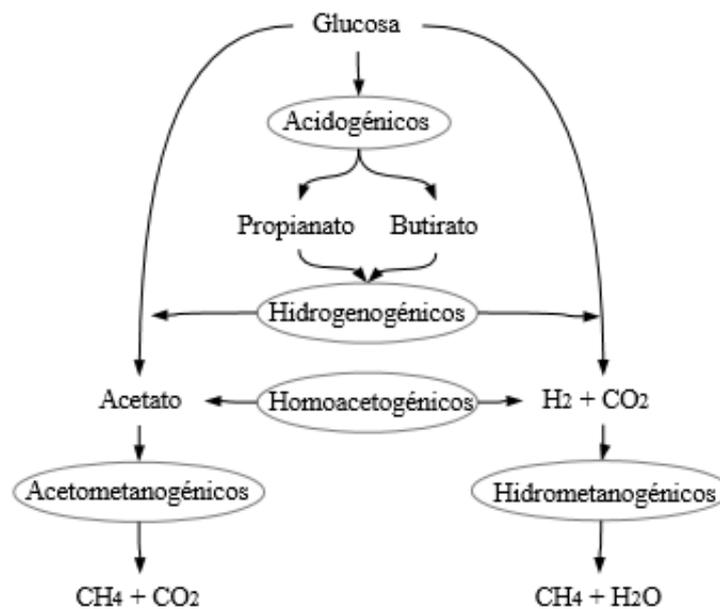


Fig. 4: Diagrama de flujo del modelo de Hill (1982)

1.3.3. Modelo de Mosey (1983)

Este modelo asume que intervienen 4 etapas en el proceso: acidogénesis, acetogénesis, acetometanogénesis e hidrometanogénesis (Fig. 5):

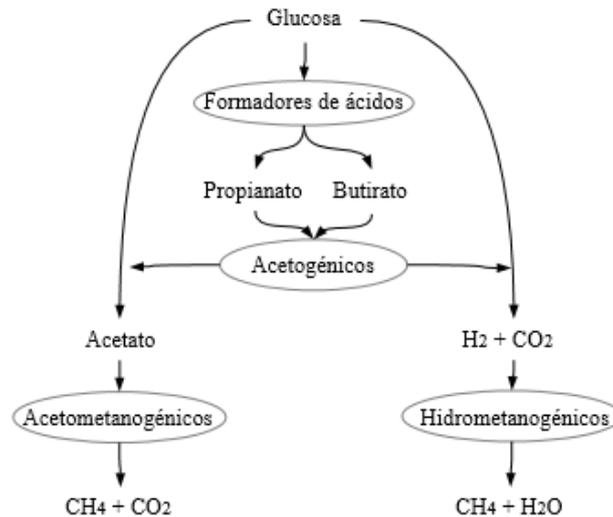


Fig.5: Diagrama de flujo del modelo de Mosey (1983)

Como parámetro clave para la digestión anaerobia considera la presión parcial del hidrógeno, el cual influye sobre el potencial redox de la fase líquida.

1.3.4. Modelo de Angelidaki (1993)

El modelo de Angelidaki considera que intervienen las siguientes fases en el proceso (Fig. 6): hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis. Asume también que la inhibición es debida al amoníaco liberado durante la metanogénesis, al ácido acético liberado en la acetogénesis y a los ácidos grasos volátiles totales. El crecimiento de los microorganismos depende de la temperatura y del pH.



Fig.6: Diagrama de flujo del modelo de Angelidaki (1993)

1.3.5. Modelo de Siegrist (1993)

Este modelo fue desarrollado para describir el comportamiento de la digestión anaerobia en el rango de temperatura mesófilo ($25^{\circ}\text{C} < T^a < 45^{\circ}\text{C}$), además es mucho más complicado que los descritos anteriormente. Fue de los primeros modelos en considerar que la materia orgánica era un conjunto de carbohidratos, proteínas, ácidos grasos volátiles y otros compuestos orgánicos (Fig.7).

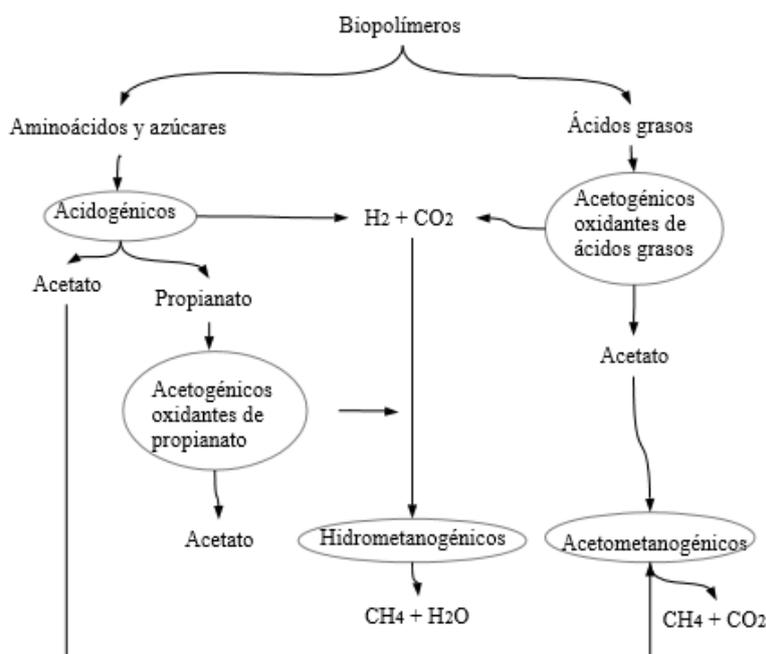


Fig.7: Diagrama de flujo del modelo de Siegrist (1993)

1.3.6. Modelo ADM1 (2002)

En 2002, se publicó un modelo generalizado para describir el proceso de la digestión anaerobia, el ADM1 (Fig. 8). Este modelo considera todos los procesos bioquímicos y fisicoquímicos que tiene lugar en la digestión, además de considerar la inhibición por pH, por amoníaco liberado en la acetometanogénesis y en la metanogénesis hidrogenotrófica y por falta de nitrógeno inorgánico.

Los procesos bioquímicos son catalizados por enzimas extracelulares e intracelulares. Las extracelulares se encargan de la descomposición de la materia orgánica compleja en carbohidratos, proteínas, lípidos, solubles inertes y partículas inertes; y de su posterior hidrólisis convirtiendo los carbohidratos, las proteínas y los lípidos en monosacáridos, aminoácidos y ácidos grasos de cadena larga, respectivamente. Las intracelulares se encargan de la digestión de los compuestos solubles, y por tanto, del crecimiento de la biomasa.

Los procesos fisicoquímicos se encargan de controlar las condiciones del medio durante el proceso de la digestión, estos procesos pueden provocar cambios bruscos en alguna condición que puede afectar gravemente a los microorganismos, ya que son muy sensibles a estos cambios.

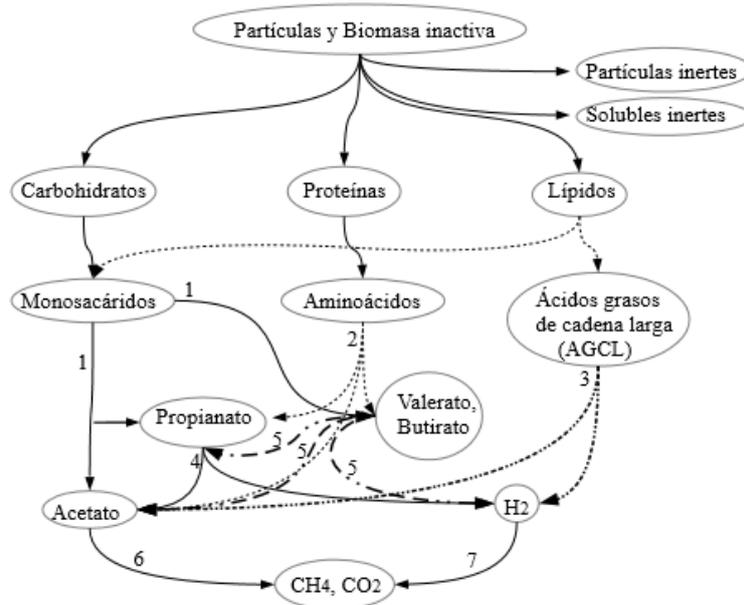


Fig.8: Diagrama de flujo del modelo ADM1

1. Acidogénesis de azúcares; 2. Acidogénesis de aminoácidos; 3. Acetogénesis de ácidos grasos de cadena larga; 4. Acetogénesis de propionato; 5. Acetogénesis de butirato y valerato; 6. Metanogénesis acetoclástica; 7. Metanogénesis hidrogenotrófica.

En este modelo intervienen 7 grupos de microorganismos diferentes: acidogénicos de azúcares, acidogénicos de aminoácidos, acetogénicos de ácidos grasos de cadena larga, acetogénicos de propionato, acetogénicos de butirato y valerato, acetometanogénicos y metanogénicos hidrogenotróficos.

2. Objetivos

El objetivo de este trabajo es diseñar un reactor biológico anaerobio destinado a la digestión de 0,2 m³/día de fangos mediante el modelo matemático “ADM1”. Para alcanzar este objetivo se han seguido los siguientes pasos:

- Conocer el procedimiento de la digestión anaerobia de fangos.
- Entender el modelo matemático “ADM1”
- Implementar el modelo matemático anterior para obtener la simulación del proceso con el programa “MATLAB”.
- Entender y estudiar la simulación obtenida para la correcta elección de los parámetros.
- Escoger los equipos necesarios para el montaje de la planta.
- Dibujar los planos de la planta de tratamiento.
- Realizar un estudio económico.

3. Implantación del modelo “ADM1”

En este trabajo se implanta el modelo “ADM1”, que ha sido brevemente explicado en el apartado 1.3.6. Este modelo matemático ha sido empleado en numerosas investigaciones tanto a escala de laboratorio como a gran escala, demostrando haber sido de los modelos más útiles en la simulación del proceso de digestión anaerobia.

3.1. Nomenclatura

En las siguientes tablas se muestran los componentes definidos por este modelo así como los parámetros cinéticos y los coeficientes estequiométricos:

Tabla 4: Componentes solubles utilizados en el modelo ADM1

| COMPONENTES SOLUBLES | | |
|----------------------|--|------------------------|
| COMPONENTE | DESCRIPCIÓN | UNIDADES |
| S _{su} | Concentración de monosacáridos | Kg DQO/ m ³ |
| S _{aa} | Concentración de aminoácidos | Kg DQO/ m ³ |
| S _{fa} | Concentración de ácidos grasos de cadena larga | Kg DQO/ m ³ |
| S _{va} | Concentración de valerato total | Kg DQO/ m ³ |
| S _{bu} | Concentración de butirato total | Kg DQO/ m ³ |
| S _{pro} | Concentración de propianato total | Kg DQO/ m ³ |
| S _{ac} | Concentración de acetato total | Kg DQO/ m ³ |
| S _{h2} | Concentración de hidrógeno gas | Kg DQO/ m ³ |
| S _{ch4} | Concentración de metano gas | Kg DQO/ m ³ |
| S _{IN} | Concentración de nitrógeno inorgánico | Kg DQO/ m ³ |
| S _i | Concentración de solubles inertes | Kg DQO/ m ³ |

Tabla 5: Componentes particulados utilizados en el modelo ADM1

| COMPONENTES PARTICULADOS | | |
|--------------------------|--|------------------------|
| COMPONENTE | DESCRIPCIÓN | UNIDADES |
| X _c | Concentración de sustratos compuestos | Kg DQO/ m ³ |
| X _{ch} | Concentración de carbohidratos | Kg DQO/ m ³ |
| X _{pr} | Concentración de proteínas | Kg DQO/ m ³ |
| X _{li} | Concentración de lípidos | Kg DQO/ m ³ |
| X _{su} | Concentración de consumidores de azúcar | Kg DQO/ m ³ |
| X _{aa} | Concentración de consumidores de aminoácidos | Kg DQO/ m ³ |
| X _{fa} | Concentración de consumidores de ácidos grasos de cadena larga | Kg DQO/ m ³ |
| X _{c4} | Concentración de consumidores de valerato y butirato | Kg DQO/ m ³ |
| X _{pro} | Concentración de consumidores de propianato | Kg DQO/ m ³ |
| X _{ac} | Concentración de consumidores de acetato | Kg DQO/ m ³ |
| X _{h2} | Concentración de consumidores de hidrógeno | Kg DQO/ m ³ |
| X _i | Concentración de partículas inertes | Kg DQO/ m ³ |

Tabla 6: Parámetros cinéticos utilizados en el modelo ADM1

| PARÁMETROS CINÉTICOS | | |
|----------------------|--|-----------------------|
| PARÁMETRO | DESCRIPCIÓN | UNIDADES |
| k _{dis} | Velocidad específica de desintegración | d ⁻¹ |
| k _{hyd,ch} | Velocidad de hidrólisis de los carbohidratos | d ⁻¹ |
| k _{hyd,pr} | Velocidad de hidrólisis de las proteínas | d ⁻¹ |
| k _{hyd,li} | Velocidad de hidrólisis de los lípidos | d ⁻¹ |
| k _{m,su} | Velocidad de consumo de azúcares | d ⁻¹ |
| K _{S,su} | Constante de saturación de los monosacáridos | Kg DQO/m ³ |
| k _{m,aa} | Velocidad de consumo de aminoácidos | d ⁻¹ |
| K _{S,aa} | Constante de saturación de los aminoácidos | Kg DQO/m ³ |
| k _{m,fa} | Velocidad de consumo de los ácidos grasos de cadena larga | d ⁻¹ |
| K _{S,fa} | Constante de saturación de los ácidos grasos de cadena larga | Kg DQO/m ³ |
| k _{m,c4} | Velocidad de consumo de valerato y butirato | d ⁻¹ |
| K _{S,c4} | Constante de saturación del valerato y butirato | Kg DQO/m ³ |
| k _{m,pro} | Velocidad de consumo de propianato | d ⁻¹ |
| K _{S,pro} | Constante de saturación de propianato | Kg DQO/m ³ |
| k _{m,ac} | Velocidad de consumo de acetato | d ⁻¹ |
| K _{S,ac} | Constante de saturación de acetato | Kg DQO/m ³ |
| k _{m,h2} | Velocidad de consumo de hidrógeno | d ⁻¹ |
| K _{S,h2} | Constante de saturación de hidrógeno | Kg DQO/m ³ |
| k _{dec,Xsu} | Velocidad de descomposición de los consumidores de azúcares | d ⁻¹ |
| k _{dec,Xaa} | Velocidad de descomposición de los consumidores de aminoácidos | d ⁻¹ |

| | | |
|----------------|--|----------|
| $k_{dec,Xfa}$ | Velocidad de descomposición de los consumidores de ácidos grasos de cadena larga | d^{-1} |
| $k_{dec,Xc4}$ | Velocidad de descomposición de los consumidores de valerato y butirato | d^{-1} |
| $k_{dec,Xpro}$ | Velocidad de descomposición de los consumidores de propianato | d^{-1} |
| $k_{dec,Xac}$ | Velocidad de descomposición de los consumidores de acetato | d^{-1} |
| $k_{dec,Xh2}$ | Velocidad de descomposición de los consumidores de hidrógeno | d^{-1} |
| I | Función de inhibición | |

Tabla 7: Coeficientes estequiométricos empleados en el modelo ADM1

| COEFICIENTES ESTEQUIOMÉTRICOS | | |
|-------------------------------|---|--------------|
| COEFICIENTE | DESCRIPCIÓN | UNIDADES |
| N_i | Contenido en nitrógeno del compuesto i | Kg N/ Kg DQO |
| $f_{producto,sustrato}$ | Rendimiento del producto sobre el sustrato | KgDQO/ KgDQO |
| $Y_{sustrato}$ | Rendimiento de la biomasa sobre el sustrato | |

3.2. Ecuaciones de diseño

Las ecuaciones de diseño consisten en un balance de materia con un término de entrada, otro de salida y otro de acumulación y reacción. El término de entrada es la concentración del componente en el influente, el de salida la concentración del mismo en el efluente y el término de acumulación y reacción es la variación de dicho componente. A continuación se muestra un ejemplo de una ecuación de diseño:

$$\frac{dS_{liq,i}}{dt} = (S_{i,in} - S_{i,e}) \cdot \frac{Q}{V} + \rho$$

donde:

$S_{liq,i}$ es la concentración del componente i en la fase líquida en el interior del reactor

$S_{i,in}$ es la concentración del componente i en el influente

$S_{i,e}$ es la concentración del componente i en el efluente

Q es el caudal de entrada y salida al reactor

V es el volumen de líquido en el interior del reactor

ρ es la velocidad cinética del proceso

En las siguientes tablas (Tabla 8 y 9) se describen las ecuaciones de diseño de cada componente en la fase líquida. Estas ecuaciones han sido formuladas a partir de la matriz matemática proporcionada por el artículo “The IWA Anaerobic Digestion Model No1 (ADM1), Water Science and Technology Vol.45”.

Los componentes solubles son aquellos que están disueltos en la disolución y sus ecuaciones de diseño se muestran en la siguiente tabla (Tabla 8):

Tabla 8: Ecuaciones de diseño de la fase líquida de los componentes solubles

| ECUACIONES DE DISEÑO DE LOS COMPONENTES SOLUBLES | |
|--|--|
| $\frac{dS_{su}}{dt} = (S_{su,in} - S_{su,e}) \cdot \frac{Q}{V} + \rho_2 + (1 - f_{fa,li}) \cdot \rho_4 - \rho_5$ | |
| $\frac{dS_{aa}}{dt} = (S_{aa,in} - S_{aa,e}) \cdot \frac{Q}{V} + \rho_3 - \rho_6$ | |
| $\frac{dS_{fa}}{dt} = (S_{fa,in} - S_{fa,e}) \cdot \frac{Q}{V} + (1 - f_{fa,li}) \cdot \rho_4 - \rho_7$ | |
| $\frac{dS_{va}}{dt} = (S_{va,in} - S_{va,e}) \cdot \frac{Q}{V} + (1 - Y_{aa}) \cdot f_{va,aa} \cdot \rho_6 - \rho_8$ | |
| $\frac{dS_{bu}}{dt} = (S_{bu,in} - S_{bu,e}) \cdot \frac{Q}{V} + (1 - Y_{su}) \cdot f_{bu,su} \cdot \rho_5 + (1 - Y_{aa}) \cdot f_{bu,aa} \cdot \rho_6 - \rho_9$ | |
| $\frac{dS_{pro}}{dt} = (S_{pro,in} - S_{pro,e}) \cdot \frac{Q}{V} + (1 - Y_{su}) \cdot f_{pro,su} \cdot \rho_5 + (1 - Y_{aa}) \cdot f_{pro,aa} \cdot \rho_6 + (1 - Y_{c4}) \cdot 0.54 \cdot \rho_8 - \rho_{10}$ | |
| $\frac{dS_{ac}}{dt} = (S_{ac,in} - S_{ac,e}) \cdot \frac{Q}{V} + (1 - Y_{su}) \cdot f_{ac,su} \cdot \rho_5 + (1 - Y_{aa}) \cdot f_{ac,aa} \cdot \rho_6 + (1 - Y_{c4}) \cdot 0.31 \cdot \rho_8 + (1 - Y_{pro}) \cdot 0.57 \cdot \rho_{10} + (1 - Y_{c4}) \cdot 0.8 \cdot \rho_9 - \rho_{11}$ | |
| $\frac{dS_{h2}}{dt} = (S_{h2,in} - S_{h2,e}) \cdot \frac{Q}{V} + (1 - Y_{su}) \cdot f_{h2,su} \cdot \rho_5 + (1 - Y_{aa}) \cdot f_{h2,aa} \cdot \rho_6 + (1 - Y_{fa}) \cdot 0.3 \cdot \rho_7 + (1 - Y_{c4}) \cdot 0.15 \cdot \rho_8 + (1 - Y_{c4}) \cdot 0.2 \cdot \rho_9 + (1 - Y_{pro}) \cdot 0.43 \cdot \rho_{10} - \rho_{12}$ | |
| $\frac{dS_{ch4}}{dt} = (S_{ch4,in} - S_{ch4,e}) \cdot \frac{Q}{V} + (1 - Y_{ac}) \cdot \rho_{11} + (1 - Y_{h2}) \cdot \rho_{12}$ | |
| $\frac{dS_{IN}}{dt} = (S_{IN,in} - S_{IN,e}) \cdot \frac{Q}{V} - Y_{su} \cdot N_{bac} \cdot \rho_5 + (N_{aa} - Y_{aa} \cdot N_{bac}) \cdot \rho_6 - Y_{fa} \cdot N_{bac} \cdot \rho_7 - Y_{c4} \cdot N_{bac} \cdot \rho_8 - Y_{c4} \cdot N_{bac} \cdot \rho_9 - Y_{pro} \cdot N_{bac} \cdot \rho_{10} - Y_{ac} \cdot N_{bac} \cdot \rho_{11} - Y_{h2} \cdot N_{bac} \cdot \rho_{12}$ | |
| $\frac{dS_I}{dt} = (S_{I,in} - S_{I,e}) \cdot \frac{Q}{V} + (1 - f_{si,xc}) \cdot \rho_1$ | |

Los componentes particulados son aquellos componentes que forman parte del lodo y sus ecuaciones de diseño se muestran en la siguiente tabla (Tabla 9):

Tabla 9: Ecuaciones de diseño de la fase líquida de los componentes particulados

| ECUACIONES DE DISEÑO DE LOS COMPONENTES PARTICULADOS | |
|--|---|
| $\frac{dX_c}{dt}$ | $= (X_{c,in} - X_{c,e}) \cdot \frac{Q}{V} - \rho_1 + \rho_{13} + \rho_{14} + \rho_{15} + \rho_{16} + \rho_{17} + \rho_{18} + \rho_{19}$ |
| $\frac{dX_{ch}}{dt}$ | $= (X_{ch,in} - X_{ch,e}) \cdot \frac{Q}{V} + f_{ch,xc} \cdot \rho_1 - \rho_2$ |
| $\frac{dX_{pr}}{dt}$ | $= (X_{pr,in} - X_{pr,e}) \cdot \frac{Q}{V} + f_{pr,xc} \cdot \rho_1 - \rho_3$ |
| $\frac{dX_{li}}{dt}$ | $= (X_{li,in} - X_{li,e}) \cdot \frac{Q}{V} + f_{li,xc} \cdot \rho_1 - \rho_4$ |
| $\frac{dX_{su}}{dt}$ | $= (X_{su,in} - X_{su,e}) \cdot \frac{Q}{V} + Y_{su} \cdot \rho_5 - \rho_{13}$ |
| $\frac{dX_{aa}}{dt}$ | $= (X_{aa,in} - X_{aa,e}) \cdot \frac{Q}{V} + Y_{aa} \cdot \rho_6 - \rho_{14}$ |
| $\frac{dX_{fa}}{dt}$ | $= (X_{fa,in} - X_{fa,e}) \cdot \frac{Q}{V} + Y_{fa} \cdot \rho_7 - \rho_{15}$ |
| $\frac{dX_{c4}}{dt}$ | $= (X_{c4,in} - X_{c4,e}) \cdot \frac{Q}{V} + Y_{c4} \cdot \rho_8 + Y_{c4} \cdot \rho_9 - \rho_{16}$ |
| $\frac{dX_{pro}}{dt}$ | $= (X_{pro,in} - X_{pro,e}) \cdot \frac{Q}{V} + Y_{pro} \cdot \rho_{10} - \rho_{17}$ |
| $\frac{dX_{ac}}{dt}$ | $= (X_{ac,in} - X_{ac,e}) \cdot \frac{Q}{V} + Y_{ac} \cdot \rho_{11} - \rho_{18}$ |
| $\frac{dX_{h2}}{dt}$ | $= (X_{h2,in} - X_{h2,e}) \cdot \frac{Q}{V} + Y_{h2} \cdot \rho_{12} - \rho_{19}$ |
| $\frac{dX_I}{dt}$ | $= (X_{I,in} - X_{I,e}) \cdot \frac{Q}{V} + f_{I.Xc} \cdot \rho_1$ |

Este modelo contiene 19 procesos bioquímicos, 15 de ellos pertenecientes a la acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis y los 4 restantes corresponden a las dos etapas extracelulares, hidrólisis y desintegración. Estos procesos poseen velocidades cinéticas diferentes, en la siguiente tabla (Tabla 10) se describe cada proceso con su respectiva velocidad cinética.

Tabla 10: Procesos bioquímicos y sus respectivas ecuaciones cinéticas

| PROCESO | ECUACIÓN CINÉTICA (Kg DQO / m ³ · d) |
|------------------------------------|---|
| Desintegración | $\rho_1 = k_{dis}X_c$ |
| Hidrólisis de carbohidratos | $\rho_2 = k_{hyd,ch}X_{ch}$ |
| Hidrólisis de proteínas | $\rho_3 = k_{hyd,pr}X_{pr}$ |
| Hidrólisis de lípidos | $\rho_2 = k_{hyd,li}X_{li}$ |
| Consumo de azúcares | $\rho_5 = k_{m,su} \frac{S_{su}}{K_{s,su} + S_{su}} X_{su} I_5$ |
| Consumo de aminoácidos | $\rho_6 = k_{m,aa} \frac{S_{aa}}{K_{s,aa} + S_{aa}} X_{aa} I_6$ |
| Consumo de AGCL | $\rho_7 = k_{m,fa} \frac{S_{fa}}{K_{s,fa} + S_{fa}} X_{fa} I_7$ |
| Consumo de valerato | $\rho_8 = k_{m,c4} \frac{S_{va}}{K_{s,c4} + S_{va}} X_{c4} \frac{S_{va}}{S_{bu} + S_{va} + 1e-6} I_8$ |
| Consumo de butirato | $\rho_9 = k_{m,c4} \frac{S_{bu}}{K_{s,c4} + S_{bu}} X_{c4} \frac{S_{bu}}{S_{bu} + S_{va} + 1e-6} I_9$ |
| Consumo de propionato | $\rho_{10} = k_{m,pro} \frac{S_{pro}}{K_{s,pro} + S_{pro}} X_{pro} I_{10}$ |
| Consumo de acetato | $\rho_{11} = k_{m,ac} \frac{S_{ac}}{K_{s,ac} + S_{ac}} X_{ac} I_{11}$ |
| Consumo de hidrógeno | $\rho_{12} = k_{m,h2} \frac{S_{h2}}{K_{s,h2} + S_{h2}} X_{h2} I_{12}$ |
| Descomposición de X _{su} | $\rho_{13} = k_{dec,xsu} X_{su}$ |
| Descomposición de X _{aa} | $\rho_{14} = k_{dec,xaa} X_{aa}$ |
| Descomposición de X _{fa} | $\rho_{15} = k_{dec,xfa} X_{fa}$ |
| Descomposición de X _{c4} | $\rho_{16} = k_{dec,xc4} X_{c4}$ |
| Descomposición de X _{pro} | $\rho_{17} = k_{dec,xpro} X_{pro}$ |
| Descomposición de X _{ac} | $\rho_{18} = k_{dec,xac} X_{ac}$ |
| Descomposición de X _{h2} | $\rho_{19} = k_{dec,xh2} X_{h2}$ |

3.3. Procesos de inhibición

Los procesos bioquímicos están limitados por factores de inhibición, estos factores impiden parte del funcionamiento de los microorganismos. En este modelo matemático tienen lugar 3 tipos de inhibición diferentes:

- Inhibición no competitiva, causada por las elevadas concentraciones de amoníaco e hidrógeno:

Tabla 11: Ecuaciones de los procesos de inhibición no competitiva

| |
|--|
| $I_{h2,fa} = \frac{1}{1 + S_{h2}/K_{I,h2,fa}}$ |
| $I_{h2,pro} = \frac{1}{1 + S_{h2}/K_{I,h2,pro}}$ |
| $I_{h2,c4} = \frac{1}{1 + S_{h2}/K_{I,h2,c4}}$ |
| $I_{nh3} = \frac{1}{1 + S_{nh3}/K_{I,nh3}}$ |

donde:

- $K_{I,h2,fa}$ es la constante de inhibición de hidrógeno para los ácidos grasos de cadena larga.
- $K_{I,h2,pro}$ es la constante de inhibición de hidrógeno para el propionato.
- $K_{I,h2,c4}$ es la constante de inhibición de hidrógeno para el valerato y butirato.
- $K_{I,nh3}$ es la constante de inhibición por amoníaco.

- Inhibición por nitrógeno limitado, ya que los microorganismos requieren de una cantidad mínima de nitrógeno para desarrollar su metabolismo:

$$I_{IN,lim} = \frac{1}{1 + K_{S,IN}/S_{IN}}$$

donde:

$K_{S,IN}$ es la constante de inhibición para el nitrógeno inorgánico.

- Inhibición por variación del pH, por aumento o descenso del mismo fuera del rango en el que se desarrolla la digestión anaerobia:

Tabla 12: Ecuaciones de los procesos de inhibición por variación del pH

| | |
|-------------------|---|
| $pH < pH_{UL,aa}$ | $I_{pH,aa} = \exp\left(-3\left(\frac{pH - pH_{UL,aa}}{pH_{UL,aa} - pH_{LL,aa}}\right)^2\right)$ |
| $pH > pH_{UL,aa}$ | $I_{pH,aa} = 1$ |
| $pH < pH_{UL,ac}$ | $I_{pH,ac} = \exp\left(-3\left(\frac{pH - pH_{UL,ac}}{pH_{UL,ac} - pH_{LL,ac}}\right)^2\right)$ |
| $pH > pH_{UL,ac}$ | $I_{pH,ac} = 1$ |
| $pH < pH_{UL,h2}$ | $I_{pH,h2} = \exp\left(-3\left(\frac{pH - pH_{UL,h2}}{pH_{UL,h2} - pH_{LL,h2}}\right)^2\right)$ |
| $pH > pH_{UL,h2}$ | $I_{pH,h2} = 1$ |

donde:

- $pH_{UL,aa}$ y $pH_{LL,aa}$ es el límite superior e inferior de pH permitido para los aminoácidos.
- $pH_{UL,ac}$ y $pH_{LL,ac}$ es el límite superior e inferior de pH permitido para el acetato.
- $pH_{UL,h2}$ y $pH_{LL,h2}$ es el límite superior e inferior de pH permitido para el hidrógeno.

Una vez descritas las ecuaciones de inhibición, se pueden definir las funciones de inhibición de las ecuaciones cinéticas de los procesos de la Tabla 10:

$$\begin{aligned}
 I_5 &= I_6 = I_{pH,aa} \cdot I_{IN,lim} \\
 I_7 &= I_{pH,aa} \cdot I_{IN,lim} \cdot I_{h2,fa} \\
 I_8 &= I_9 = I_{pH,aa} \cdot I_{IN,lim} \cdot I_{h2,c4} \\
 I_{10} &= I_{pH,aa} \cdot I_{IN,lim} \cdot I_{h2,pro} \\
 I_{11} &= I_{pH,ac} \cdot I_{IN,lim} \cdot I_{nn3} \\
 I_{12} &= I_{pH,h2} \cdot I_{IN,lim}
 \end{aligned}$$

3.4. Datos experimentales utilizados para la simulación

Los diferentes valores proporcionados en las siguientes tablas se han extraído del proyecto final de carrera "Implementación del modelo de digestión anaerobia ADM1 en Matlab/Simulink, Escuela técnica superior de ingenieros de minas, 2015":

Tabla 13: Valores de los parámetros estequiométricos

| PARÁMETRO | VALOR | UNIDADES |
|--------------|-------|--------------|
| $f_{sl,xc}$ | 0.1 | - |
| $f_{xl,xc}$ | 0.2 | - |
| $f_{ch,xc}$ | 0.2 | - |
| $f_{pr,xc}$ | 0.2 | - |
| $f_{li,xc}$ | 0.3 | - |
| $f_{fa,li}$ | 0.95 | - |
| $f_{va,aa}$ | 0.23 | - |
| $f_{bu,su}$ | 0.13 | - |
| $f_{bu,aa}$ | 0.26 | - |
| $f_{pro,su}$ | 0.27 | - |
| $f_{pro,aa}$ | 0.05 | - |
| $f_{ac,su}$ | 0.41 | - |
| $f_{ac,aa}$ | 0.4 | - |
| $f_{h2,su}$ | 0.19 | - |
| $f_{h2,aa}$ | 0.06 | - |
| N_{bac} | 0.08 | kgN/kgDQO |
| N_{aa} | 0.098 | kgN/kgDQO |
| Y_{su} | 0.1 | kgDQO/kgDQOs |
| Y_{aa} | 0.08 | kgDQO/kgDQOs |
| Y_{fa} | 0.06 | kgDQO/kgDQOs |
| Y_{c4} | 0.06 | kgDQO/kgDQOs |
| Y_{pro} | 0.04 | kgDQO/kgDQOs |
| Y_{ac} | 0.05 | kgDQO/kgDQOs |
| Y_{h2} | 0.06 | kgDQO/kgDQOs |

Tabla 14: Valores de los parámetros bioquímicos

| PARÁMETRO | VALOR | UNIDADES |
|---------------|-------|----------|
| k_{dis} | 0.5 | d^{-1} |
| $k_{hyd,ch}$ | 10 | d^{-1} |
| $k_{hyd,pr}$ | 10 | d^{-1} |
| $k_{hyd,li}$ | 10 | d^{-1} |
| $k_{m,su}$ | 30 | d^{-1} |
| $k_{m,aa}$ | 50 | d^{-1} |
| $k_{m,fa}$ | 6 | d^{-1} |
| $k_{m,c4}$ | 20 | d^{-1} |
| $k_{m,pro}$ | 13 | d^{-1} |
| $k_{m,ac}$ | 8 | d^{-1} |
| $k_{m,h2}$ | 35 | d^{-1} |
| $k_{dec,Xsu}$ | 0.02 | d^{-1} |
| $k_{dec,Xaa}$ | 0.02 | d^{-1} |
| $k_{dec,Xfa}$ | 0.02 | d^{-1} |

| | | |
|----------------|----------|-------------|
| $k_{dec,Xc4}$ | 0.02 | d^{-1} |
| $k_{dec,Xpro}$ | 0.02 | d^{-1} |
| $k_{dec,Xac}$ | 0.02 | d^{-1} |
| $k_{dec,Xh2}$ | 0.02 | d^{-1} |
| $K_{S,su}$ | 0.5 | $kgDQO/m^3$ |
| $K_{S,aa}$ | 0.3 | $kgDQO/m^3$ |
| $K_{S,fa}$ | 0.4 | $kgDQO/m^3$ |
| $K_{S,c4}$ | 0.2 | $kgDQO/m^3$ |
| $K_{S,pro}$ | 0.1 | $kgDQO/m^3$ |
| $K_{S,ac}$ | 0.15 | $kgDQO/m^3$ |
| $K_{S,h2}$ | $7e-6$ | $kgDQO/m^3$ |
| $K_{I,h2,fa}$ | $5e-6$ | $kgDQO/m^3$ |
| $K_{I,h2,c4}$ | $1e-5$ | $kgDQO/m^3$ |
| $K_{I,h2,pro}$ | $3.5e-6$ | $kgDQO/m^3$ |
| $K_{I,nh3}$ | 0.0018 | $kgDQO/m^3$ |
| $K_{S,IN}$ | $1e-4$ | $kgDQO/m^3$ |
| pH | 7 | - |
| $pH_{UL,aa}$ | 5.5 | - |
| $pH_{LL,aa}$ | 4 | - |
| $pH_{UL,ac}$ | 7 | - |
| $pH_{LL,ac}$ | 6 | - |
| $pH_{UL,h2}$ | 6 | - |
| $pH_{LL,h2}$ | 5 | - |

Tabla 15: Condiciones iniciales

| VARIABLE | VALOR | UNIDADES |
|-----------|--------|-------------|
| S_{su} | 0.01 | $kgDQO/m^3$ |
| S_{aa} | 0.001 | $kgDQO/m^3$ |
| S_{fa} | 0.001 | $kgDQO/m^3$ |
| S_{va} | 0.001 | $kgDQO/m^3$ |
| S_{bu} | 0.001 | $kgDQO/m^3$ |
| S_{pro} | 0.001 | $kgDQO/m^3$ |
| S_{ac} | 0.001 | $kgDQO/m^3$ |
| S_{h2} | $1e-8$ | $kgDQO/m^3$ |
| S_{ch4} | $1e-5$ | $kgDQO/m^3$ |
| S_{IN} | 0.14 | kgN/m^3 |
| S_I | 0.02 | $kgDQO/m^3$ |
| X_c | 2 | $kgDQO/m^3$ |
| X_{ch} | 5 | $kgDQO/m^3$ |
| X_{pr} | 20 | $kgDQO/m^3$ |
| X_{ji} | 5 | $kgDQO/m^3$ |
| X_{su} | 0.01 | $kgDQO/m^3$ |
| X_{aa} | 0.01 | $kgDQO/m^3$ |

| | | |
|-----------|--------|----------------------|
| X_{fa} | 0.01 | kgDQO/m ³ |
| X_{c4} | 0.01 | kgDQO/m ³ |
| X_{pro} | 0.01 | kgDQO/m ³ |
| X_{ac} | 0.01 | kgDQO/m ³ |
| X_{h2} | 0.01 | kgDQO/m ³ |
| X_i | 25 | kgDQO/m ³ |
| S_{nh3} | 0.0574 | kgN/m ³ |

Tabla 16: Condiciones de operación

| PARÁMETRO | VALOR | UNIDADES |
|---|-------|---------------------|
| Temperatura (T) | 311 | K |
| Caudal de entrada (Q) | 0.2 | m ³ /dia |
| Tiempo de retención hidráulico (TRH) | 10 | días |
| Concentración de fangos en el influente | 61.2 | kg/m ³ |

3.5. Resultados de la simulación

A continuación se muestran los resultados obtenidos al simular el proceso de digestión anaerobia mediante el modelo matemático "ADM1". Para ello, se explicará la gráfica de cada componente y los procesos en los que han intervenido cada uno de ellos:

- **Sustratos compuestos:**

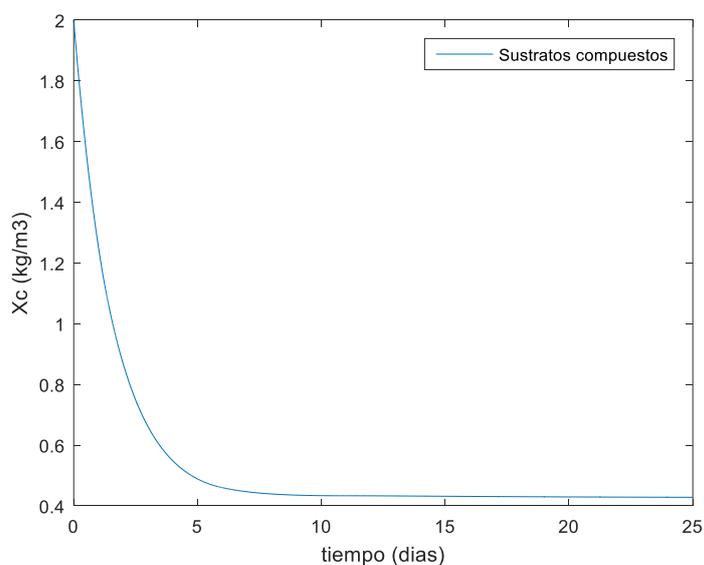


Fig.9: Variación de la materia orgánica compleja respecto al tiempo

En este gráfico se puede observar el proceso extracelular de desintegración, en el que tiene lugar la ruptura de la materia orgánica compleja (sustratos compuestos) para poder formar carbohidratos, proteínas y lípidos que serán hidrolizados posteriormente. La desintegración también forma solubles y partículas inertes. Para eliminar casi todos los sustratos compuestos se necesitan alrededor de 7 días como se puede ver en el gráfico.

○ **Carbohidratos:**

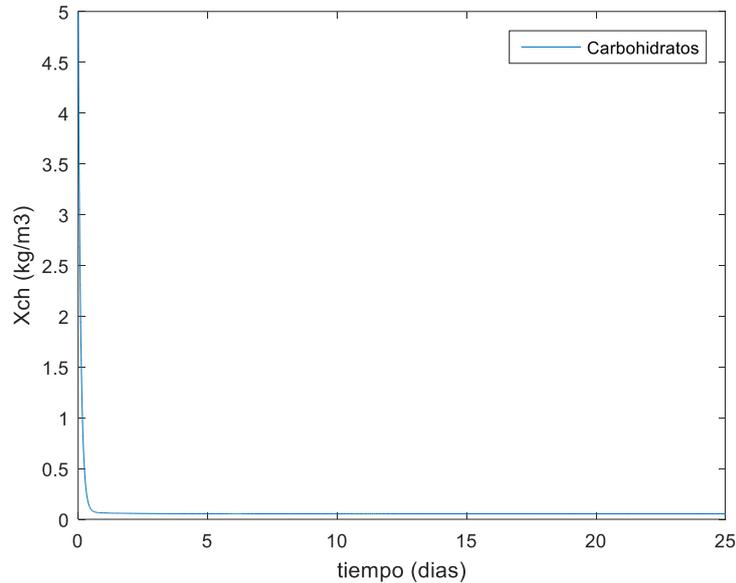


Fig.10: Variación de los carbohidratos respecto al tiempo

En este caso, se observa la hidrólisis de los carbohidratos, que consiste en la ruptura enzimática de los mismos para poder formar los azúcares (monosacáridos), esta ruptura al igual que la desintegración es un proceso extracelular. La ruptura de los carbohidratos es prácticamente inmediata, es un proceso muy rápido.

○ **Monosacáridos:**

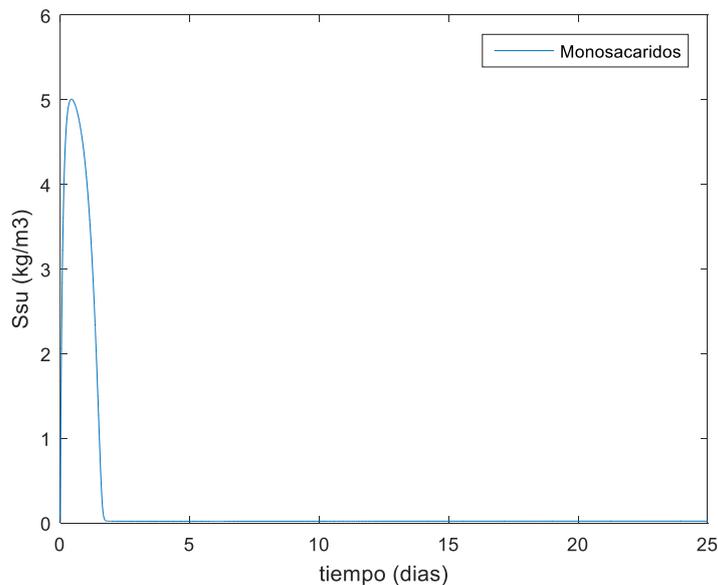


Fig.11: Variación de los monosacáridos respecto al tiempo

En primer lugar, se observa la formación de monosacáridos debida a la hidrólisis de los carbohidratos y de los lípidos, es un proceso relativamente rápido y que además proporciona la materia orgánica que posteriormente será consumida por otros microorganismos en la acidogénesis, este consumo también es un proceso rápido.

- **Proteínas:**

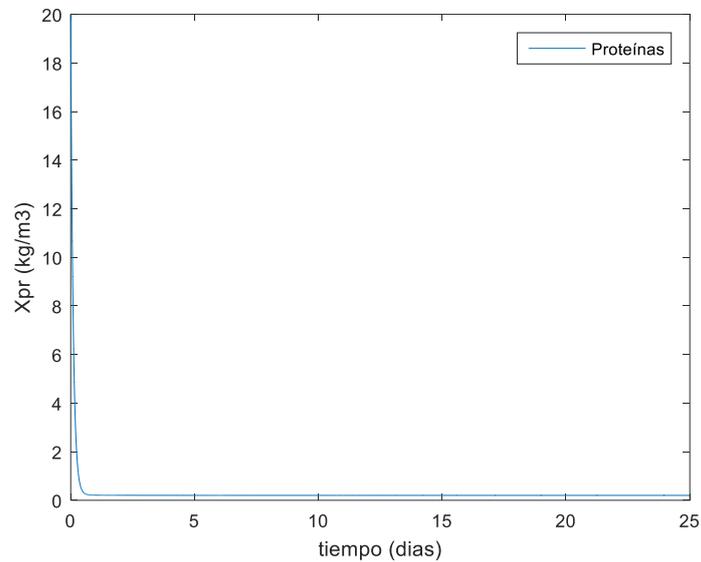


Fig.12: Variación de las proteínas respecto al tiempo

Se puede observar como tiene lugar la hidrólisis de proteínas, que consiste en la ruptura enzimática extracelular de las mismas para formar aminoácidos. Esta ruptura es prácticamente inmediata

- **Aminoácidos:**

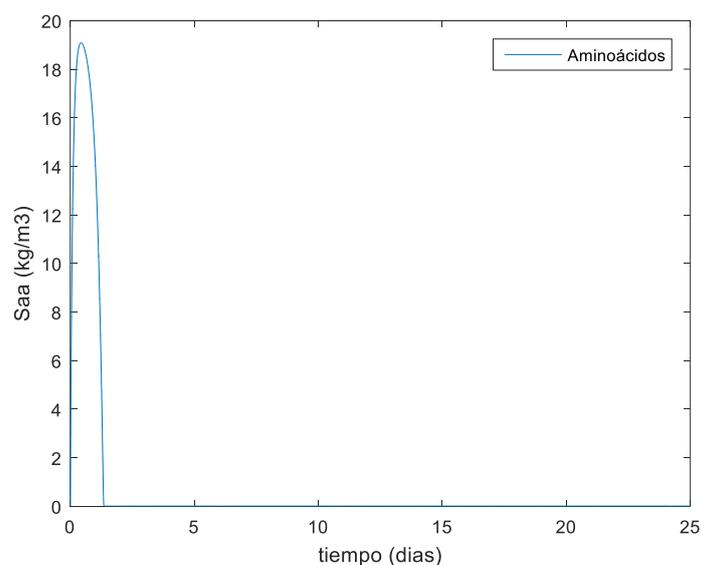


Fig.13: Variación de los aminoácidos respecto al tiempo

Se percibe la formación de aminoácidos debido a la hidrólisis de proteínas, y su posterior consumo en la acidogénesis. Ambos procesos son relativamente rápidos.

○ **Lípidos:**

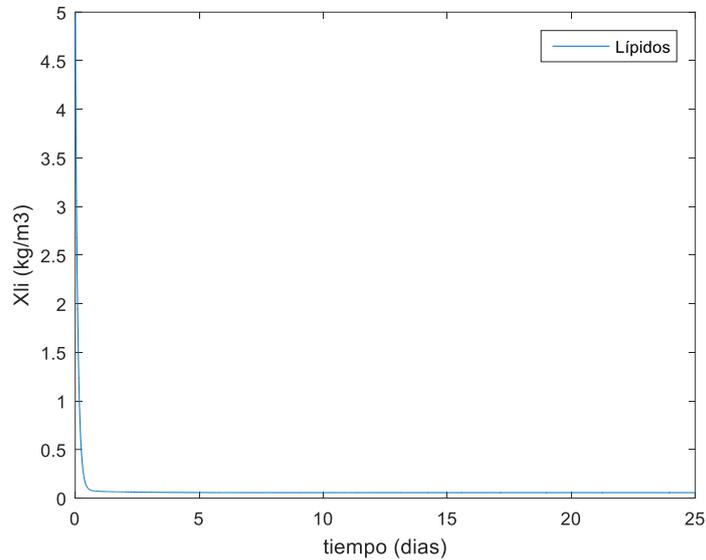


Fig.14: Variación de los lípidos respecto al tiempo

En este gráfico tiene lugar la hidrólisis de los lípidos, que al igual que en las anteriores hidrólisis consiste en la ruptura enzimática extracelular de los lípidos para formar ácidos grasos de cadena larga y azúcares. Es un proceso prácticamente inmediato.

○ **Ácidos grasos de cadena larga:**

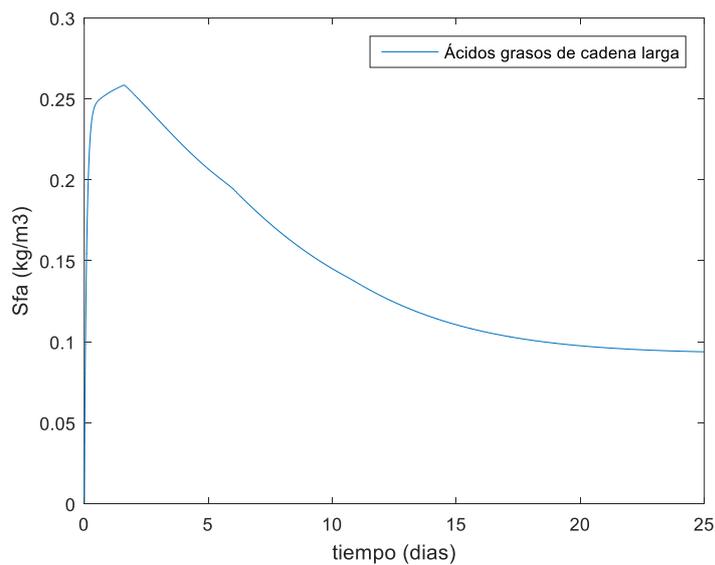


Fig.15: Variación de los ácidos grasos de cadena larga respecto al tiempo

En primer lugar, se observa la formación de ácidos grasos de cadena larga como consecuencia de la hidrólisis de los lípidos, y seguidamente un descenso debido al consumo de estos ácidos en el proceso de la acetogénesis. Estos ácidos grasos no se eliminan por completo con los valores de las constantes que se han introducido en el modelo, pero el valor alcanzado es lo suficientemente bajo, ya que la concentración de estos ácidos en un digestor no debe sobrepasar los 2kg/m^3 como se indica en el artículo "La digestión anaobia. Aspectos teóricos. Partel, ICIDCA".

○ **Partículas inertes:**

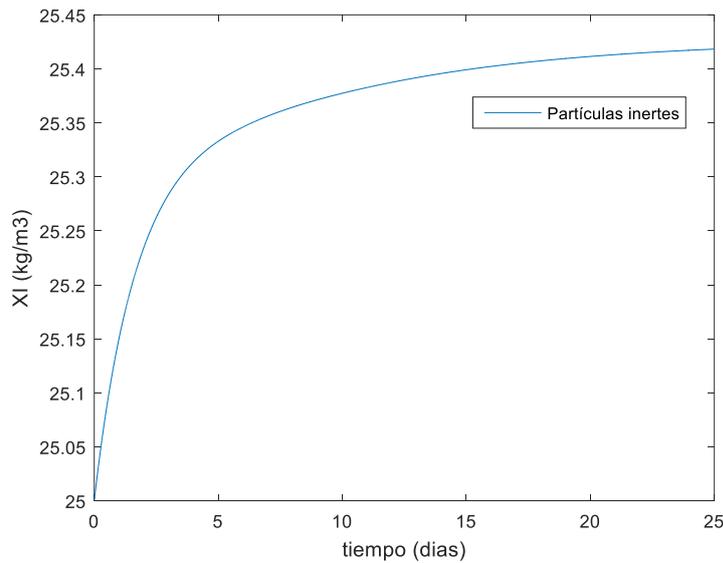


Fig.16: Variación de las partículas inertes respecto al tiempo

Las partículas inertes son los productos inertes originados a partir de la desintegración de la materia orgánica compleja y de la desaparición de las bacterias. Aunque en la gráfica se observa que todavía no han alcanzado el estado estacionario, les queda poco para alcanzarlo. El objetivo de la digestión anaerobia es inertizar los fangos, es decir, disminuir su actividad, por lo que en la gráfica se ve como este objetivo se cumple.

○ **Solubles inertes:**

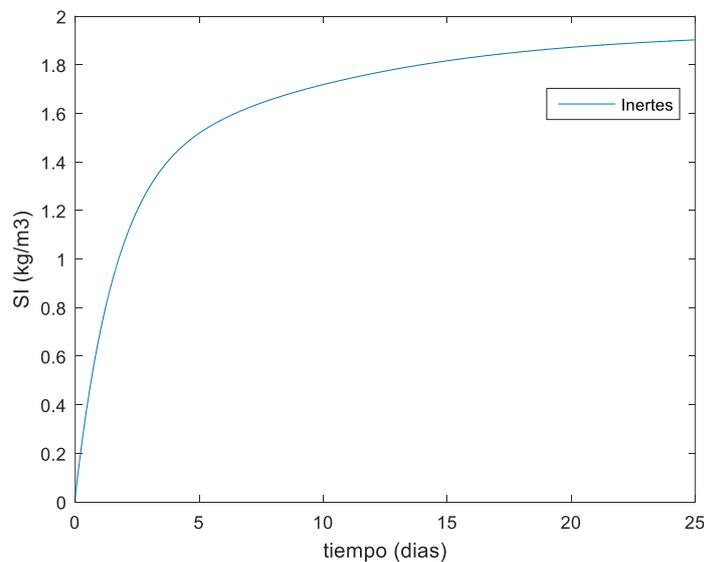


Fig.17: Variación de los solubles inertes respecto al tiempo

Al igual que las partículas inertes, los solubles inertes se originan a partir de la desintegración de la materia orgánica y de la desaparición de las bacterias. En la gráfica se observa como está a punto de alcanzar el estado estacionario cumpliendo así el objetivo de la digestión, que es la de inactivar los fangos.

- **Nitrógeno inorgánico:**

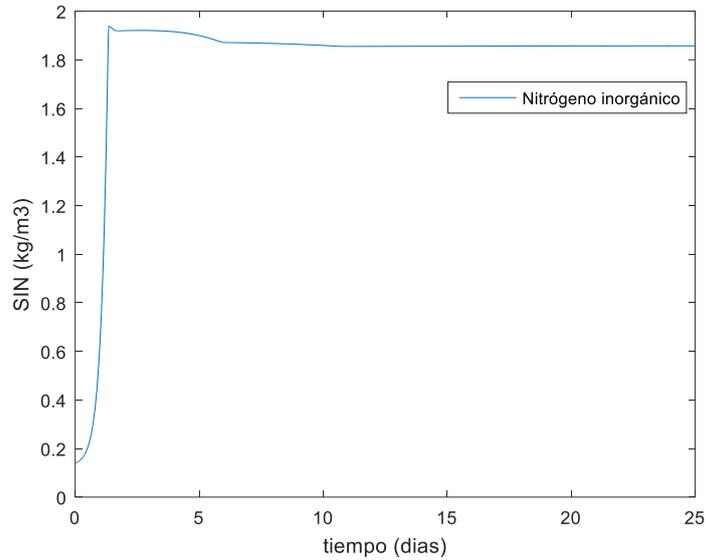


Fig.18: Variación del nitrógeno inorgánico respecto al tiempo

El nitrógeno inorgánico es el nitrógeno contenido en el amoniaco y en el amonio. En la acidogénesis, el consumo de aminoácidos en parte da lugar a la formación de nitrógeno inorgánico, y parte de este nitrógeno se emplea en la acetogénesis, por eso se observa un pequeño descenso entre los días 2 y 7.

- **Propionato:**

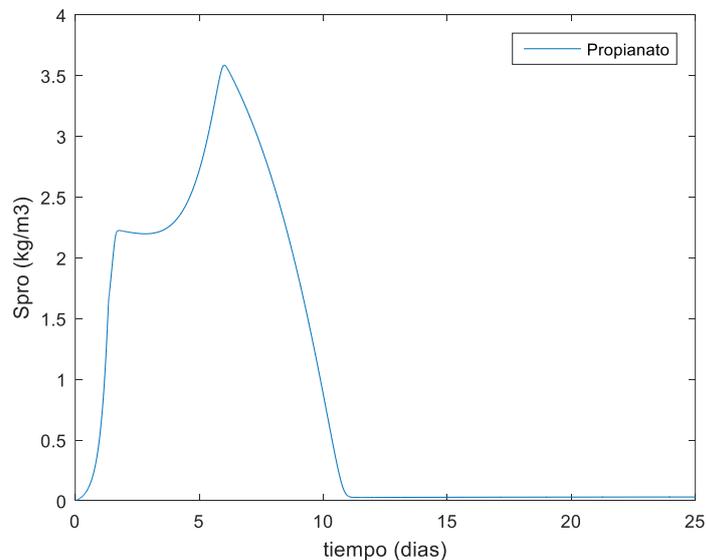


Fig.21: Variación del propionato respecto al tiempo

Se observa una producción de propianato debida a la acidogénesis y a la acetogénesis. En la acetogénesis también se consume propianato para convertirlo en acetato e hidrógeno, por ello desaparece.

○ **Butirato:**

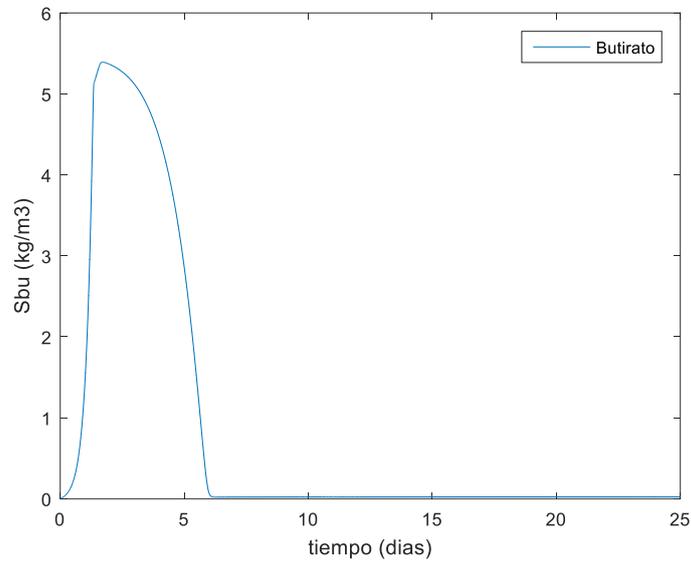
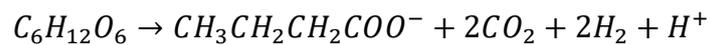


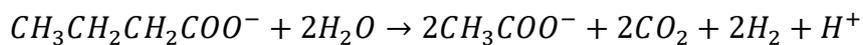
Fig.22: Variación del butirato respecto al tiempo

En la acidogénesis se genera butirato que será utilizado posteriormente en la acetogénesis para formar acetato e hidrógeno como se muestran en las siguientes reacciones:

Acidogénesis:



Acetogénesis:



○ **Valerato:**

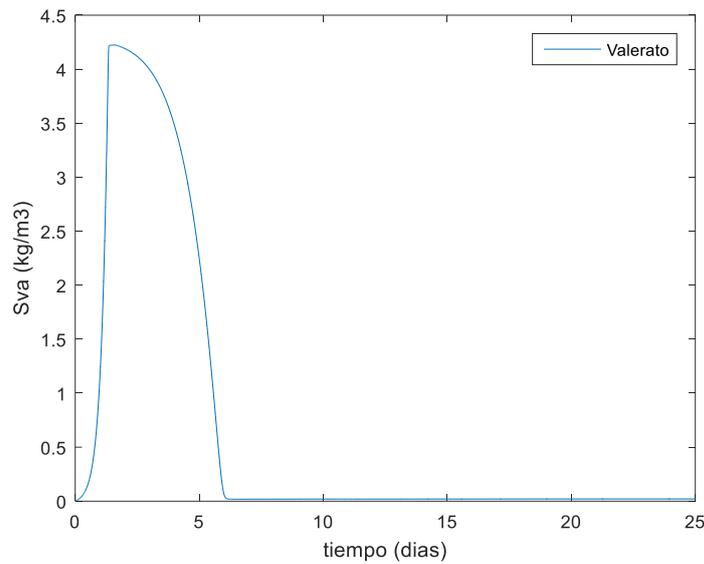


Fig.23: Variación del valerato respecto al tiempo

Al igual que el butirato, el valerato se genera durante la acidogénesis y se consume en la acetogénesis para formar acetato e hidrógeno.

○ **Acetato:**

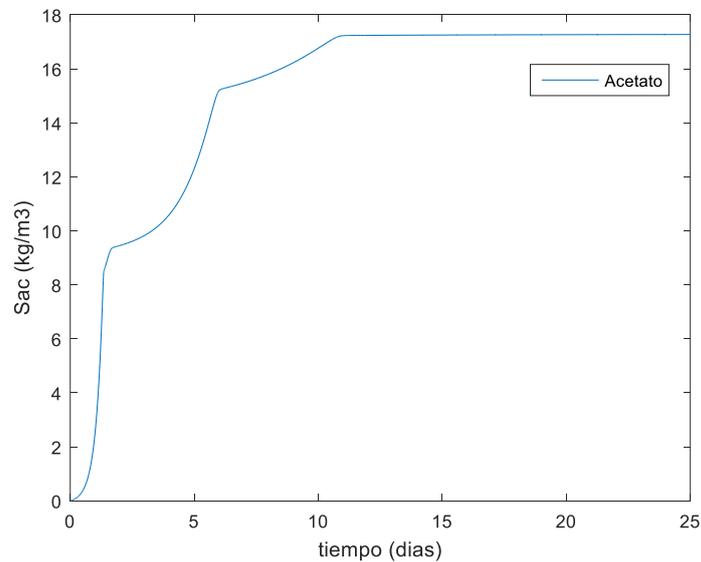


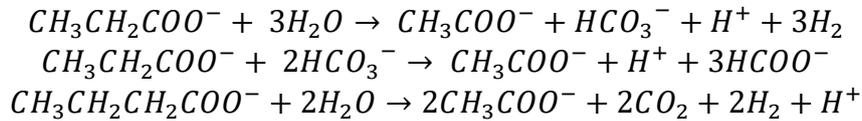
Fig.20: Variación del acetato respecto al tiempo

Durante la acidogénesis y acetogénesis, parte de los sustratos se convierten en acetato, y una pequeña cantidad de este acetato se utiliza en la metanogénesis como sustrato como se puede observar en las reacciones que se muestran a continuación. El acetato es necesario para poder producir metano. Se puede observar que el acetato alcanza el estado estacionario a los 10 días con un valor $17,2 \text{ kg/m}^3$.

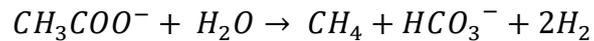
Acidogénesis:



Acetogénesis:



Metanogénesis:



○ **Hidrógeno gas:**

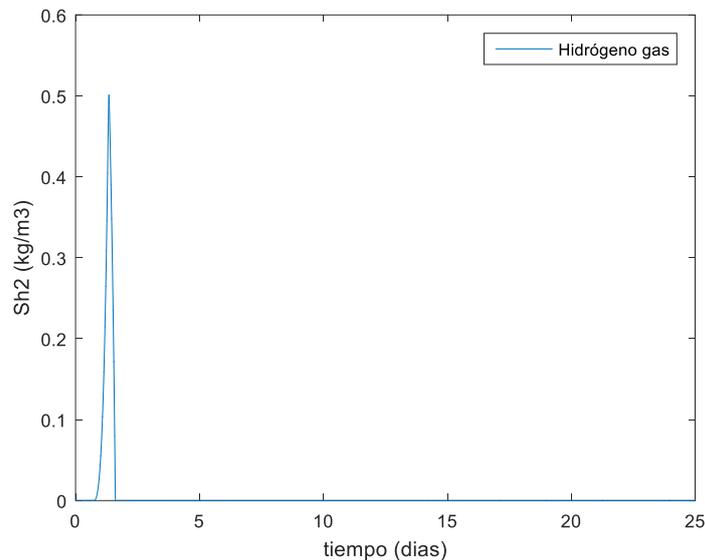
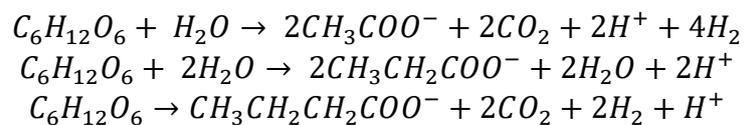


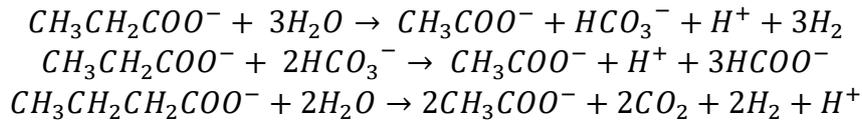
Fig.19: Variación del hidrógeno gas respecto al tiempo

En primer lugar, se observa una formación de hidrógeno debida a la acidogénesis y a la acetogénesis, cuyas reacciones se pueden a continuación, y por otro lado, en la metanogénesis se emplea este hidrógeno como sustrato, por ello se observa el descenso en la gráfica. Además este descenso también es debido a que el hidrógeno gas también desaparece porque se va con el biogás.

Acidogénesis:



Acetogénesis:



○ **Metano:**

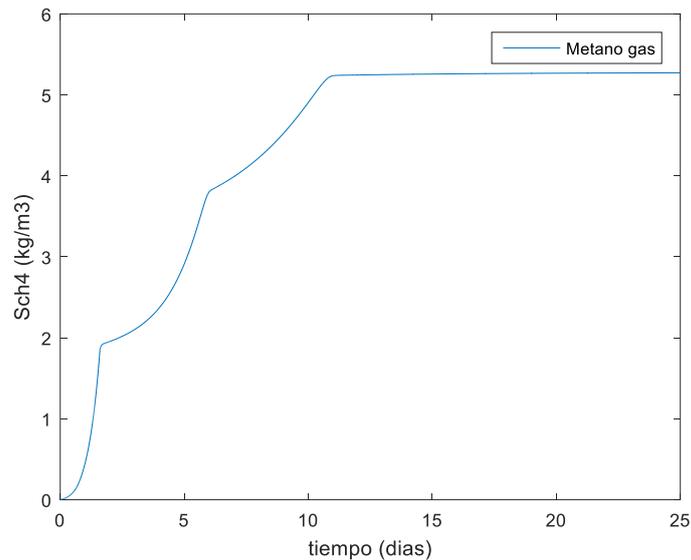
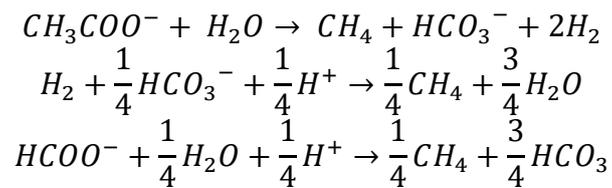


Fig.24: Variación del metano respecto al tiempo

La formación de metano tiene lugar a partir de la ruptura del ion acetato durante la metanogénesis, en la gráfica se observa como el estado estacionario se consigue sobre los 11 días. A continuación se muestran las ecuaciones que describen la formación del metano:



Las siguientes gráficas corresponden a los microorganismos consumidores de los componentes solubles anteriores:

○ **Consumidores de azúcar:**

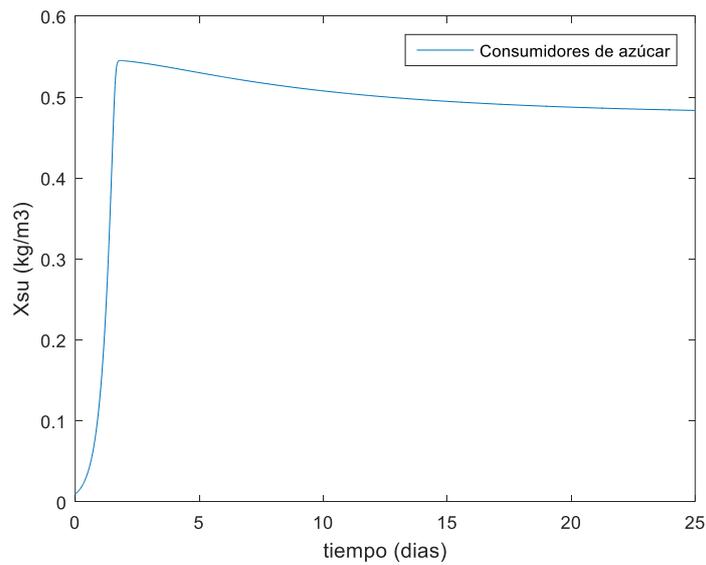


Fig.25: Variación de los consumidores de azúcar respecto al tiempo

Se observa un crecimiento debido al consumo de azúcar de la etapa acidogénica, este consumo disminuye ligeramente debido a la menor concentración de azúcares que va quedando en el sistema, y a la degradación de estos consumidores.

○ **Consumidores de aminoácidos:**

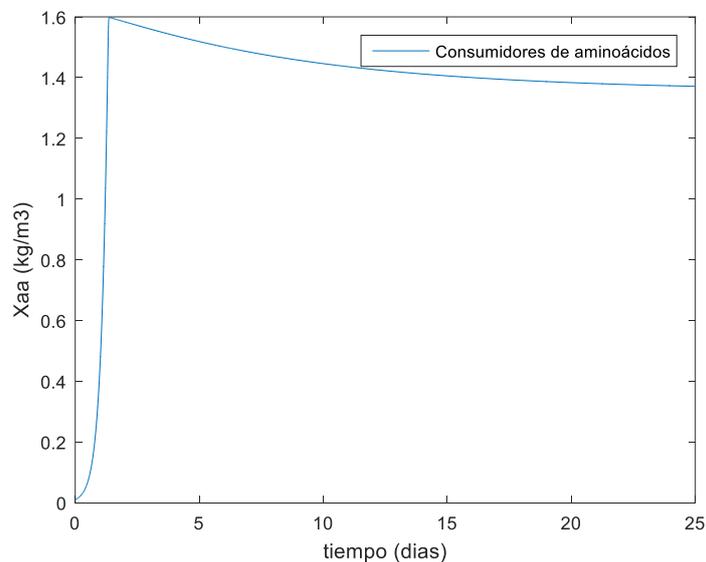


Fig.26: Variación de los aminoácidos de azúcar respecto al tiempo

Al igual que en la gráfica anterior, el crecimiento observado es debido al consumo de aminoácidos que tiene lugar en la acidogénesis. Seguidamente se observa un ligero descenso debido a la disminución del contenido de aminoácidos en el sistema y la degradación de estos consumidores.

○ **Consumidores de ácidos grasos de cadena larga:**

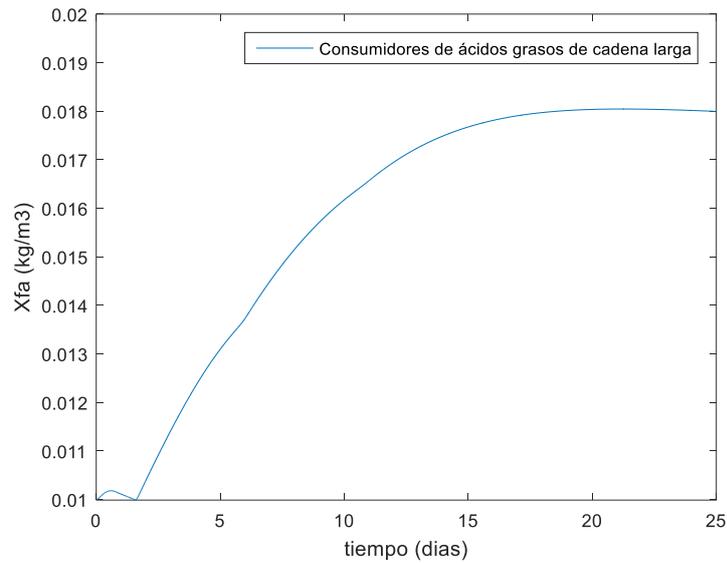


Fig.27: Variación de los consumidores de ácidos grasos de cadena larga respecto al tiempo

Los ácidos grasos de cadena larga son consumidos durante la acetogénesis para producir acetato e hidrógeno. A partir del segundo día se observa un crecimiento muy rápido de estas bacterias debido a que hay un crecimiento de ácidos grasos de cadena larga, a medida que estos ácidos se van consumiendo, se ralentiza el crecimiento de las bacterias.

○ **Consumidores de valerato y butirato:**

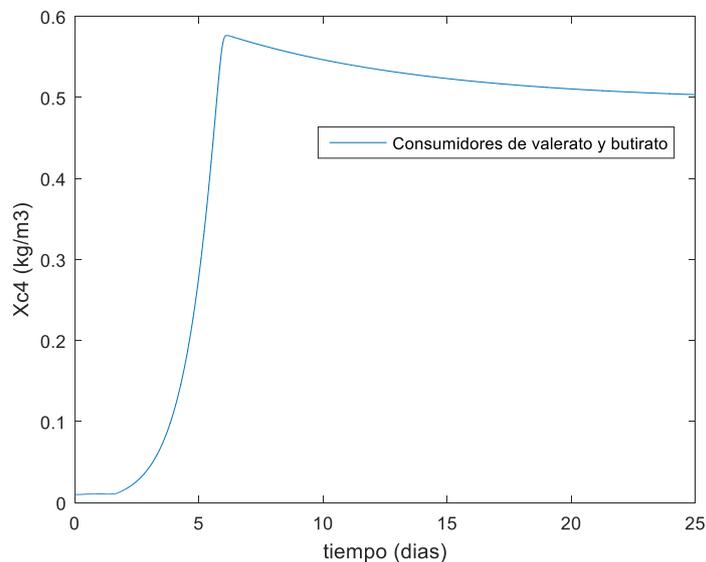


Fig.28: Variación de los consumidores de valerato y butirato respecto al tiempo

El aumento de los consumidores de valerato y butirato es debido al consumo de butirato durante la acetogénesis para formar acetato e hidrógeno. Al igual que los anteriores, se observa también un descenso de estos consumidores debido a su degradación y a la falta de butirato después de su consumo.

○ **Consumidores de propionato:**

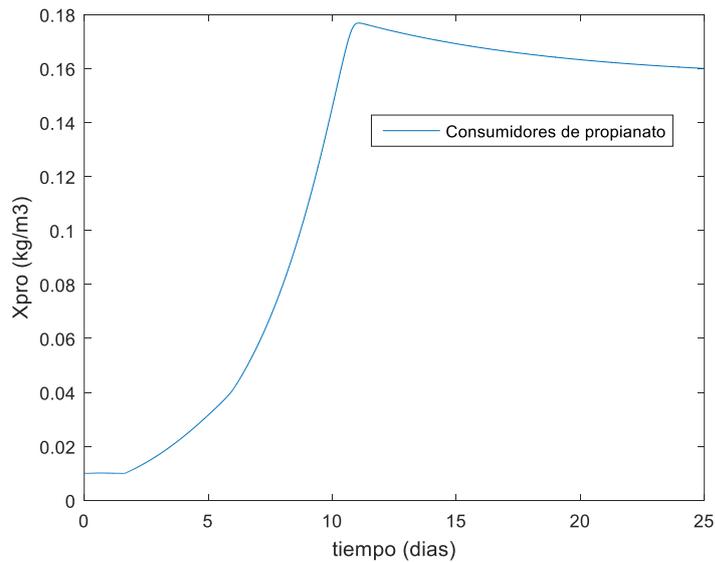


Fig.29: Variación de los consumidores de propionato respecto al tiempo

Al igual que en la gráfica anterior, el propionato es consumido durante la acetogénesis para generar acetato e hidrógeno. Al consumir propionato, disminuye su concentración y también disminuyen sus consumidores.

○ **Consumidores de acetato:**

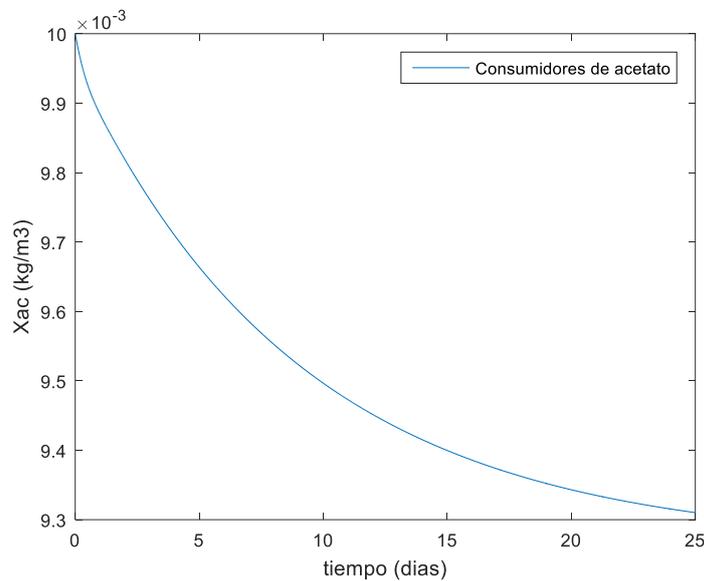


Fig.30: Variación de los consumidores de acetato respecto al tiempo

Una parte del acetato producido en la acidogénesis y acetogénesis es utilizado como sustrato en la metanogénesis. El descenso de la gráfica indica que hay más muertes que crecimiento de estas bacterias, esto puede deberse a que la constante endógena es demasiado alta o que hay algún tipo de inhibición que tiene lugar con las condiciones iniciales establecidas.

○ **Consumidores de hidrógeno:**

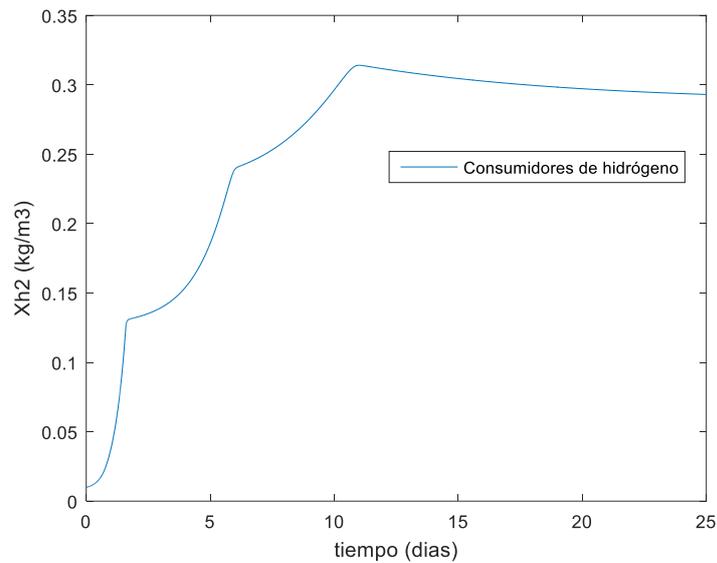


Fig.31: Variación de los consumidores de hidrógeno respecto al tiempo

En la metanogénesis, se utiliza como sustrato bacterias acetogénicas para así generar hidrógeno. Los consumidores de hidrógeno también se degradan por la falta de hidrógeno a consumir.

Como podemos ver en la Tabla 15 de condiciones iniciales, inicialmente se tiene una DQO (demanda química de oxígeno) de 57.25 kg/m³, y al final de la simulación podemos observar en las gráficas como la DQO ha disminuido a 29.09 kg/m³, por lo tanto el **rendimiento** de este reactor es de **35.09%**. Esta disminución de la DQO es debida a la degradación de la materia orgánica presente en el fango y su consecuente disminución de la actividad. En cuanto al biogás, teniendo en cuenta que su contenido en metano es de un 70%, se obtiene una media de 7,43 kg/m³ de biogás. El tiempo de puesta en marcha del reactor es sobre 24 días.

4. Descripción de la planta piloto

Esta planta piloto de digestión anaerobia está diseñada para tratar un caudal de entrada de $0.2 \text{ m}^3/\text{d}$. El proceso se divide en varias operaciones, la primera de ellas es la entrada del influente al depósito de almacenamiento a través de una tubería, seguidamente la disolución será bombeada hasta llegar a un intercambiador de calor en el que alcanzará la temperatura del interior del reactor, una vez se alcance la temperatura, la disolución pasará al reactor en el que se llevarán a cabo las reacciones desarrolladas en el modelo, y por último se obtendrá por una parte el biogás y por la otra se obtendrán los fangos con una disminución de su actividad respecto a la inicial. En las siguientes figuras (figura 26 y 27) se muestran los esquemas de la planta piloto:

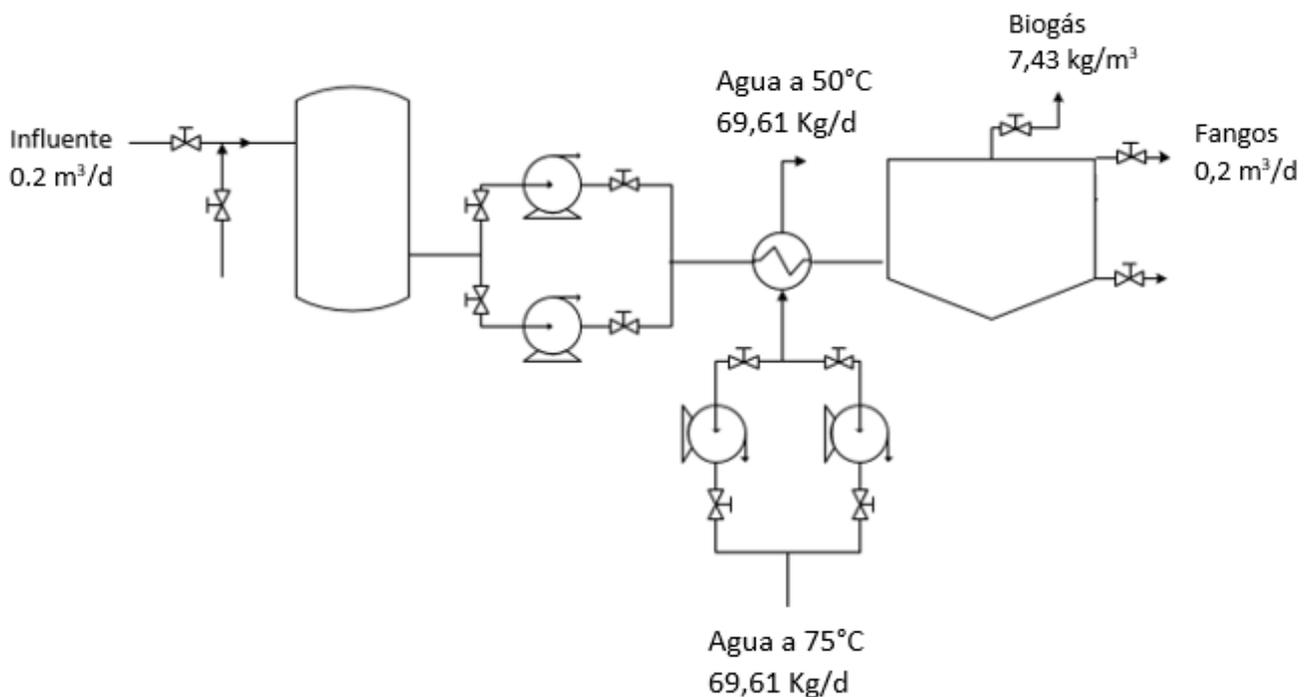


Fig. 32: Diagrama de la planta piloto

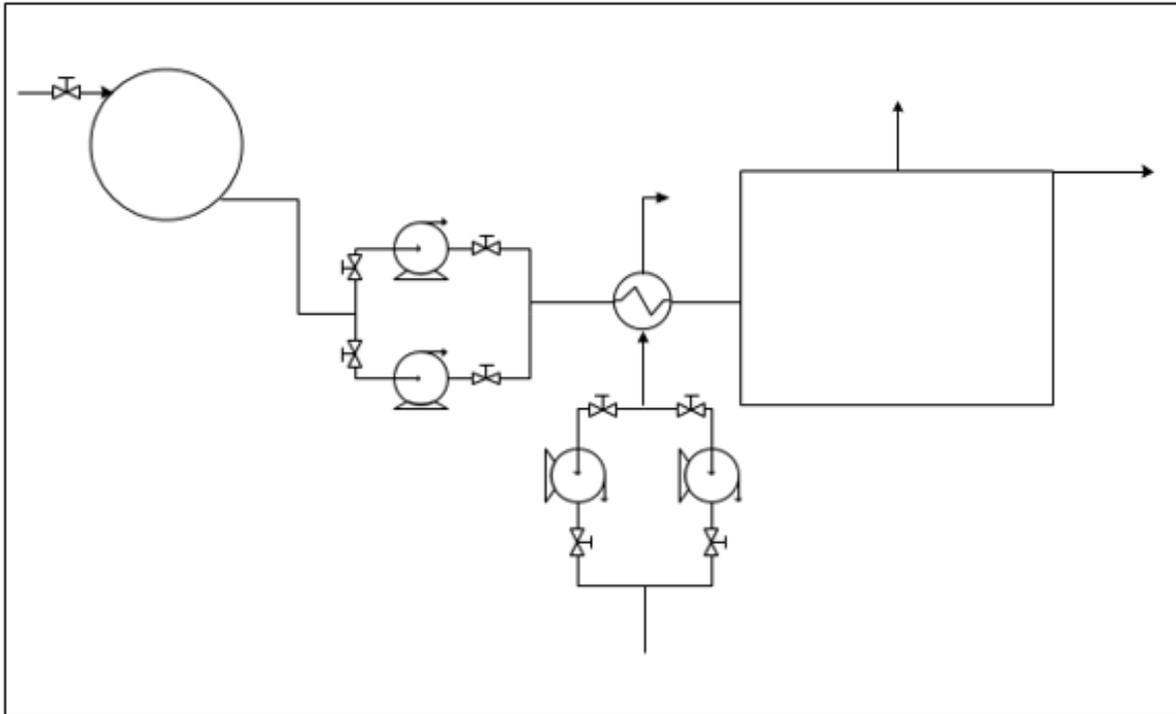


Fig. 33: Distribución en planta de la planta piloto

4.2. Equipos

4.2.1. Tanque de almacenamiento

La disolución antes de entrar al reactor, se almacena en un depósito con el fin de que éste cargue el reactor durante todo el día sin necesidad de volver a recargar el depósito con la disolución.

Tenemos un caudal de entrada de 200 L/día, por lo que se necesitará un depósito de cómo mínimo 200 L, ya que únicamente se cargará una vez al día.

El depósito será un bidón de plástico de 220 litros de capacidad máxima con cierre de fleje estándar. Las dimensiones del depósito son: 975 mm de altura, 600 mm de diámetro central y 410 mm de diámetro de boca. Este bidón tiene un coste de 38€ y se puede encontrar en "TodoContenedores".



Fig.34: Bidón de plástico utilizado

Se escoge el plástico como material para este depósito por sus múltiples beneficios como son el aislamiento térmico y eléctrico, buena resistencia química y a la corrosión, mejor amortiguación a los ruidos y vibraciones, y por su bajo coste económico.

En el diagrama de la planta piloto (Fig.32), se observa como a la entrada del tanque hay dos tuberías, la principal que es por donde entrará la disolución, y otra conectada a ésta que únicamente se utilizará en caso de limpieza del depósito.

4.2.2. Bombas centrífugas

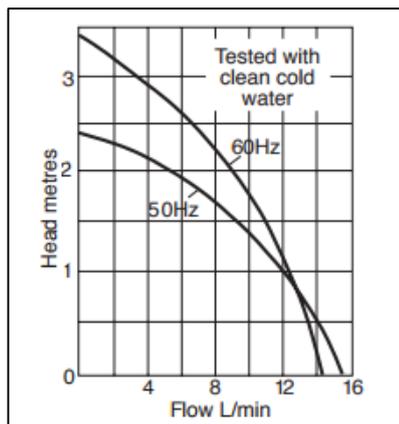
Para impulsar la disolución desde el tanque de almacenamiento al reactor se emplea una bomba centrífuga. En el diagrama de la planta piloto (Fig.32) aparecen dos bombas, una de ellas es la que estará en funcionamiento y la otra será la de repuesto por si hubiera algún problema con la anterior.

Por otro lado también se utiliza una bomba para introducir el agua caliente al intercambiador de calor para calentar los fangos. Por el mismo motivo de antes se tendrán dos bombas, una que estará en funcionamiento y la de repuesto.

La bomba que impulsa los fangos tiene que ser capaz de impulsar 200 L/día (0.14 L/min) y la que impulsa el agua caliente al intercambiador tiene que ser capaz de bombear 0,048 L/min, por ello se ha escogido para ambos casos la bomba "Xylem Flojet" con acoplamiento magnético y una tasa de flujo máximo de 14 L/min. La bomba se puede encontrar junto con su documentación técnica en "RS componentes, Bombas centrífugas", su coste es de 168.73€, tiene una potencia de entrada de 51W



a)



b)

Fig.35: a) Bomba centrífuga empleada. b) Curva de la bomba utilizada

4.2.3. Reactor

El reactor que se va a diseñar es de mezcla completa (CSTR) y con geometría cilíndrica vertical de poca altura. El fondo del tanque tendrá forma cónica con pendiente hacia el cuenco de extracción de fangos en el centro del reactor. La pendiente del fondo tiene el objetivo de minimizar la acumulación de arenas y reducir las necesidades de limpieza del digestor.

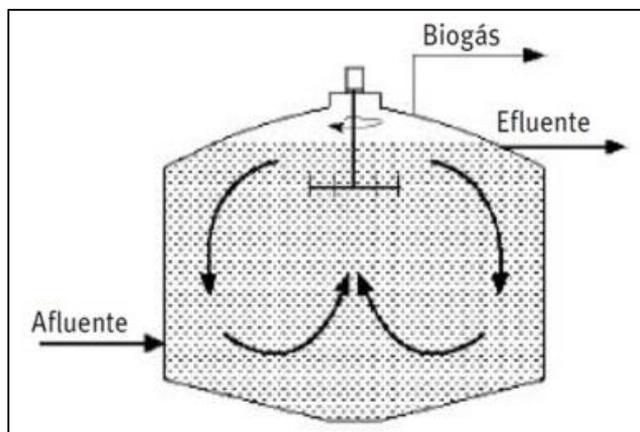


Fig.36: Reactor de mezcla completa sin recirculación

El reactor de mezcla completa sin recirculación es el más utilizado para tratar residuos. Consiste en un reactor en cuyo interior se distribuye uniformemente tanto el sustrato como la biomasa, manteniendo sus concentraciones constantes. Esta uniformidad se consigue mediante agitación, que puede ser mecánica como agitadores de hélices o palas, de eje vertical u horizontal; o neumática como la recirculación a presión del biogás.

Lo primero que se debe conocer es el volumen del reactor, que se obtiene mediante la siguiente fórmula:

$$V = \theta \cdot Q \quad (1)$$

donde Q es el flujo de entrada al reactor en m³/día.

θ es el tiempo de retención hidráulico en días.

El tiempo de retención hidráulico viene en función de la temperatura de operación. Según el libro *“Ingeniería de aguas residuales, Tratamiento, vertido y reutilización. Metcalf & Eddy, capítulo 12”* para una temperatura de entre 35-40 °C el tiempo de retención hidráulico recomendado sería 10 días, como la temperatura de trabajo en este caso son 37 °C (310.15 K) entraría dentro del rango anterior, y por eso se escogen ese tiempo de retención.

El caudal de fangos que entra al reactor es de 0.2 m³/d.

Por lo tanto se obtendría el siguiente volumen:

$$V = 10 \text{ días} \cdot 0.2 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} = 2 \text{ m}^3$$

Las dimensiones del reactor son 2 m de diámetro, 1 m de profundidad total, 0.7 m de profundidad lateral y una inclinación de la solera de 50°. Se comprueba que este reactor tiene un volumen mínimo de 2m³:

$$\text{Volumen cilindro} = \pi \cdot \text{radio}^2 \cdot \text{altura} = \pi \cdot 1^2 \cdot 0.7 = 2.20 \text{ m}^3$$

$$\text{Volumen cono} = \frac{\pi \cdot \text{radio}^2 \cdot \text{altura}}{3} = \frac{\pi \cdot 1^2 \cdot 0.3}{3} = 0.31 \text{ m}^3$$

$$\text{Volumen total} = 2.20 + 0.31 = 2.51 \text{ m}^3$$

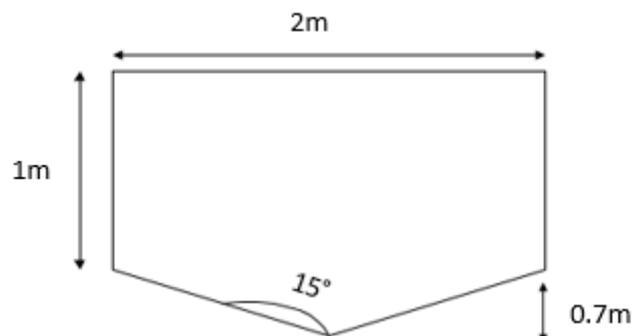


Fig.37: Medidas del reactor utilizado

El material empleado para el reactor es acero vidriado, o más conocido como vidrio fusionado al acero. Esta fusión proporciona las mejores propiedades de cada uno de los materiales, la fuerza y la flexibilidad del acero y la resistencia a la corrosión y abrasión del vidrio. Los tanques fabricados con este material proporcionan la máxima calidad al menor coste de mantenimiento en comparación con el resto de tanques de almacenamiento de líquidos.

En este caso, el tanque escogido es de la empresa “Dezhou Huili Water Tank Co., Ltd.”, tiene un coste de 2484€ y será fabricado a medida:



Fig.38: Reactor de acero vidriado

Por otro lado, la agitación del digestor es fundamental para conseguir optimizar el rendimiento del proceso. Existen varios sistemas de agitación, siendo los más frecuentes la inyección de gas, la agitación mecánica y el bombeo mecánico.

Los sistemas de inyección de gas se clasifican en confinados y no confinados. Los no confinados recogen el gas en la parte superior del digestor, lo comprimen y lo descargan mediante unos difusores situados en el fondo del reactor consiguiendo así el mezclado del contenido del digestor mediante la liberación de burbujas de gas que ascienden moviendo y arrastrando el fango. En los sistemas confinados, el gas se recoge en la zona superior del digestor, se comprime y se descarga a través de conductos confinados generando unas burbujas que ascienden por el digestor y arrastran el fango hasta la superficie.

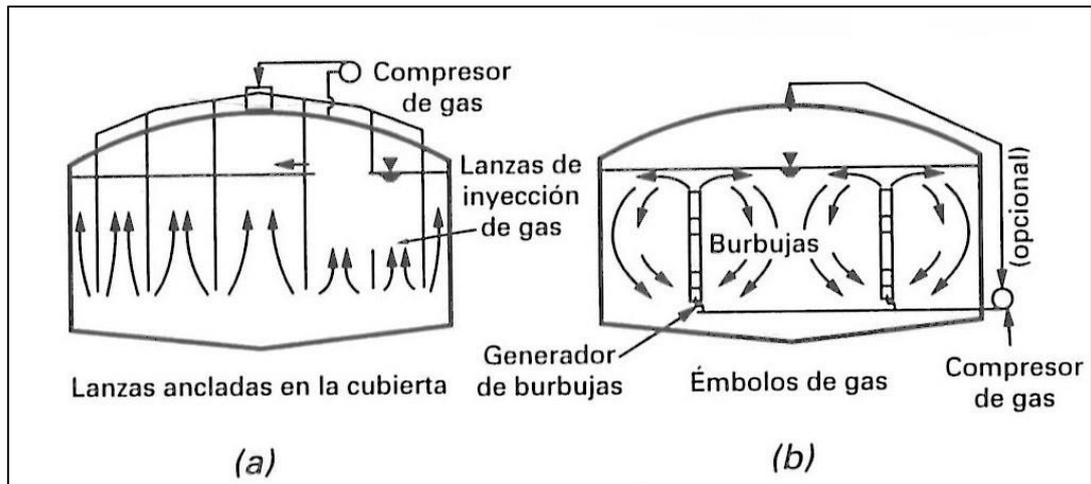


Fig.39: (a) Sistema de inyección de gas no confinado. (b) Sistema de inyección de gas confinado.

Los sistemas de agitación mecánica emplean turbinas o agitadores de baja velocidad. Estos elementos giratorios mueven el fango permitiendo el mezclado del contenido del digestor. La agitación mecánica suele ser la apropiada para digestores con cubiertas fijas o flotantes.

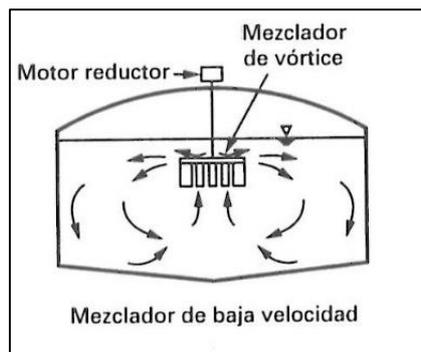


Fig.40: Sistema de agitación mecánica

Los sistemas de bombeo mecánico consisten en bombas de hélice montadas sobre tubos de aspiración situados en el interior o exterior del digestor, o en bombas centrífugas o de flujo axial colocadas en el exterior del reactor. La agitación se lleva a cabo por la circulación de fangos. El sistema de bombeo mecánico es apropiado para digestores con cubierta fija.

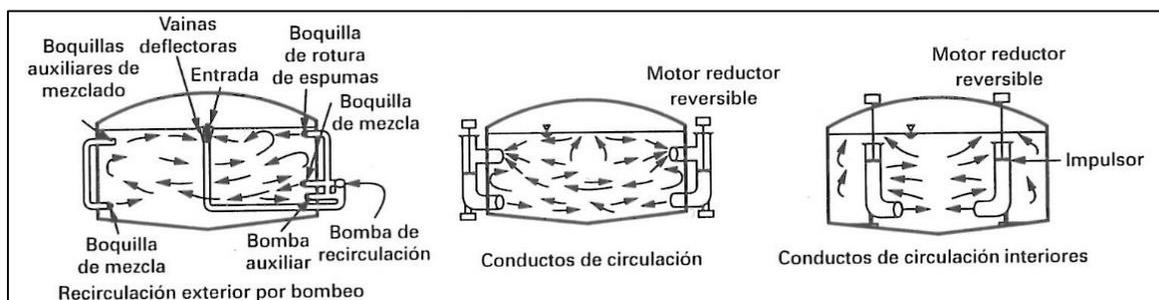


Fig.41: Sistema de bombeo mecánico

En este caso, el tipo de agitación escogida es el sistema de inyección de gas no confinado, concretamente la inyección de gas por lanzas ancladas en la cubierta. Este sistema presenta diversas ventajas como es la menor necesidad de mantenimiento y de limpieza respecto a los difusores instalados en el fondo, y es un sistema muy efectivo para la reducción de acumulaciones de espumas. Por otro lado, también presenta varios inconvenientes como es la corrosión de las conducciones de gas y de los equipos auxiliares, puede presentar problemas de sellado de gases y en los compresores en el caso de que entren espumas, pueden haber atascamientos en las lanzas y deposiciones de sólidos en el fondo. El gas que se utiliza para la agitación es el biogás producido durante la digestión y el caudal de inyección de este gas es de 0,0012 m³/min (*“Ingeniería de aguas residuales. Tratamiento, vertido y reutilización. Metcalf & Eddy”*).

Por último, en cuanto a las salidas del reactor, tenemos por un lado la salida de biogás que irá directamente al gasómetro de la planta que es un tanque que permite almacenar y controlar el gas que posteriormente podrá ser quemado o llevado a una cogeneración para producir energía, por ello esta planta piloto solo será instalada en aquellas depuradoras que consten de gasómetro. También tenemos la salida de los fangos, los cuales irán directos a secarse en centrifugas o filtros banda, según de lo que dispongan en la depuradora a instalar. Y por último se tiene una tubería en la parte inferior del reactor, la cual se utilizará para la limpieza del mismo, de esta manera nos permitirá su total vaciado.

4.2.4. Intercambiador de calor

Los digestores anaerobios requieren calor para aumentar la temperatura del fango alimentado hasta alcanzar la temperatura del interior del digestor y para compensar las pérdidas de calor que se dan tanto en el propio reactor como en las conducciones.

El fango alimentado se calienta a través de un intercambiador de calor situado justo antes del reactor por medio de unos tubos alrededor de los cuales circula agua caliente a gran velocidad. La circulación provoca grandes turbulencias, lo cual permite mayores coeficientes de transmisión de calor y mayor intercambio. Los intercambiadores de calor se deben limpiar periódicamente para mantener la eficiencia.

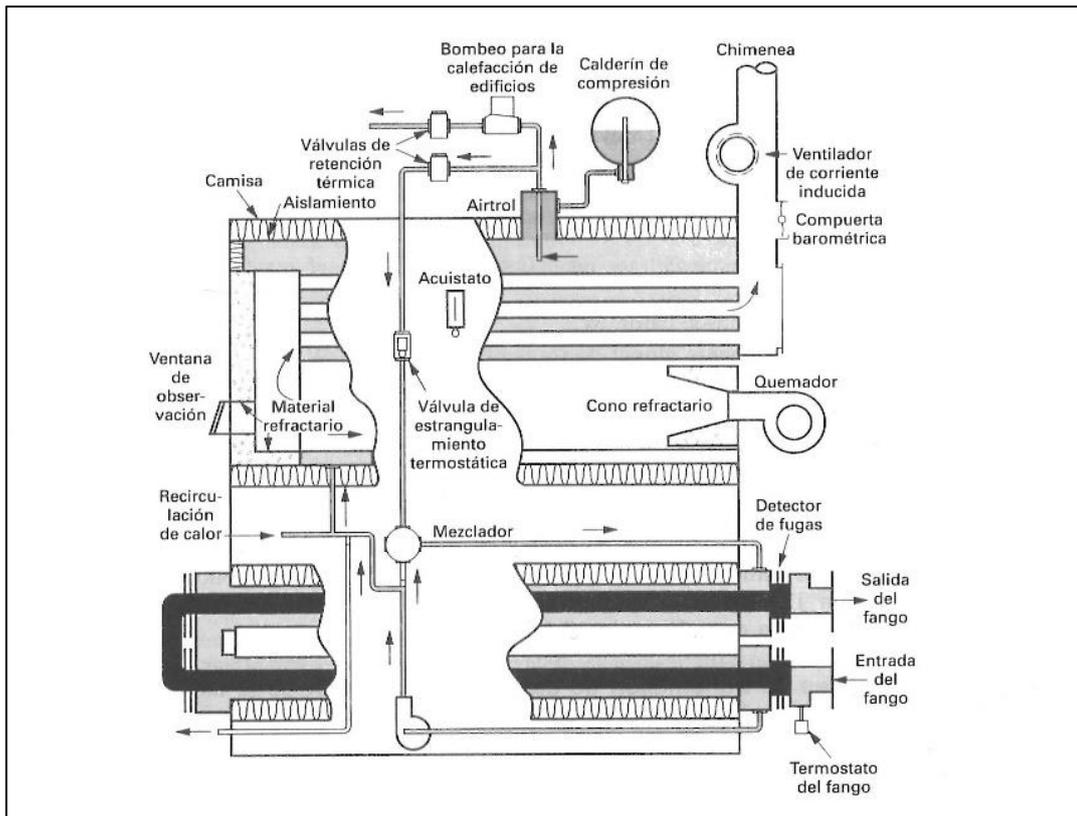


Fig.42: Intercambiador de calor típico utilizado para el calentamiento de la disolución.

Las pérdidas de calor a través de las paredes, el fondo y la cubierta del reactor se calculan mediante la siguiente expresión:

$$q = U \cdot A \cdot \Delta T \quad (2)$$

donde q es la pérdida de calor (W)

U es el coeficiente global de transmisión de calor ($W/m^2 \cdot ^\circ C$)

A es el área de la sección transversal a través de la cual se produce la pérdida de calor (m^2).

ΔT es la diferencia de temperatura entre el interior y el exterior del reactor ($^\circ C$)

En el cálculo de la energía necesaria para calentar la disolución, se considera que el calor específico del fango es el mismo que el del agua.

Al calcular las pérdidas de calor que se producen en el digestor mediante la expresión (2), se consideran las características de transferencia de calor de las superficies por separado, empleando para cada una de las superficies un coeficiente de transmisión de calor diferente.

Las paredes de los digestores suelen estar rodeadas de suelo seco y la solera suele estar colocada sobre suelo saturado para aumentar el aislamiento y reducir las pérdidas de calor. Las pérdidas de calor del reactor calientan el suelo adyacente y éste forma una capa aislante antes de que se alcancen las temperaturas ambientales estables del terreno.

A continuación se muestran los datos y los cálculos realizados para calcular el calor necesario para calentar la disolución, las pérdidas de calor que tienen lugar y la capacidad necesaria del intercambiador:

➤ **Datos:**

- Dimensiones del digestor de acero vidriado:
 - Diámetro = 2m
 - Profundidad total = 1m
 - Profundidad lateral = 0.7m

- Coeficientes de transferencia del calor:
 - Suelo seco en toda la superficie: $U=0.68 \text{ W/m}^2\cdot^{\circ}\text{C}$
 - Solera del digestor en presencia de agua: $U=0.85 \text{ W/m}^2\cdot^{\circ}\text{C}$
 - Cubierta expuesta al aire: $U=0.91 \text{ W/m}^2\cdot^{\circ}\text{C}$

- Temperaturas:
 - Disolución de fango en el influente: 20°C
 - Disolución de fango en el interior del reactor: 37°C
 - Terreno bajo la solera: 15°C
 - Tierra que rodea la pared: 18°C
 - Aire: 20°C

- Densidad de la disolución: 1020 kg/m^3

- Caudal másico de la disolución: 204 kg/d

- Calor específico de la disolución: $4200 \text{ J/Kg}\cdot^{\circ}\text{C}$

➤ **Calor necesario para calentar la disolución de fango:**

$$Q = m \cdot Ce \cdot (Tf - Ti) \quad (3)$$

donde Q es el calor en J/d

m es el caudal másico en Kg/d

Ce es el calor específico en J/Kg · °C

Tf es la temperatura final en °C

Ti es la temperatura inicial en °C

$$Q = 204 \frac{kg}{d} \cdot 4200 \frac{J}{Kg \cdot ^\circ C} \cdot (37 - 20)^\circ C = 14.57 \cdot 10^6 J/d$$

➤ **Superficie de las paredes, solera y cubierta:**

- Paredes:

$$2 \cdot \pi \cdot \text{radio} \cdot \text{profundidad lateral}$$
$$2 \cdot \pi \cdot 1 \cdot 0.7 = 4.4 \text{ m}^2$$

- Solera:

$$\pi \cdot \text{radio} \cdot \text{lado cono}$$
$$\pi \cdot 1 \cdot (0.3^2 + 1^2)^{0.5} = 3.28 \text{ m}^2$$

- Cubierta:

$$\pi \cdot \text{radio}^2$$
$$\pi \cdot 1^2 = 3.14 \text{ m}^2$$

➤ **Pérdidas de calor por conducción:**

$$q = U \cdot A \cdot \Delta T$$

- Paredes:

$$q = 0.68 \cdot 4.4 \cdot (37 - 18) \cdot (24 \cdot 60 \cdot 60) = 4.91 \cdot 10^6 J/d$$

- Solera:

$$q = 0.85 \cdot 3.28 \cdot (37 - 15) \cdot (24 \cdot 60 \cdot 60) = 4.24 \cdot 10^6 J/d$$

- **Cubierta:**

$$q = 0.91 \cdot 3.14 \cdot (37 - 20) \cdot (24 \cdot 60 \cdot 60) = 3.14 \cdot 10^6 \text{ J/d}$$

- **Pérdidas de calor totales:**

$$q = (4.91 + 4.24 + 3.14) \cdot 10^6 = 12.29 \cdot 10^6 \text{ J/d}$$

➤ **Capacidad necesaria del intercambiador de calor:**

$$\text{Capacidad} = \text{Calor necesaria para calentar la disolución} + \text{pérdidas de calor} = (14.57 + 12.29) \cdot 10^6 = \mathbf{26.86 \cdot 10^6 \text{ J/d} = 310.88 \text{ W}}$$

El intercambiador de calor que se va a emplear en este caso es de tipo tubular de la casa "Secespol, tipo B130", tiene una superficie de intercambio de 0,23 m², una potencia máxima de 710 W, un peso de 3,3 kg y su coste es de 1550€:



Fig.43: Intercambiador de calor tubular

Al intercambiador de calor le entrará como fluido caliente agua a 75°C impulsada a través de una bomba centrífuga. El caudal de agua necesario para calentar los fangos hasta la temperatura deseada será de 69,61 Kg/d (0,048 L/min), que será el caudal que entrará al intercambiador, el cual está dentro del rango de especificaciones del intercambiador elegido. La temperatura del agua a la salida del intercambiador será de 50°C.

4.2.5. Válvulas de paso

En la planta piloto diseñada hay numerosas válvulas de paso con el fin de facilitar el desmontaje de dicha planta, la limpieza de la misma, el reemplazamiento de equipos cuando sea necesario, etc.

Las válvulas que se van a emplear son válvulas de bola hidráulicas de montaje en línea de la casa "RS components, válvulas de bola hidráulicas", su coste es de 18.11€, tienen un tamaño de rosca de 1,27 cm y se pueden encontrar en el siguiente enlace:



Fig.44: Válvula de bola hidráulica

5. Estudio económico

A continuación se determinarán los costes de la planta piloto diseñada, concretamente los costes de construcción incluyendo cada uno de los equipos necesarios, los costes de desarrollo del proyecto y los costes de la energía empleada para calentar la disolución y compensar las pérdidas de calor. Al tratarse de una planta piloto, hay muchos costes que no se tienen en cuenta como son los costes administrativos, de contratación, de supervisión de la construcción, etc. Por ese mismo motivo, para este diseño no será necesario pedir un préstamo, ya que el capital inicial que habrá que invertir será muy bajo.

5.1. Costes de construcción

Los costes de construcción son aquellos costes relacionados con el material y los equipos que componen la planta piloto, es el capital inicial que habrá que invertir para el montaje de la planta. En este apartado también se incluirán los costes del desarrollo del proyecto. En la tabla que se muestra a continuación (Tabla 17) se describen los equipos empleados y sus respectivos costes:

Tabla 17: Costes de construcción

| COSTES DE CONSTRUCCIÓN | |
|---|----------------|
| DESARROLLO DEL PROYECTO | |
| Número de horas empleadas (horas) | 120 |
| Precio ingeniero (€/h) | 35 |
| Coste total desarrollo del proyecto (€) | 4200 |
| TANQUE DE ALMACENAMIENTO | |
| Número de tanques empleado | 1 |
| Coste de un tanque (€) | 38 |
| Coste total de los tanques (€) | 38 |
| BOMBAS CENTRÍFUGAS | |
| Número de bombas empleadas | 4 |
| Coste de una bomba centrífuga (€) | 168.73 |
| Coste total de las bombas (€) | 674,92 |
| VÁLVULAS DE BOLA | |
| Número de válvulas empleadas | 13 |
| Coste de una válvula (€) | 18.11 |
| Coste total de las válvulas (€) | 235,43 |
| TUBERÍAS | |
| Coste total de tuberías (€) | 80 |
| INTERCAMBIADOR DE CALOR | |
| Número de intercambiadores empleados | 1 |
| Coste de un intercambiador (€) | 1550 |
| Coste total de los intercambiadores (€) | 1550 |
| REACTOR | |
| Número de reactores | 1 |
| Coste de un reactor (€) | 2484 |
| Coste total de reactores (€) | 2484 |
| COSTE TOTAL DE CONSTRUCCIÓN (€) | 9262,35 |

Como se puede observar en la tabla anterior, el capital inicial a invertir es muy bajo, por lo que se considera que no hay necesidad de pedir préstamo.

5.2. Costes energéticos

Para calentar la disolución hasta que alcance la temperatura del interior del reactor se utiliza un intercambiador de calor en el que como fluido caliente se emplea agua a 75 °C que ha sido calentada previamente, el consumo de calentar dicha agua formará parte de los costes energéticos. También se consume energía por parte de las bombas centrífugas. En la siguiente tabla (Tabla 18) se muestran los parámetros necesarios para determinar los costes energéticos:

Tabla 18: Costes energéticos

| COSTES ENERGÉTICOS | |
|--|--------------|
| Coste de la potencia (€/kWh) | 0,121 |
| Consumo energético diario de las bombas (kWh/día) | 1,224 |
| Consumo energético anual de la bombas (kWh/año) | 446,76 |
| Consumo energético total para el calentamiento de fangos (kWh/m ³) | 20,236 |
| Volumen anual de agua tratada (m ³ /año) | 73 |
| Coste total anual de energía (€/año) | 232,8 |

Como se puede observar, al tratarse de una planta piloto pequeña, los costes energéticos anuales son muy reducidos. El coste energético de tratar 1 m³ de fango es 2,45 €/ m³.

6. Conclusión

Como se ha podido observar durante el desarrollo del trabajo, el modelo matemático ADM1 ha simulado el proceso de la digestión anaerobia representando cada una de las fases que tienen lugar. El modelo ha sido implantado mediante el programa matemático Matlab en el que se han detallado las diferentes ecuaciones de diseño y los parámetros necesarios para su correcta simulación.

Con la información proporcionada por la simulación se ha podido obtener el volumen y las dimensiones del reactor anaerobio y se ha podido desarrollar su diseño y el del resto de los equipos que compondrán la planta piloto encargada del tratamiento de fangos. Se han realizado planos en los que se puede observar toda la distribución de la planta piloto, y también se ha llevado a cabo un estudio económico para calcular los costes de construcción y los costes energéticos. Los costes energéticos se centran fundamentalmente en el consumo eléctrico que supone el calentamiento de agua a 75°C para calentar la disolución de fangos hasta alcanzar la temperatura del interior del reactor.

Con toda la información proporcionada, se podría instalar la planta piloto diseñada en una Estación Depuradora de Aguas Residuales (EDAR) para estudiar la instalación de un tratamiento de fangos anaerobio mesófilo.

7. Bibliografía

- Agro Waste (2013). “Digestión Anaerobia” <<http://www.agrowaste.eu/wp-content/uploads/2013/02/DIGESTION-ANAEROBIA.pdf>> [Consulta: 6 de junio de 2017]
- Assainissement Technique International, S.L. *Depósitos prefabricados*. <<http://www.ati-in.com/es/product/glass-fused-steel/>> [Consulta: 13 de junio de 2017]
- Andrews J.F. (2005). *Dynamic model of the anaerobic digestion process*. J. San. Eng. Div. Proc. Am. Soc. Civ. Eng. SA 1, 95-116. [Consulta: 17 de junio de 2017]
- Angelidaki I., Ellegaard L. y Ahring B. (1993). *A mathematical model for dynamic simulation of anaerobic digestion of complex substrates: focusing on ammonia inhibition*. Biotech. Bioeng. 42, 159-166. [Consulta: 21 de junio de 2017]
- Advanced Mineral Processing S.L. <<http://www.ampmineral.com/cu/digestor/digestor-anaerobio.php>> [Consulta: 30 de junio de 2017]
- Anaerobic Biological Wastewater Treatment. <<https://emis.vito.be/en/techniekfiche/anaerobic-biological-wastewater-treatment>> [Consulta: 14 de julio de 2017]
- Batstone D.J., Keller J., Angelidaki I, Kalyuzhnyi S.V., Pavlovstathis S.G., Rozzi A., Sanders W.T.M., Siegrist H. y Vavilin V.A.(2002). *Anaerobic Digestion Model No. 1*. Scientifically and Technical Report No. 13. IWA Publishing. [Consulta: 17 de junio de 2017]
- Biogás AD3Energy <<http://www.ad3energy.com/biogas/digestion-anaerobia/>> [Consulta: 30 de junio de 2017]
- Biodisol. <<http://www.biodisol.com/que-es-el-biogas-digestion-anaerobia-caracteristicas-y-usos-del-biogas/digestion-anaerobia-proceso-de-produccion-de-biogas-biocombustibles-energias-renovables/>> [Consulta: 19 de julio de 2017]
- Carlos Augusto de Lemos Chernicharo (2007). *Anaerobic Reactors*. Editoriales Varias. [Consulta: 19 de junio de 2017]

- Dr. Pedro F. Mateos. *Crecimiento microbiano*.
< <http://webcd.usal.es/Web/educativo/micro2/tema07.html> > [Consulta: 31 de mayo de 2017]
- Del Real Olvera, J., Prieto García, F., Santos López, E., Román Gutiérrez, A. y Gordillo Martínez, A (2008). “Simulación matemática de un digestor anaerobio tipo tanque agitado para el tratamiento de vertidos residuales”. *Rev. Int. Contam. Ambient.* 25 (1) 33-41, 2009.
<<http://www.scielo.org.mx/pdf/rica/v25n1/v25n1a4.pdf> > [Consulta: 3 de junio de 2017]
- D.J. Batstone, J. Keller*, I. Angelidaki, S.V. Kalyuzhnyi, S.G. Pavlostathis, A. Rozzi, W.T.M. Sanders, H. Siegrist and V.A. Vavilin. “The IWA Anaerobic Digestion Model No 1 (ADM1)” *Water Science and Technology Vol 45 No 10 pp 65–73 © IWAPublishing 2002*. [Consulta: 3 de junio de 2017]
- Dezhou Huili Water Tank Co., Ltd. *Stainless Steel wáter tank*.
<<http://www.huiligroup.cn/en//content/?601.html>> [Consulta: 13 de junio de 2017]
- Deshou Huili Water Tank Co., Ltd. *Stainless Steel wáter tank*.
< <http://www.huiligroup.cn/en//content/?601.html> > [Consulta: 11 de julio de 2017]
- “Digestión Anaerobia de Fangos”. *Diseño de EDAR Convencional*.
<http://aula.aguapedia.org/pluginfile.php/11772/mod_resource/content/0/Digestionanaerobia.edar.pdf > [Consulta: 14 de julio de 2017]
- Ensinger,SA. *Ventajas y desventajas de los plásticos*.
<<http://www.ensinger.es/es/informacion-tecnica/ventajas-y-desventajas-de-los-plasticos/>> [Consulta: 8 de junio de 2017]
- Flottweg. *Deshidratación y espesamiento de lodos residuales en depuradoras*.
<<https://www.flottweg.com/es/aplicaciones/aguas-residuales-urbanas/deshidratacion-y-espesamiento-de-aguas-residuales/> > [Consulta: 15 de junio de 2017]
- Hylary Quistián García. *Microbiología*.
<<http://microbiologia3bequipo5.blogspot.com.es/2014/10/curva-del-crecimiento.html>> [Consulta: 31 de mayo de 2017]
- Hill D.T. y Barth C.L. (1977). *A dynamic model for simulation of animal waste digestion*. *J. Wat. Pollut. Control Fed.* 10, 2119-2143. [Consulta: 3 de julio de 2017]

- Janke, L., Leite, A., Batista, K., Weinrich, S., Sträuber, H., Nikolausz, M., Nelles, M. y Stinner, W (2015). "Optimization of hydrolysis and volatile fatty acids production from sugarcane filter cake: Effects of urea supplementation and sodium hydroxide pretreatment". *Bioresource Technology*. [Consulta: 16 de junio de 2017]
- J Environ Health Sci Eng (2014). *Simulation of anaerobic processes using stochastic algorithm*. < <https://www.ncbi.nlm.nih.gov/pmc/articles/PMC4169224/> > [Consulta: 8 de julio de 2017]
- Kalyuzhnyi, S (2002). "Anaerobic digestión model No 1 (ADM1)". *Water Science Technology Vol 45 No 10 pp 65 – 73*. <https://www.researchgate.net/publication/11198259_Anaerobic_digestion_model_No_1_ADM1> [Consulta: 5 de junio de 2017]
- Kleyder E. Ramírez P. (2013) "Biorreactores y la clasificación de los sistemas de reactores biológicos" <<http://biorreactoresbiologicos.blogspot.com.es/2013/11/reactores-anaerobios-tipos-y.html>> [Consulta: 5 de junio de 2017]
- Lorenzo, Y. y Rojas, L (2010). "Tratamiento de residuales anaeróbico. Aspectos constructivos y de diseño" Instituto Cubano Sobre los Derivados de la Caña de Azúcar, vol 43. < <http://www.redalyc.org/articulo.oa?id=223120681003> > [Consulta: 3 de junio de 2017]
- Lorenzo Acosta, Yaniris; Obaya Abreu, Ma Cristina. "La digestión anaerobia. Aspectos teóricos". *Parte I ICIDCA. Sobre los Derivados de la Caña de Azúcar, vol. XXXIX, núm. 1, 2005, pp. 35-48 Instituto Cubano de Investigaciones de los Derivados de la Caña de Azúcar Ciudad de La Habana, Cuba*. < <http://www.redalyc.org/pdf/2231/223120659006.pdf> > [Consulta: 22 de junio de 2017]
- Metcalf & Eddy (1995). *Ingeniería de Aguas Residuales, Tercera Edición*. Madrid: S.A. McGraw-Hill/Interamericana de España. [Consulta: 1 de junio de 2017]
- Ministerio de Medio Ambiente y Medio Rural y Marino (2009). "Caracterización de los lodos de depuradoras generados en España". *Calidad y evaluación ambiental*. <[http://www.mapama.gob.es/es/calidad-y-evaluacion-ambiental/temas/prevencion-y-gestion-residuos/Caracterizaci%C3%B3n_de_los_lodos_de_depuradoras_generados_en_Espa%C3%B1a_\(NIPO_770-10-256-5\)_tcm7-183315.pdf](http://www.mapama.gob.es/es/calidad-y-evaluacion-ambiental/temas/prevencion-y-gestion-residuos/Caracterizaci%C3%B3n_de_los_lodos_de_depuradoras_generados_en_Espa%C3%B1a_(NIPO_770-10-256-5)_tcm7-183315.pdf)> [Consulta: 3 de Junio de 2017]

- Ministerio de Industria, Turismo y Comercio (2007). “Biomasa: Digestores anaerobios”. *Energías Renovables*.
<http://www.idae.es/uploads/documentos/documentos_10737_Biomasa_digestores_07_a996b846.pdf> [Consulta: 5 de junio de 2017]
- Mendes, C., Esquerre, K. y Matos Queiroz, Luciano (2014). “Application of Anaerobic Digestion Model No. 1 for simulating anaerobic mesophilic sludge digestion”. *Waste Management*. [Consulta: 20 de julio de 2017]
- Parra Huertas, R (2015). “Digestión anaeróbica: mecanismos biotecnológicos en el tratamiento de aguas residuales y su aplicación en la industria alimentaria”. *Rev. P+L vol.10 no.2 Caldas July/Dec. 2015*.
<http://www.scielo.org.co/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S1909-04552015000200014#t2> [Consulta: 13 de junio de 2017]
- Permastore (2016). “Soluciones Mundiales de Almacenamiento”
<http://usa.permastore.com/wpcontent/themes/permastore/pdf/Spanish_Ind_Brochure.pdf> [Consulta: 16 de julio de 2017]
- Petroquim. *Beneficios del plástico*. <<http://www.petroquim.cl/beneficios-del-plastico/>> [Consulta: 19 de julio de 2017]
- RS Components. *Bomba centrífuga Xylem Flojet acoplamiento magnético, 14 L/min, 230 V*.
<<http://es.rs-online.com/web/p/bombas-de-centrifugado/0266979/>> [Consulta: 11 de julio de 2017]
- RS Components. *Válvula de bola hidráulica de montaje en línea RS Pro, Zinc y Acero Pasivado G 1/2*. <<http://es.rs-online.com/web/p/valvulas-de-bola-hidraulicas-montaje-en-linea/2975849/>> [Consulta: 17 de julio de 2017]
- Secespol. *Intercambiadores de calor*.
<<http://www.secespol.com/es/productos/intercambiadores-de-calor/carcasa-y-tubo/had.html>> [Consulta: 21 de julio de 2017]
- Selectra. *Precio del kWh*. <<http://tarifasgasluz.com/faq/precio-kwh#para-potencias-electricas-menores-10-kw>> [Consulta: 14 de julio de 2017]
- TodoContenedores. *Bidón 220 Litros Cierre Fleje Estándar*.
<<http://www.todocontenedores.com/producto/bidon-220-litros-cierre-fleje-standar.html>> [Consulta: 10 de julio de 2017]

- Weinrich, S. y Nelles, M (2014). “Critical comparison of different model structures for the applied simulation of the anaerobic digestion of agricultural energy crops”. *Bioresource Technology*. [Consulta: 13 de junio de 2017]

8. Anexos

En este apartado se van a incluir los ficheros (Scripts) del programa matemático Matlab que se han empleado para llevar a cabo la simulación de la digestión anaerobia:

Fichero de datos

```
%% DATOS

%% Parámetros estequiométricos

fsI_xc=0.1;
fxI_xc=0.2;
fch_xc=0.2;
fpr_xc=0.2;
fli_xc=0.3;
ffa_li=0.95;
fva_aa=0.23;
fbu_su=0.13;
fbu_aa=0.26;
fpro_su=0.27;
fpro_aa=0.05;
fac_su=0.41;
fac_aa=0.4;
fh2_su=0.19;
fh2_aa=0.06;

Nbac=0.08;      % kgN/kgDQO
Naa=0.098;     % kgN/kgDQO

Ysu=0.1;       % kgDQO/kgDQOs
Yaa=0.08;     % kgDQO/kgDQOs
Yfa=0.06;     % kgDQO/kgDQOs
Yc4=0.06;     % kgDQO/kgDQOs
Ypro=0.04;    % kgDQO/kgDQOs
Yac=0.05;    % kgDQO/kgDQOs
Yh2=0.06;    % kgDQO/kgDQOs

%% Parámetros bioquímicos

kdis=0.5;      % d-1
khyd_ch=10;    % d-1
khyd_pr=10;    % d-1
khyd_li=10;    % d-1
km_su=30;     % d-1
km_aa=50;     % d-1
km_fa=6;      % d-1
```

```

km_c4=20;           % d^-1
km_pro=13;          % d^-1
km_ac=8;            % d^-1
km_h2=35;           % d^-1
kdec_Xsu=0.02;     % d^-1
kdec_Xaa=0.02;     % d^-1
kdec_Xfa=0.02;     % d^-1
kdec_Xc4=0.02;     % d^-1
kdec_Xpro=0.02;    % d^-1
kdec_Xac=0.02;     % d^-1
kdec_Xh2=0.02;     % d^-1

KS_su=0.5;          % kgDQO/m3
KS_aa=0.3;          % kgDQO/m3
KS_fa=0.4;          % kgDQO/m3
KS_c4=0.2;          % kgDQO/m3
KS_pro=0.1;         % kgDQO/m3
KS_ac=0.15;         % kgDQO/m3
KS_h2=7e-6;         % kgDQO/m3
KI_h2_fa=5e-6;     % kgDQO/m3
KI_h2_c4=1e-5;     % kgDQO/m3
KI_h2_pro=3.5e-6;  % kgDQO/m3
KI_nh3=0.0018;     % kgDQO/m3
KS_IN=1e-4;         % kgDQO/m3

pH=7;
pHUL_aa=5.5;
pHLL_aa=4;
pHUL_ac=7;
pHLL_ac=6;
pHUL_h2=6;
pHLL_h2=5;

%% Condiciones iniciales

Ssu0=0.01;          % kgDQO/m3
Saa0=0.001;         % kgDQO/m3
Sfa0=0.001;         % kgDQO/m3
Sva0=0.001;         % kgDQO/m3
Sbu0=0.001;         % kgDQO/m3
Spro0=0.001;        % kgDQO/m3
Sac0=0.001;         % kgDQO/m3
Sh20=1e-8;          % kgDQO/m3
Sch40=1e-5;         % kgDQO/m3
SIN0=0.14;          % kgN/m3
SI0=0.02;           % kgDQO/m3

Xc0=2;              % kgDQO/m3
Xch0=5;              % kgDQO/m3
Xpr0=20;             % kgDQO/m3
Xli0=5;              % kgDQO/m3
Xsu0=0.01;           % kgDQO/m3
Xaa0=0.01;           % kgDQO/m3
Xfa0=0.01;           % kgDQO/m3
Xc40=0.01;           % kgDQO/m3
Xpro0=0.01;          % kgDQO/m3
Xac0=0.01;           % kgDQO/m3
Xh20=0.01;          % kgDQO/m3

```

```

XI0=25;           % kgDQO/m3

Snh3=0.0574;     % kgN/m3
TRH=5;           % dias  %Q/V=1/TRH

tmax=25;         % dias

```

Fichero del sistema de ecuaciones diferenciales

```

% Sistema de ecuaciones

% (C) 2016 Salvador C. Cardona

function dYdX=EDOs_16_17(X,Y,param)

% Automatically extract parameters from param structure

nombres_variables=fieldnames(param);
longitud_param=length(nombres_variables);
for i=1:longitud_param
    eval([nombres_variables{i}, '=param.', nombres_variables{i}, ';' ]);
end

% Assign generic independent variable X to the particular one

t=X;

% Assign generic dependent variables Y to the particular ones

Ssu=Y(1);
Saa=Y(2);
Sfa=Y(3);
Sva=Y(4);
Sbu=Y(5);
Spro=Y(6);
Sac=Y(7);
Sh2=Y(8);
Sch4=Y(9);
SIN=Y(10);
SI=Y(11);

Xc=Y(12);
Xch=Y(13);
Xpr=Y(14);
Xli=Y(15);
Xsu=Y(16);
Xaa=Y(17);
Xfa=Y(18);
Xc4=Y(19);
Xpro=Y(20);
Xac=Y(21);
Xh2=Y(22);
XI=Y(23);

```

```

%% Define additional variables for writting the ODE system more easily

% Ecuaciones de inhibición

Ih2_fa=1/(1+(Sh2/KI_h2_fa));
Ih2_c4=1/(1+(Sh2/KI_h2_c4));
Ih2_pro=1/(1+(Sh2/KI_h2_pro));
Inh3=1/(1+(Snh3/KI_nh3));
IIN_lim=1/(1+(KS_IN/SIN));

if pH<pHUL_aa
    IpH_aa=exp(-3*((pH-pHUL_aa)/(pHUL_aa-pHLL_aa))^2);
else
    IpH_aa=1;
end

if pH<pHUL_ac
    IpH_ac=exp(-3*((pH-pHUL_ac)/(pHUL_ac-pHLL_ac))^2);
else
    IpH_ac=1;
end

if pH<pHUL_h2
    IpH_h2=exp(-3*((pH-pHUL_h2)/(pHUL_h2-pHLL_h2))^2);
else
    IpH_h2=1;
end

I5=IpH_aa*IIN_lim;
I6=IpH_aa*IIN_lim;
I7=IpH_aa*IIN_lim*Ih2_fa;
I8=IpH_aa*IIN_lim*Ih2_c4;
I9=IpH_aa*IIN_lim*Ih2_c4;
I10=IpH_aa*IIN_lim*Ih2_pro;
I11=IpH_ac*IIN_lim*Inh3;
I12=IpH_h2*IIN_lim;

% Velocidades de proceso

ro1=kdis*Xc;
ro2=khyd_ch*Xch;
ro3=khyd_pr*Xpr;
ro4=khyd_li*Xli;
ro5=km_su*(Ssu/(KS_su+Ssu))*Xsu*I5;
ro6=km_aa*(Saa/(KS_aa+Saa))*Xaa*I6;
ro7=km_fa*(Sfa/(KS_fa+Sfa))*Xfa*I7;
ro8=km_c4*(Sva/(KS_c4+Sva))*Xc4*(Sva/(Sbu+Sva+1e-6))*I8;
ro9=km_c4*(Sbu/(KS_c4+Sbu))*Xc4*(Sbu/(Sbu+Sva+1e-6))*I9;
ro10=km_pro*(Spro/(KS_pro+Spro))*Xpro*I10;
ro11=km_ac*(Sac/(KS_ac+Sac))*Xac*I11;
ro12=km_h2*(Sh2/(KS_h2+Sh2))*Xh2*I12;
ro13=kdec_Xsu*Xsu;
ro14=kdec_Xaa*Xaa;
ro15=kdec_Xfa*Xfa;
ro16=kdec_Xc4*Xc4;
ro17=kdec_Xpro*Xpro;
ro18=kdec_Xac*Xac;
ro19=kdec_Xh2*Xh2;

```

```

%% Write the ODE system

dSsudt=(Ssu0-Ssu)*1/TRH+ro2+(1-ffa_li)*ro4-ro5;
dSaadt=(Saa0-Saa)*1/TRH+ro3-ro6;
dSfadt=(Sfa0-Sfa)*1/TRH+(1-ffa_li)*ro4-ro7;
dSvadt=(Sva0-Sva)*1/TRH+(1-Yaa)*fva_aa*ro6-ro8;
dSbudt=(Sbu0-Sbu)*1/TRH+(1-Ysu)*fbu_su*ro5+(1-Yaa)*fbu_aa*ro6-ro9;
dSprodt=(Spro0-Spro)*1/TRH+(1-Ysu)*fpro_su*ro5+(1-Yaa)*fpro_aa*ro6+(1-
Yc4)*0.54*ro8-ro10;
dSacdt=(Sac0-Sac)*1/TRH+(1-Ysu)*fac_su*ro5+(1-Yaa)*fac_aa*ro6+(1-
Yc4)*0.31*ro8+(1-Ypro)*0.57*ro10+(1-Yc4)*0.8*ro9-ro11;
dSh2dt=(Sh20-Sh2)*1/TRH+(1-Ysu)*fh2_su*ro5+(1-Yaa)*fh2_aa*ro6+(1-
Yfa)*0.3*ro7+(1-Yc4)*0.15*ro8+(1-Yc4)*0.2*ro9+(1-Ypro)*0.43*ro10-ro12;
dSch4dt=(Sch40-Sch4)*1/TRH+(1-Yac)*ro11+(1-Yh2)*ro12;
dSINDt=(SIN0-SIN)*1/TRH-Ysu*Nbac*ro5+(Naa-Yaa*Nbac)*ro6-Yfa*Nbac*ro7-
Yc4*Nbac*ro8-Yc4*Nbac*ro9-Ypro*Nbac*ro10-Yac*Nbac*ro11-Yh2*Nbac*ro12;
dSIIdt=(SI0-SI)*1/TRH+(1-fsI_xc)*ro1;

dXcdt=(Xc0-Xc)*1/TRH-ro1+ro13+ro14+ro15+ro16+ro17+ro18+ro19;
dXchdt=(Xch0-Xch)*1/TRH+fch_xc*ro1-ro2;
dXprdt=(Xpr0-Xpr)*1/TRH+fpr_xc*ro1-ro3;
dXlIdt=(Xli0-Xli)*1/TRH+fli_xc*ro1-ro4;
dXsudt=(Xsu0-Xsu)*1/TRH+Ysu*ro5-ro13;
dXaadt=(Xaa0-Xaa)*1/TRH+Yaa*ro6-ro14;
dXfadt=(Xfa0-Xfa)*1/TRH+Yfa*ro7-ro15;
dXc4dt=(Xc40-Xc4)*1/TRH+Yc4*ro8+Yc4*ro9-ro16;
dXprodt=(Xpro0-Xpro)*1/TRH+Ypro*ro10-ro17;
dXacdt=(Xac0-Xac)*1/TRH+Yac*ro11-ro18;
dXh2dt=(Xh20-Xh2)*1/TRH+Yh2*ro12-ro19;
dXIIdt=(XI0-XI)*1/TRH+fxI_xc*ro1;

%% Assign particular ODE left hand side to the generic dYdX (vector
column)

dYdX=[dSsudt;dSaadt;dSfadt;dSvadt;dSbudt;dSprodt;dSacdt;dSh2dt;dSch4dt
;dSINDt;dSIIdt;dXcdt;dXchdt;dXprdt;dXlIdt;dXsudt;dXaadt;dXfadt;dXc4dt;d
Xprodt;dXacdt;dXh2dt;dXIIdt];

end

```

Fichero principal

```
% Fichero principal

% (C) 2016 Salvador C. Cardona

% Explain what this file does

clc
clear all
close all

disp(' ');
disp('*****');
disp('* REACTOR ANAEROBIO *');
disp('*****');

%% DATA READ AND ACQUISITION

% Read data file and automatically create param structure.

Datos

variables_workspace=whos;
num_variables=length(variables_workspace);
for i=1:num_variables

eval(['param.',variables_workspace(i).name,'=',variables_workspace(i).
name, ';']);
end

%% DEFINE ADDITIONAL NEEDED FUNCTIONS

% Define additional functions needed for ODE's system solving

%% ODE SYSTEM SOLVING

% Initial conditions for ODE system. Assign the particular initial
% conditions to the generic initial conditions Y0

Y0=[Ssu0,Saa0,Sfa0,Sva0,Sbu0,Spro0,Sac0,Sh20,Sch40,SIN0,SI0,Xc0,Xch0,X
pr0,Xli0,Xsu0,Xaa0,Xfa0,Xc40,Xpro0,Xac0,Xh20,XI0];

% Define the generic integration interval Xspan=[Xmin Xmax].
% Other option is Xspan=[Xmin X1 X2 ... Xmax]

Xspan=[0 tmax];

% Identify the ODE system to solve

odefun=@(X,Y) EDOS_16_17(X,Y,param);

% Solve the ODE system and assign the results to the particular
dependent
% variables. By default MaxStep=(Xspan(end)-Xspan(0))/10.
```

```

opciones=odeset('RelTol',1e-8,'AbsTol',1e-8,'Refine',10,'MaxStep',[]);
[Xsim,Ysim]=ode15s(odefun,Xspan,Y0,opciones);

tsim=Xsim;

Ssusim=Ysim(:,1);
Saasim=Ysim(:,2);
Sfasim=Ysim(:,3);
Svasim=Ysim(:,4);
Sbusim=Ysim(:,5);
Sprosim=Ysim(:,6);
Sacsim=Ysim(:,7);
Sh2sim=Ysim(:,8);
Sch4sim=Ysim(:,9);
SINsim=Ysim(:,10);
SIsim=Ysim(:,11);

Xcsim=Ysim(:,12);
Xchsim=Ysim(:,13);
Xprsim=Ysim(:,14);
Xlism=Ysim(:,15);
Xsusim=Ysim(:,16);
Xaasim=Ysim(:,17);
Xfasim=Ysim(:,18);
Xc4sim=Ysim(:,19);
Xprosim=Ysim(:,20);
Xacsim=Ysim(:,21);
Xh2sim=Ysim(:,22);
XIsim=Ysim(:,23);

%% ADDITIONAL DATA MANIPULATION

% Additional variables are calculated or save data to an ASCII file.

%% PLOT VARIABLES

figure(1)
plot(tsim,Ssusim);
xlabel('tiempo (dias)')
ylabel('Ssu (kg/m3)')
legend('Monosacaridos')

figure(2)
plot(tsim,Saasim);
xlabel('tiempo (dias)')
ylabel('Saa (kg/m3)')
legend('Aminoácidos')

figure(3)
plot(tsim,Sfasim);
xlabel('tiempo (dias)')
ylabel('Sfa (kg/m3)')
legend('Ácidos grasos de cadena larga')

figure(4)
plot(tsim,Svasim);

```

```

xlabel ('tiempo (dias)')
ylabel ('Sva (kg/m3)')
legend ('Valerato')

figure(5)
plot(tsim,Sbusim);
xlabel ('tiempo (dias)')
ylabel ('Sbu (kg/m3)')
legend ('Butirato')

figure(6)
plot(tsim,Sprosim);
xlabel ('tiempo (dias)')
ylabel ('Spro (kg/m3)')
legend ('Propianato')
figure(7)
plot(tsim,Sacsim);
xlabel ('tiempo (dias)')
ylabel ('Sac (kg/m3)')
legend ('Acetato')

figure(8)
plot(tsim,Sh2sim);
xlabel ('tiempo (dias)')
ylabel ('Sh2 (kg/m3)')
legend ('Hidrógeno gas')

figure(9)
plot(tsim,Sch4sim);
xlabel ('tiempo (dias)')
ylabel ('Sch4 (kg/m3)')
legend ('Metano gas')

figure(10)
plot(tsim,SINsim);
xlabel ('tiempo (dias)')
ylabel ('SIN (kg/m3)')
legend ('Nitrógeno inorgánico')

figure(11)
plot(tsim,SIsim);
xlabel ('tiempo (dias)')
ylabel ('SI (kg/m3)')
legend ('Inertes')

figure(12)
plot(tsim,Xcsim);
xlabel ('tiempo (dias)')
ylabel ('Xc (kg/m3)')
legend ('Sustratos compuestos')

figure(13)
plot(tsim,Xchsim);
xlabel ('tiempo (dias)')
ylabel ('Xch (kg/m3)')
legend ('Carbohidratos')

figure(14)
plot(tsim,Xprsim);
xlabel ('tiempo (dias)')

```

```
ylabel ('Xpr (kg/m3)')  
legend ('Proteínas')
```

```
figure(15)  
plot(tsim,Xlisim);  
xlabel ('tiempo (dias)')  
ylabel ('Xli (kg/m3)')  
legend ('Lípidos')
```

```
figure(16)  
plot(tsim,Xsusim);  
xlabel ('tiempo (dias)')  
ylabel ('Xsu (kg/m3)')  
legend ('Consumidores de azúcar')
```

```
figure(17)  
plot(tsim,Xaasim);  
xlabel ('tiempo (dias)')  
ylabel ('Xaa (kg/m3)')  
legend ('Consumidores de aminoácidos')
```

```
figure(18)  
plot(tsim,Xfasim);  
xlabel ('tiempo (dias)')  
ylabel ('Xfa (kg/m3)')  
legend ('Consumidores de ácidos grasos de cadena larga')
```

```
figure(19)  
plot(tsim,Xc4sim);  
xlabel ('tiempo (dias)')  
ylabel ('Xc4 (kg/m3)')  
legend ('Consumidores de valerato y butirato')
```

```
figure(20)  
plot(tsim,Xprosim);  
xlabel ('tiempo (dias)')  
ylabel ('Xpro (kg/m3)')  
legend ('Consumidores de propianato')
```

```
figure(21)  
plot(tsim,Xacsim);  
xlabel ('tiempo (dias)')  
ylabel ('Xac (kg/m3)')  
legend ('Consumidores de acetato')
```

```
figure(22)  
plot(tsim,Xh2sim);  
xlabel ('tiempo (dias)')  
ylabel ('Xh2 (kg/m3)')  
legend ('Consumidores de hidrógeno')
```

```
figure(23)  
plot(tsim,XIsim);  
xlabel ('tiempo (dias)')  
ylabel ('XI (kg/m3)')  
legend ('Partículas inertes')
```