

DISEÑO DE UNA PLANTA PILOTO PARA PRODUCCIÓN DE BIOGÁS A PARTIR
DE BAGAZO DE FIQUE

DALLY ESPERANZA LISEIDY GÁFARO ÁLVAREZ

KARLA DAYANA GUERRERO GRANADOS

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA
2012

DISEÑO DE UNA PLANTA PILOTO PARA PRODUCCIÓN DE BIOGÁS A PARTIR
DE BAGAZO DE FIQUE

DALLY ESPERANZA LISEIDY GÁFARO ÁLVAREZ

KARLA DAYANA GUERRERO GRANADOS

Proyecto de grado para optar al título de
Ingeniero Químico

Director

Humberto Escalante Hernández

Ing. Químico Ph. D.

Co-director

Liliana del Pilar Castro Molano

Ing. Químico Ph. D.

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA
2012

DEDICATORIA

A Dios por indicarme siempre el camino correcto a seguir. Por darme valor, fuerza y perseverancia en los momentos difíciles de la vida y nunca dejarme desfallecer.

A mis padres por su inagotable amor, apoyo incondicional y comprensión. Por compartir conmigo cada etapa de mi vida, por corregirme y enseñarme a dar siempre lo mejor de mí. Gracias...este triunfo se los debo a ustedes. ¡Los amo!

A mis hermanos por su ejemplo de excelencia y perseverancia.

A Daniel por ser mi confidente, por darme su amor y apoyo incondicional

A mis sobrinos por su compañía, cariño y alegría

Dally Esperanza Gáfaró Álvarez

DEDICATORIA

A Dios por ser mi guía en el camino de la vida.

A mis padres Edgar y Teresa, por su amor, apoyo incondicional en todas las etapas de mi vida y por su confianza en mí.

A mi nonis Eloisa por su dedicación y cuidados durante toda mi vida.

A mi hermano José David por su compañía y cariño.

A Omar por su amor y apoyo durante toda mi carrera.

A todos mis familiares y amigos por el apoyo, consejos y comprensión que me brindan siempre.

Karla Dayana Guerrero Granados

AGRADECIMIENTOS

Al Departamento de Ciencia y Tecnología Colciencias y al Ministerio de Agricultura y Desarrollo Rural por el apoyo económico recibido a través de este proyecto.

Al Laboratorio de Biotecnología y su personal por su apoyo institucional y financiero.

Al Dr. Humberto Escalante, director de este proyecto, por su confianza y apoyo.

Al técnico del Laboratorio de Planta de aceros de la Escuela de Ingeniería Metalúrgica; Ambrosio Carrillo Carrillo por su colaboración incondicional y cooperación con los equipos.

Al señor Luis Arturo Moreno por su colaboración en el diseño y construcción de los equipos usados.

A los señores Libardo Acosta y Luis Pinto por su hospitalidad, diligencia y colaboración en enseñarnos el proceso del cultivo y beneficio del fique.

A los compañeros del laboratorio que con su compañía y apoyo, hicieron de este proyecto una experiencia amena y enriquecedora.

TABLA DE CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN.....	17
1. METODOLOGÍA.....	23
1.1. ESTUDIO EXPERIMENTAL DE LA OPERACIÓN EN CONTINUO PARA LA DA DE BF.....	23
1.2. ESTUDIO TÉCNICO DEL DISEÑO DE UNA PLANTA PILOTO PARA LA PRODUCCIÓN DE BIOGÁS A PARTIR DE BF.....	26
1.2.1 Localización de la Planta.....	27
1.2.2 Dimensionamiento de la Planta.....	27
2. RESULTADOS Y ANÁLISIS.....	28
2.1 EVOLUCIÓN DEL PH Y AT DURANTE LA DA.....	28
2.2. EVOLUCIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE ART Y AGV DURANTE LA DA...30	30
2.3. BIOGÁS PRODUCIDO DURANTE LA DA DEL BF.....	31
2.4 PORCENTAJE DE REMOCIÓN DE SV Y ST.....	32
2.5. DINÁMICA DEL CRECIMIENTO MICROBIANO.....	33
2.6. DISEÑO DE UN PILOTO PARA LA PRODUCCIÓN DE BIOGÁS A PARTIR DE BF.....	33
2.6.1. Localización de la Planta.....	34
2.6.2. Dimensionamiento de la Planta.....	35
2.6.3. Propuesta de manejo integral a partir de la penca de fique.....	35
2.6.4 Balance de Materia.....	36
2.6.5. Balance de Energía.....	40
2.2.6. Costos y dimensionamiento de Equipos.....	40
3. CONCLUSIONES.....	45
BIBLIOGRAFIA.....	46
ANEXOS.....	51

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Principales productores de fique en Santander	17
Tabla 2 Condiciones de operación del proceso de DA de BF en continuo	26
Tabla 3 Relaciones obtenidas a volumen 23L	34
Tabla 4. Datos estadísticos del cultivo de fique departamento de Santander para el año 2009	35
Tabla 5. Cantidades diarias producidas del proceso de beneficio del fique.....	35
Tabla 6. Balances de Masa por secciones	39
Tabla 7 Requerimientos energéticos	40
Tabla 8 Costos directos, indirectos y otros costos	40
Tabla 9 Descripciones de equipos	42
Tabla 10 Costos de producción por mes	44

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura No. 1 Reactor 23L para proceso de DA de BF en continuo	23
Figura No. 2. Proceso continuo de DA de BF	24
Figura No. 3 Variación del pH y la AT durante el tiempo de digestión	28
Figura No. 4 Adición de bicarbonato de sodio según variación de pH.....	29
Figura No. 5 Variación de la relación AGV y ART.....	30
Figura No. 6 Volumen diario de biogás producido a partir de la DA de BF	31
Figura No. 7 Porcentajes de remoción de ST y SV.....	32
Figura No. 8. Dinámica del crecimiento microbiano.....	33
Figura No. 9 Diagrama de Bloques.....	38

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
Anexo No. A BALANCES DE MASA.....	51
Anexo No. B DISEÑO DEL REACTOR PARA DA.....	54
Anexo No. C DISEÑO TORRE DE DESHUMIDIFICACIÓN POR ADSORCIÓN...57	57
Anexo No. D DISEÑO DE TORRES DE QUIMISORCIÓN	60
Anexo No. E Diagrama de flujo del proceso	61

TITULO: DISEÑO DE UNA PLANTA PILOTO PARA LA PRODUCCIÓN DE BIOGÁS A PARTIR DEL BAGAZO DE FIQUE¹

AUTORES: Gáfaró Álvarez Dally Esperanza Liseidy
Guerrero Granados Karla Dayana²

PALABRAS CLAVES: Residuo lignocelulósico, bagazo de fique, digestión anaerobia, líquido ruminal, lodo estiércol de cerdo, planta piloto

CONTENIDO:

Los residuos producidos por el beneficio del fique son altamente contaminantes. Dada su composición estos residuos acidifican los suelos, contaminan los cuerpos de agua y atraen vectores. Las técnicas tradicionales utilizadas durante del tratamiento del fique no contemplan la adecuada disposición de los residuos producidos, los cuales son desechados directamente al ambiente sin la utilización de tratamientos previos que reduzcan su impacto ambiental. Como una alternativa de solución a la problemática expuesta, el presente trabajo contempla el diseño de un proceso de digestión anaerobia a escala piloto, para producción de biogás, utilizando bagazo de fique como materia prima.

La primera parte de este trabajo se centra en llevar a cabo la digestión anaerobia del bagazo de fique, usando como inóculo una mezcla de líquido ruminal y lodo estiércol de cerdo, en un proceso continuo a escala laboratorio a volumen 23l. El arranque del reactor fue en modo *batch*, hasta alcanzar la relación inóculo sustrato establecida. Posteriormente se inició el proceso en modo continuo variando las cargas de sustrato hasta encontrar la máxima carga que admitía el reactor.

De la etapa anterior se obtuvieron las relaciones necesarias para realizar un diseño básico de una planta piloto para producción de biogás, la cual contempla la realización de balances de masa y energía, diagramas de bloques y de flujo, dimensionamiento y especificaciones técnicas de equipos y un estimado de costos.

¹ Trabajo de Grado

² Facultad de Ingeniería Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Director: Humberto Escalante Hernández. Codirector: Liliana del Pilar Castro Molano.

TITLE: PILOT PLANT DESIGN FOR PRODUCTION OF BIOGAS FROM FIQUE'S BAGASSE³

AUTHORS: Gáfaró Álvarez Dally Esperanza Liseidy
Guerrero Granados Karla Dayana⁴

KEYWORDS: Lignocellulosic waste, fique's bagasse, anaerobic digestion, ruminal liquid, pig manure sludge, pilot plant

CONTENT:

The wastes produced during fique's processing are highly pollutant. As a result of their composition, these wastes acidify the soils, pollute water bodies and attract vectors. The traditional techniques used to process fique, do not consider the proper disposal of the produced wastes, which are disposed directly into the environment without the use of prior treatments to reduce their environmental impact. As an alternative solution to the problem exposed, the present work considers the design of an anaerobic digestion process at pilot scale for production of biogas, using fique's bagasse as raw material.

The first part of this work focused on carrying out the anaerobic digestion of fique's bagasse, using as inoculum a mixture of ruminal liquid and pig manure sludge in a continuous process at laboratory scale using a 23l reactor. The start-up of the reactor was in batch mode until the established inoculum substrate ratio was reached. Then the operation mode was changed to continuous, varying the substrate loads until the optimum load was found.

The previous stage provided the necessary relationships to carry out the basic design of a pilot plant to produce biogas, which involves the mass and energetic balances, block and flow diagrams, equipment's sizing and their technical specifications, and the respective cost estimate.

³ Thesis to obtain the degree of Chemical Engineering

⁴ Faculty of Physical-chemical Engineering, Departament of Chemical Engineering. Director: Humberto Escalante, Ph. D. Codirector: Lilibiana del Pilar Castro Molano

LISTA DE ABREVIATURAS

AGV: Ácidos Grasos Volátiles

ART: Azúcares Reductores Totales

AT: Alcalinidad Total

BF: Bagazo de Fique

DA: Digestión Anaerobia

DNS: Dinitrosalisílico

LE: Lodo Efluente

LEC: Lodo Estiércol de Cerdo

LR: Líquido Ruminal

RIS: Relación Inóculo Sustrato

ST: Sólidos Totales

SV: Sólidos Volátiles

INTRODUCCIÓN

En Colombia se cultiva y extrae la fibra de fique para la fabricación de hamacas, redes, cuerdas, alpargatas, costales, enjalmas, agromantos y geotextiles. En el país existen 20 mil hectáreas sembradas con fique principalmente en los departamentos de la región andina; siendo los cinco primeros productores Cauca, Nariño, Antioquia, Santander y Boyacá. El cultivo de fique tiene un rendimiento de 1,37 t/ha-año de fibra, las cuales generan alrededor de 12,5 t/ha de bagazo y 4,5 t/ha de jugo (Anuario Estadístico del Sector Agropecuario y Pesquero, 2009). A nivel nacional el departamento de Santander se destaca como el tercer productor de fique con aproximadamente 3140 ha cultivadas (Tabla 1).

Tabla 1. Principales productores de fique en Santander

Localización	Área cultivada [ha]	Fibra de Fique [t/año]	Residuos* (bagazo – jugo) [t/año]	Bagazo [t/año]	Bagazo [t/día]
Nacional	19813	23101	440442,99	115906,05	317,55
Santander	3140	3186	60534	15930	43,64
Mogotes	1733	1750,33	33412,24	8786,31	24,09
San Joaquín	940	949,40	18121,64	4768,85	13,06
Onzaga	800	811,72	15422,67	4058,6	11,12
Curití	393	398,76	7576,39	1993,79	5,46
San Gil	300	304,39	5783,50	1521,97	4,17
Aratoca	280	284,10	5397,94	1420,51	3,89

Fuente: Los autores

*De acuerdo con la Guía Ambiental del Subsector Fiquero, el proceso de beneficio del fique genera: 5% de fibra, 70% de jugo y 25% bagazo por hoja desfibrada, 2009.

El proceso de beneficio del fique (*Furcraea andina*) involucra etapas de: a) corte de las hojas, b) Desfibrado, c) Lavado de la fibra, e) Secado de fibra y f) Empaque fibra. La fibra sólo representa el 5% del peso de la hoja y el restante corresponde a residuos (jugo y bagazo). El bagazo de fique (BF) es un material vegetal particulado de aproximadamente 5mm de diámetro, color verde ocre, ácido, densidad aproximada de 1,1g/ml y alto poder calorífico (alrededor de 3298 kcal/kg). Estos residuos son descartados al medio ambiente sin ningún tipo de

tratamiento, convirtiéndose en una fuente de contaminación que acidifica los suelos, contamina cuerpos de agua y atrae vectores debido a su composición orgánica (Guía ambiental del fique, 2006).

La caracterización fisicoquímica del BF indica que este residuo posee un alto potencial para ser sometido a un proceso de digestión anaerobia (DA). Debido a que: a) tiene alto poder de biometanización por el contenido de sólidos volátiles, celulosa y hemicelulosa, b) su relación Carbono/Nitrógeno es de 26,9% p/p (Barrera P., *et al*, 2009) la cual es óptima para el crecimiento de consorcios microbianos anaerobios donde la relación recomendada es de aproximadamente de 25,1% p/p y c) posee un bajo contenido de azufre y cenizas lo cual aumenta la calidad energética del bagazo comparado con los combustibles fósiles (Lomas J., *et al*).

La estabilización de residuos orgánicos es realizada a través de la DA, dando como productos biogás y un biosólido que debe ser estabilizado. Esta tecnología es ampliamente estudiada y aplicada a nivel mundial. Residuos con características lignocelulósicos similares al BF han sido utilizados como sustratos para DA; por ejemplo: el sisal, ensilado de maíz, henequén, *cattail*, paja, residuos de oliva, semillas de oleaginosas (Mshandete *et al.*, 2004, Hu & Han-Qing Yu, 2006, Raposo *et al.*, 2006, Xie *et al.*, 2011).

Los procesos de DA de una biomasa residual se pueden llevar a cabo en reactores de tanque agitado en operación por lotes o en continuo. La DA del BF puede llegar hasta un potencial de biometanización de $0,30 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{kg SV}$ adicionados (Castro L., 2012). Estos valores están dentro del rango de rendimiento de otras biomásas. Los residuos de maíz sometidos a DA en operación *batch* reportan rendimientos de $0,45 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{kg SV}$ (Nges *et al.*, 2011).

La DA en operación por lotes permite alcanzar conversiones de materia orgánica a metano entre el 40% y 70%; sin embargo la producción de metano es irregular y

discontinua. En consecuencia, alrededor del 90% de las plantas instaladas en Europa, para digerir residuos sólidos municipales y biológicos usando DA, corresponden a unidades que operan en forma continua (Nizami & Murphy, 2010). Por lo anteriormente expuesto, este trabajo tuvo dos objetivos: el primero se centró en realizar la DA del BF en operación continua en un reactor de volumen 23L; tomando como referente las condiciones de operación en *batch* a escala de 3L (Gómez S., Parra E., 2011). Como segundo objetivo se planteó realizar un diseño básico de ingeniería a escala planta piloto, para la DA del BF producido en una plantación de fique de 8ha localizada en Mogotes. Para este tipo de planta, juegan un papel importante las variables de operación: carga máxima de BF que admite el reactor y rendimiento del proceso a temperatura ambiente. El diseño de ingeniería para la DA del BF tuvo como objetivo brindar una alternativa tecnológica a los cultivadores de la Cadena del Fique en Santander, la cual podrá obtener un valor agregado del proceso de beneficio del fique.

Proceso de DA en operación continua

La DA consiste en la utilización de microorganismos, en ausencia de oxígeno, en un proceso en el cual la materia orgánica se convierte a metano y otros productos inorgánicos. La DA se lleva a cabo en cuatro etapas: a) hidrólisis de macromoléculas como polisacáridos, lípidos y proteínas, b) acidogénesis de los aminoácidos y azúcares, c) acetogénesis de los ácidos grasos de cadena larga, alcoholes y productos intermedios, y d) metanogénesis del acetato (Tchobanoglous *et al.*, 1994).

En la DA intervienen bacterias fermentativas-hidrolíticas, bacterias acetogénicas y bacterias metanogénicas, cada grupo está encargado de realizar una función específica y forman relaciones simbióticas entre ellos, que permiten utilizar una variedad de sustratos. Por ejemplo para la DA de residuos lignocelulósicos se han usado como consorcio microbiano los lodos anaerobios provenientes de plantas

de aguas residuales (PTAR) (Mshandete *et al.*, 2005), el líquido ruminal (Hu *et al.*, 2005; Hu *et al.*, 2006), el estiércol de bovino o porcino (O'Sullivan *et al.*, 2006) y cultivos puros de microorganismos (Amon *et al.*, 2007).

La DA del BF ha presentado rendimientos de $0,44\text{m}^3/\text{kg}$ SV, utilizando como inóculo un consorcio microbiano conformado por la mezcla de líquido ruminal (LR) y lodo estiércol de cerdo (LEC), donde las bacterias provenientes del LR son las encargadas de la etapa hidrolítica y acidogénica, mientras que las bacterias presentes en el LEC son las encargadas de la etapa acetogénica y metanogénica (Quintero M., *et al.*, 2011).

En los procesos de DA intervienen una gran cantidad de variables, algunas de ellas se convierten en parámetros que permiten monitorear la actividad metabólica del consorcio microbiano, mientras que otras requieren ser controladas para un buen desempeño del proceso. En el primer grupo encontramos la relación inóculo sustrato (RIS), la cual especifica el potencial de biometanización de cualquier residuo (Chen & Hashimoto, 1996); los azúcares reductores totales (ART), los cuales son el resultado de la actividad hidrolítica, en altas concentraciones favorecen el proceso y promueven el buen funcionamiento del reactor a lo largo del tiempo de digestión. (Madigan *et al.*, 2006); los ácido grasos volátiles (AGV) son el resultado de la fase de acidogénesis de la DA y el sustrato de la fase metanogénica, si los niveles de AGV se elevan, disminuye el pH provocando un efecto inhibitorio de las bacterias metanogénicas (Arellano V., 2003).

En el segundo grupo se encuentran las variables que afectan la eficiencia del proceso: el pH, la alcalinidad total (AT), la temperatura y la agitación. El pH y la alcalinidad afectan el proceso, debido a que los microorganismos anaerobios necesitan estar en un entorno neutro para que se desarrollen satisfactoriamente (Arellano V., 2003). La alcalinidad es una medida de la capacidad tampón del medio y para la DA se recomiendan valores por encima de $2500\text{mg CaCO}_3/\text{L}$

(Fannin, 1987). Solamente cuando toda la alcalinidad del medio, no es suficiente para la neutralización de los AGV ocurrirá la caída del pH, por lo tanto, este parámetro se manifiesta muy tarde para poder corregir la falla del proceso. Es importante evaluar simultáneamente los parámetros de pH, AGV, AT, y la relación (AGV/AT), para asegurar un buen control del pH y una adecuada estabilidad del sistema.

La eficiencia del proceso anaerobio también se ve afectada por la temperatura, debido a que las variaciones considerables de temperatura pueden provocar desestabilización en el proceso, lo cual afecta el crecimiento y supervivencia microbiana (Carrillo L., 2003). La mayoría de las DA se llevan a cabo en rangos mesofílicos debido a que estas temperaturas permiten la estabilización del reactor, presentando rendimientos de metano satisfactorios (Mata-Álvarez 2003). Sin embargo, estudios han demostrado que existen microorganismos que son flexibles a bajas temperaturas mediante adaptaciones, lo cual favorece las aplicaciones a escala industrial (Kashyap et al., 2003). Para el caso de la DA del BF se logró un inóculo adaptado a temperatura ambiente (21°C).

La agitación en la DA permite poner en contacto el sustrato fresco con la población bacteriana, favorecer la salida de gas atrapado, proporcionar una densidad uniforme de población bacteriana, prevenir la formación de capa superficial y espumas, así como la sedimentación en el reactor, evitar la formación de espacios muertos, eliminar la estratificación térmica (Arellano V., 2003); es importante determinar una velocidad de agitación adecuada para evitar el daño celular.

Diseño básico de DA a escala piloto

Un diseño básico de ingeniería involucra las etapas: a) Estudio preliminar, que incluye un trabajo de laboratorio, a partir del cual se encuentran relaciones fundamentales del proceso, b) Estudio técnico e ingeniería, donde se analizan la

disponibilidad de insumos, localización de la planta, definición de los diagramas de bloques y flujo del proceso, descripción general de las etapas, realización de balances de materia y energía, descripción de los diferentes equipos y un estimado de costos (González R., 2000).

Generalmente el diseño de procesos biotecnológicos se fundamenta en el desarrollo de experimentos a una escala mayor que la de laboratorio pero menor que la industrial, dicha etapa se conoce como planta piloto. En esta fase se construye y opera una réplica del proceso, que ha de contemplar todas las etapas del proceso a escala industrial, de manera que pueda evaluarse el comportamiento de las operaciones implicadas en conjunto.

Dentro de los propósitos de la implementación de plantas piloto se encuentran: a) probar la factibilidad y confiabilidad de un proceso, b) obtener información del diseño y cantidad de producto, c) corroborar las teorías sobre los mecanismos de los procesos, d) adquirir conocimiento y experiencia sobre el proceso, e) obtener datos sobre el tratamiento de residuales f) probar métodos de análisis de procesos y control de calidad, g) entrenar el personal y h) evaluar nuevos equipos, materiales de construcción y sistemas tecnológicos. Es importante mencionar que en los procesos biotecnológicos se debe mantener un ambiente fisiológico e hidrodinámico tan similar como sea posible al establecido en los equipos provenientes de etapas anteriores (González R., 2000).

1. METODOLOGÍA.

1.1. ESTUDIO EXPERIMENTAL DE LA OPERACIÓN EN CONTINUO PARA LA DA DE BF

La operación en continuo se realizó en un reactor de 23L, compuesto por un tanque de acero inoxidable y un sistema de agitación operado por un motor *Tech Top electric motors*, en un rango de agitación entre 30 – 300 r.p.m. El reactor posee un ducto lateral y otro inferior que permiten la carga y descarga de sustrato y efluente, adicionalmente el tanque cuenta con un ducto lateral inferior para toma de muestras y un visor lateral removible en acrílico. La tapa del reactor cuenta con 3 válvulas de seguridad, que permiten operar el equipo en un rango de 0 a 45 psi de presión, una de las válvulas está conectada a un contador de diafragma marca *METREX*, para realizar las medición de volumen del biogás producido (Figura 1).

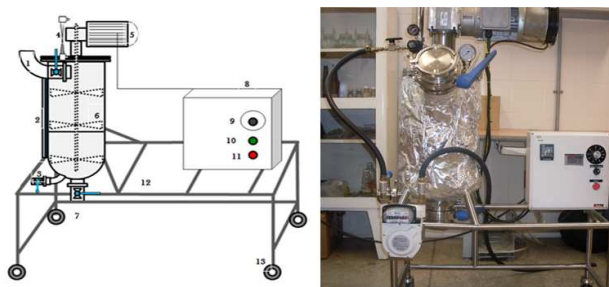


Figura No. 1 Reactor 23L para proceso de DA de BF en continuo

Fuente: Los autores

1. Sistema y válvula de carga, 2. Visor de acrílico, 3. Válvula toma muestra, 4. Dosificador de líquidos, 5. Motor del agitador, 6. Agitador tipo paleta, 7. Sistema y válvula de descarga, 8. Caja de control eléctrico, 9. Variador de velocidad, 10. Encendido, 11. Apagado, 12. Soporte del tanque y 13. Rodachinas con freno de seguridad

Como inóculo se utilizó un consorcio compuesto por una mezcla de LR y LEC, en relación 1:1(Quintero M. 2011). El contenido ruminal fue traído del frigorífico

Vijagual (Rionegro, Santander). El LR fue incubado a 39°C durante 12 horas para potencializarlo. El lodo estiércol de cerdo fue recolectado de lagunas de estabilización de la porcícola *Portoferrayo* (Mesa de los Santos, Santander). El LEC fue repotencializarlo a 39°C durante 5 días.

El sustrato BF, se recolectó en una planta de beneficio ubicada en Mogotes (Santander). El BF fue sometido a un proceso de acondicionamiento, extrayendo el jugo y eliminando los residuos: tallos, hojas y material no vegetal. El BF se mantuvo refrigerado para evitar su proceso de oxidación natural.

El proceso de DA se realizó en dos etapas: a) el arranque y b) estabilización hasta carga constante. En la primera etapa se cargó el reactor con 8L de inóculo adaptado al sustrato, provenientes de una operación *batch*. El bioreactor se agitó intermitentemente durante 30 min cada 3 horas (30 r.p.m) (Cárdenas R., Fuentes E., 2011). Diariamente se controló el pH del proceso. Se dispuso de 5 días para permitir la adaptación del inóculo al nuevo medio. Posteriormente se agregaron 8L de inóculo fresco y la primera carga de sustrato de 180g, ésta carga se repitió durante los siguientes 4 días hasta alcanzar la RIS establecida para la operación en continuo del proceso de DA del BF.

Seguidamente, se empezó la operación en continuo, adicionando diariamente una carga de BF y retirando una masa de residuo estabilizado (Figura 2).



Fuente: Los autores

Figura No. 2. Proceso continuo de DA de BF

a) Descarga del reactor, b) separación del LE y c) Carga del reactor

Se fijaron arbitrariamente cargas de BF con el fin de utilizar la mayor cantidad de BF y evaluar al mismo tiempo el máximo valor de carga orgánica que podría agregarse al reactor. La descarga del reactor, efectuada a diario, se realizó atendiendo la siguiente relación (1):

$$\text{Descarga de BF degradado (g)} = \frac{\text{sustrato alimentado (g)}}{1,1} \quad (1)$$

Donde el factor de 1,1 se determinó por caracterización fisicoquímica del lodo efluente (LE) proveniente del reactor, donde se analizó su contenido de carbono hasta encontrar la máxima degradación del BF adicionado al reactor. En cada descarga del reactor el LE se separó en dos fases.

La fracción líquida se recirculó al reactor para evitar digestión seca, recuperar el inóculo y mantener el volumen de operación, mientras que la fracción sólida se sometió a estabilización alcalina adicionando cal (Ca(OH)_2) para neutralizar los microorganismos coliformes totales y fecales; para posteriormente ser utilizado como acondicionador de suelos (Plata L., Rivera D., 2011).

Una vez estabilizada la fracción sólida (biosólido) se depositó en bandejas y se secó al sol durante un periodo de tres días, para eliminar la humedad. Este biosólido fue almacenado y según sus características fisicoquímicas puede llegar a emplearse como acondicionador de suelos (Plata L., Rivera D., 2011).

El proceso de DA de BF en operación continua tuvo una duración de 120 días, de acuerdo a las condiciones de operación de la Tabla 2.

Tabla 2 Condiciones de operación del proceso de DA de BF en continuo

Variable	Unidad	Valor
Volumen de reactor	L	23
Volumen de operación	L	17,8
Carga orgánica diaria	kg SV de BF	0,05
Carga orgánica promedio	kg SV/m ³ *día	19
Agitación (intermitente)	r.p.m.	30
Temperatura ambiente	°C	21

Fuente: Los autores

Para evaluar el desarrollo de la DA del BF se cuantificaron las variables respuesta: Concentración de ART, la cual fue determinada según el método del ácido dinitrosalisílico (DNS) (Miller, 1959). La concentración de AGV se cuantificó por el procedimiento de titulación descrito por Anderson y Yang (1992). El pH se midió directamente usando un pHmetro marca *Metrohm 691*. Y los SV, ST y AT se realizaron por el protocolo establecidos por *Standard Methods* (A.P.H.A., 1998).

Para la medición de la dinámica de la población microbiana, cada cinco días se tomó una muestra de la masa reaccionante dentro del bioreactor, y se cuantificó la densidad aproximada de microorganismos expresada en unidades formadoras de colonia por ml (UFC/ml) (Hungate, 1970; Arcos *et al.*, 2004).

1.2. ESTUDIO TÉCNICO DEL DISEÑO DE UNA PLANTA PILOTO PARA LA PRODUCCIÓN DE BIOGÁS A PARTIR DE BF

Se realizó un diseño preliminar de una planta productora de biogás a partir de BF; en el cual se llegó hasta la fase de planteamiento de etapas del proceso, especificaciones básicas de las unidades de operación y un estimado de costos de construcción y puesta en marcha del mismo.

1.2.1 Localización de la Planta.

Para determinar el municipio donde se localizaría el piloto, se tomaron en cuenta los siguientes aspectos: proximidad a la materia prima, condiciones aptas para el cultivo, disponibilidad de mano de obra y disponibilidad de rutas de acceso.

1.2.2 Dimensionamiento de la Planta.

La capacidad de procesamiento del piloto se estimó a partir de una base de cálculo, sobre la producción de fique, reportados por el Anuario Estadístico 2009 (Ministerio de Agricultura y Desarrollo Rural), según el cual, Santander es el tercer departamento productor de fibra de fique a nivel nacional, con aproximadamente 3140ha cultivadas. Por tradición este cultivo se realiza en pequeñas plantaciones, cuya extensión oscila entre 2 y 8ha. Por lo anterior, se realizaron los cálculos a partir de una base de residuo generado por 8 ha de fique cultivado.

Para realizar los balances de masa, energía y dimensionamiento de equipos, se utilizó el software Microsoft® Excel 2010 y se tuvieron en cuenta relaciones obtenidas del proceso de operación en continuo a escala 23L. Para la estimación de los costos de construcción y puesta en marcha de la planta se tuvieron en cuenta los costos de: los equipos, los insumos (de acuerdo con cotizaciones de proveedores nacionales), el costo de servicios industriales y nomina operativa.

2. RESULTADOS Y ANÁLISIS

2.1 EVOLUCIÓN DEL PH Y AT DURANTE LA DA

En la Figura 3 se muestra la variación de las concentraciones de AT y el pH durante los 120 días de operación. La relación sintrófica existente entre los microorganismos del inóculo se ve afectada por los cambios en el pH y la alcalinidad, donde el rango óptimo es de 7,1 a 7,6 (Raposo *et al.*, 2009) para el pH y valores por encima 2500mgCaCO₃/L para la AT (Fannin, 1987).

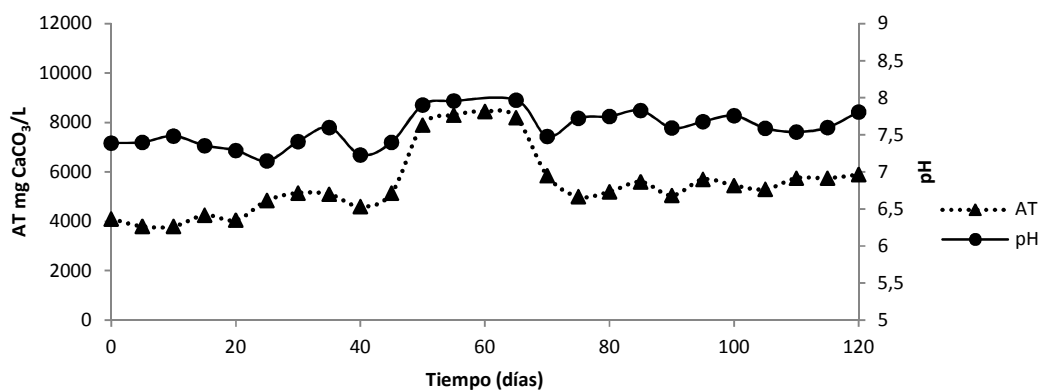


Figura No. 3 Variación del pH y la AT durante el tiempo de digestión

Fuente: Los autores

Durante los primeros 40 días de operación el pH se mantuvo en un intervalo de 7 a 7,6 el cual es adecuado para los consorcios presentes en el inóculo. A partir del día 45 hasta el día 65 el reactor presenta una ligera basificación con los cambios de carga, lo que conllevó a un aumento en la producción de acetato proveniente de la etapa acetogénica, llevando a la inhibición de las bacterias acidogénicas, con lo cual disminuyen los AGV presentes en el medio. El día 65 se realizó una re-potencialización usando LR con lo cual se logra un descenso del pH y la posterior estabilización del proceso. En general durante los 120 días el comportamiento del

pH es coherente con lo esperado para DA de biomasa, como se reporta para DA de la torta proveniente de la extracción de aceite de girasol (6,8-7,6) (Raposo *et al.*, 2009), para vinazas de destilería (7,3-8,1) (Mata J., *et al.*, 2010) y para residuos agroindustriales (7,8-8,1) (Nges, *et al.* 2012).

El comportamiento de la AT se correlaciona con la evolución del pH debido a que, si la capacidad tampón del medio se perturba, el pH se ve directamente afectado ya que la AT es la encargada de mantener un nivel de pH adecuado en el medio. Del día 45 al 65 se observa un aumento en la AT, causado por cambios en la producción de acetato lo cual desequilibró la capacidad tampón del medio. Con la re-potencialización (día 65) se logró un descenso de la AT y la posterior estabilización del proceso. La AT durante los días de operación se encontró entre 3800- 5150 mgCaCO₃/L, estos valores de AT son adecuados para el crecimiento normal de los microorganismos, este rango es cercano al reportado para DA de vinazas de destilería 3967-4793mgCaCO₃/L (Mata J., *et al.*, 2010).

El pH es una variable que se debe controlar, donde el mecanismo más utilizado para llevar a cabo ese control, es mediante la adición de bicarbonato (NaHCO₃) en solución acuosa al reactor, por ello se estableció la siguiente relación gramos de NaHCO₃ vs pH (Figura 4).

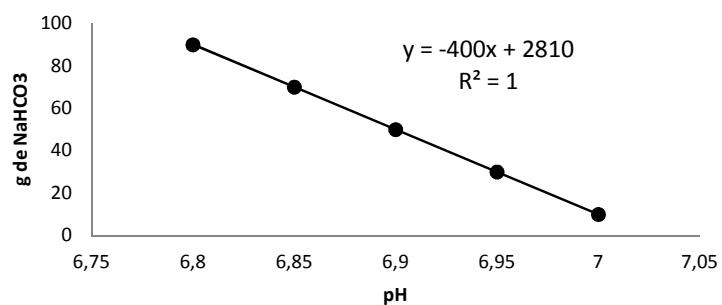


Figura No. 4 Adición de bicarbonato de sodio según variación de pH

Fuente: Los autores

2.2. EVOLUCIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE ART Y AGV DURANTE LA DA.

La Figura 5 muestra la variación de las concentraciones de ART y AGV durante el tiempo de operación. Se midieron las concentraciones de ART y AGV, ya que estas indican el rendimiento del proceso metabólico del consorcio, en las etapas hidrolítica y acidogénica. Para un adecuado desarrollo del metabolismo del consorcio, los AGV se deben encontrar en el rango 1000-4000 mg/L (Ahring, et al., 1995).

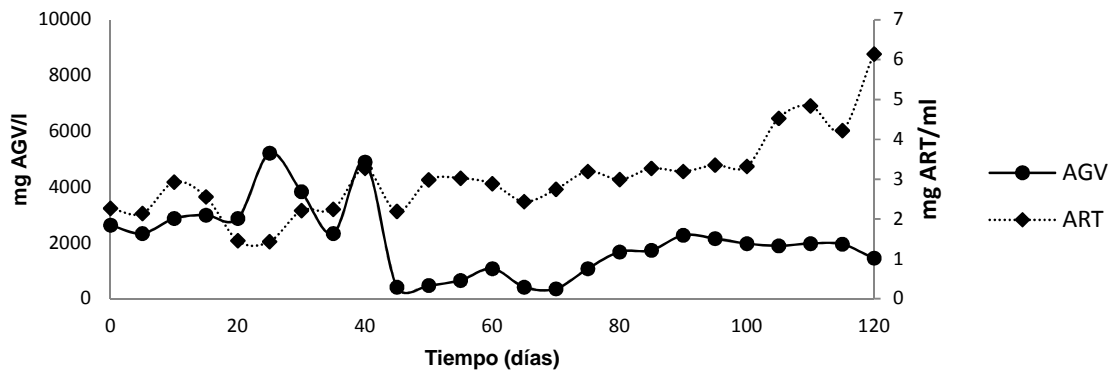


Figura No. 5 Variación de la relación AGV y ART
Fuente: Los autores

Durante los primeros 40 días de operación se presentó un comportamiento inestable en los AGV debido al periodo de adaptación del inóculo al proceso.

El descenso en la concentración de AGV posterior al día 40, es concordante con el periodo de basificación del reactor donde las bacterias acidogénicas se pudieron inhibir por una alta producción de acetato. Posteriormente cuando se realizó la repotencialización (día 65), se logró un aumento en la concentración de AGV llevándolos a su rango óptimo y su posterior estabilización durante el proceso, lo cual indica que el consorcio microbiano empleado tiene una excelente actividad enzimática; logrando así romper la estructura lignocelulósica del BF, mejorando la degradabilidad del sustrato y consecuentemente favoreciendo las etapas hidrolítica y acidogénica de la digestión.

Durante el tiempo de operación, la concentración de AGV varió en el rango de 360-5220 mg/L, para la DA de la torta proveniente de la extracción de aceite de girasol se reportó

un rango de 2050-5500 mg/L (Raposo *et al.*, 2009) El límite inferior del proceso estudiado se sale de rango estudiado en otras DA el cual corresponde al periodo de basificación.

Para la producción de ART durante los primeros 40 días de operación se observa un comportamiento fluctuante, debido probablemente a un periodo de adaptación por parte del consorcio microbiano hacia el sistema. A partir del día 50 hasta el día 100 la concentración de ART tiene un comportamiento esperado de acuerdo con el consumo y producción de los mismos. Por lo anterior, se evidencia que las bacterias hidrolíticas no se vieron afectadas por la alta presencia de acetato en el medio. En el día 100 se presenta un aumento significativo en la concentración de ART, lo cual se puede explicar por un aumento de carga del sustrato al reactor y la repotencialización efectuada al mismo.

2.3. BIOGÁS PRODUCIDO DURANTE LA DA DEL BF

En la Figura 6 se presenta la producción diaria de biogás, a volumen de 23L, durante el tiempo de operación. La DA de BF genera un promedio de 30L biogás/día (rendimiento promedio 550Lbiogás/kg SV alimentado). El biogás producido tiene una composición de 65% CH₄, 25% CO₂ y 10% otros gases con la cual se obtuvo un rendimiento de 65,5 m³ CH₄/t. Estos resultados son coherentes con las producciones de biogás para residuos agroindustriales 55±11 m³ CH₄/t residuo (Nges, et al 2012).

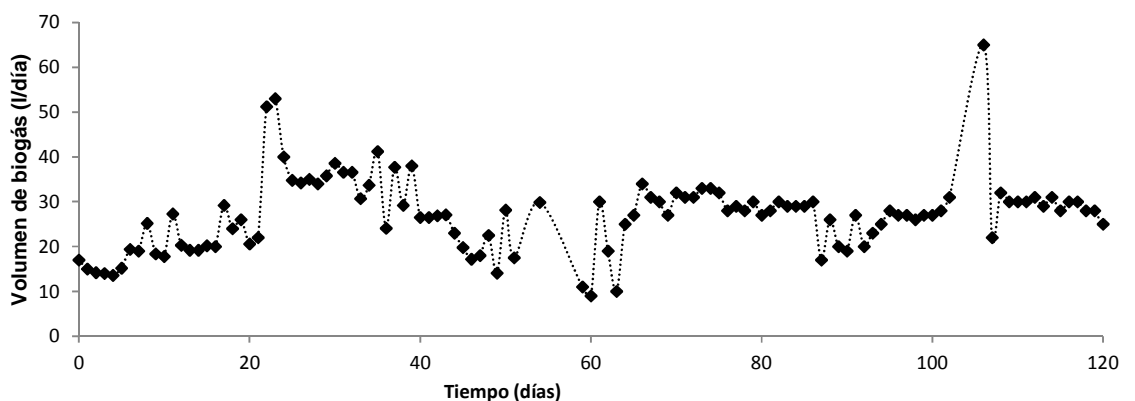


Figura No. 6 Volumen diario de biogás producido a partir de la DA de BF

Fuente: Los autores

Para los resultados obtenidos en la DA se puede corroborar que la producción de biogás puede ser utilizada para disminuir los problemas de calentamiento global, debido a que no aumenta la contaminación por CO₂ ya que es el mismo que será usado por la planta para su proceso de fotosíntesis (Asam *et al.*, 2011).

2.4 PORCENTAJE DE REMOCIÓN DE SV Y ST

En la Figura 7, se presentan los porcentajes de remoción de SV y ST. La remoción de SV y ST es un indicador de la efectividad de un proceso de DA ya que permite conocer la cantidad de materia orgánica transformada por los microorganismos.

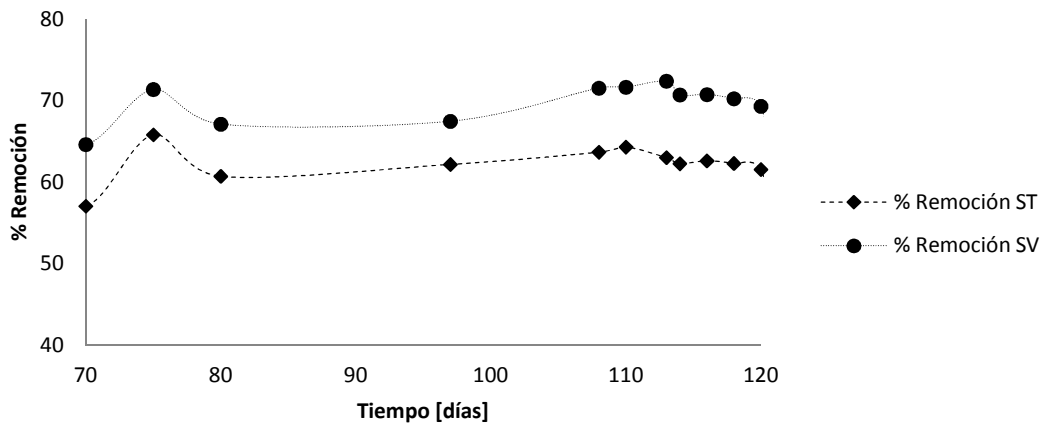


Figura No. 7 Porcentajes de remoción de ST y SV

Fuente: Los autores

Para la DA del BF se obtuvo un porcentaje de remoción promedio del 70,0% en SV el cual supera las remociones obtenidas para procesos de DA 29% para vinazas de destilería y 51,5% para residuos sólidos urbanos (Mata J., *et al.*, 2010; Arellano V., 2003). En el caso de los ST se obtuvo un 62,2% de remoción, estos resultados concuerdan con los reportados para DA de residuos sólidos urbanos con un 63,6% de remoción (Arellano V., 2003) y supera la remoción reportada para DA de vinazas provenientes de destilería (10%) (Mata J., *et al.*, 2010).

2.5. DINÁMICA DEL CRECIMIENTO MICROBIANO

En la Figura 8 se presenta el crecimiento microbiano de bacterias anaerobias durante los 120 días de operación; esta tendencia da a conocer una descripción cuantitativa del crecimiento bacteriano.

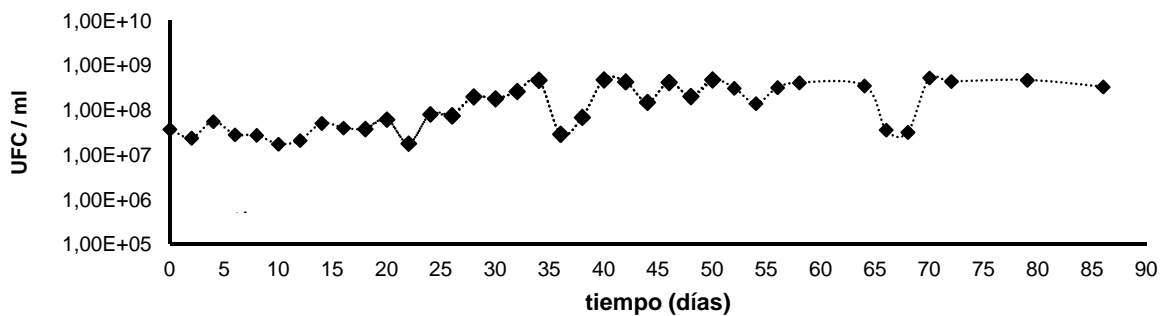


Figura No. 8. Dinámica del crecimiento microbiano

Fuente: Los autores

Durante el tiempo de operación se presentaron ciertos descensos en la densidad microbiana, causados probablemente por desbalances dentro del medio; sin embargo el consorcio logró estabilizar su población en corto tiempo.

Este comportamiento confirma que el consorcio microbiano mostró buena adaptación a los cambios en su medio. Se evidencia también que la densidad microbiana no resultó afectada durante el periodo de basificación del reactor, manteniéndose un promedio de $1,8 \cdot 10^8$ UFC/ml durante el proceso, corroborando que no se presentó muerte celular sino inhibición de las bacterias por el aumento en la concentración de acetato.

2.6. DISEÑO DE UN PILOTO PARA LA PRODUCCIÓN DE BIOGÁS A PARTIR DE BF.

En este aparte se exponen los principios físicos, químicos y técnicos empleados en cada una de las etapas que constituyen el proceso de producción de biogás a partir de BF. Se presentarán los aspectos más relevantes y necesarios para la elaboración del diagrama de flujo del proceso, balances de masa y energía, especificación de los equipos y el estimativo de costos de construcción y puesta en marcha de la planta piloto.

A continuación se muestran las relaciones obtenidas a volumen 23L utilizadas para el diseño de la planta piloto.

Tabla 3 Relaciones obtenidas a volumen 23L

Relación	Descripción
Relación inóculo/sustrato (RIS)	1,3
Agitación	30 r.p.m
Relación de descarga	Descarga de BF degradado (g) = Sustrato alimentado (g) /1,1
Relación de reciclo	Biomasa celular Recirculada (g) = 11,54*Sustrato alimentado (g)
DQO del sustrato	266233,5 mg de O ₂ /L
% de remoción SV	70%

Fuente: Los autores

2.6.1. Localización de la Planta.

Se seleccionó el municipio de Mogotes para ubicar la planta piloto productora de biogás, por los siguientes factores:

- ✓ Mogotes es el mayor productor de fique en Santander.
- ✓ En Mogotes se concentra la mayor cantidad de hectáreas sembradas en fique en Santander, garantizando así la disponibilidad de materia prima.

- ✓ Los productores de fique en Mogotes se caracterizan por tener un alto grado de experiencia en el cultivo y beneficio del fique.

2.6.2. Dimensionamiento de la Planta.

Para determinar la cantidad de BF a tratar, se estableció la base de cálculo de BF a partir de los datos de producción de fique, reportados por el Anuario Estadístico 2009, para el departamento de Santander, (Tabla 4).

Tabla 4. Datos estadísticos del cultivo de fique departamento de Santander para el año 2009

Año	Superficie cultivada [ha]	Producción anual de Pencas [t/ha]	Producciones anuales [t/ha]	
2009	3140	20,29	Fibra	1,01
			Jugo	14,21
			Bagazo	5,07

Fuente: Anuario Estadístico 2009, Ministerio de Agricultura y Desarrollo Rural.

A partir de la cantidad de residuos de fique producidos en Santander, se calculó la producción de BF diaria, generada por una plantación de 8ha (Tabla 5).

Tabla 5. Cantidades diarias producidas del proceso de beneficio del fique

Superficie cultivada [ha]	Producción diaria de Pencas [kg]	Producciones diarias [kg]	
8	444,78	Fibra	22,24
		Jugo	311,34
		Bagazo	111,19

Fuente: Los autores

De acuerdo con la Guía Ambiental del Subsector Fiquero, el proceso de beneficio del fique genera: 5% de fibra, 70% de jugo y 25% bagazo por hoja desfibrada.

2.6.3. Propuesta de manejo integral a partir de la penca de fique

Se propone un esquema de manejo integral para el fique. El diseño involucra cuatro procesos productivos a partir de la hoja, que dan como productos fibra, biogás, alcohol y un acondicionador de suelos. En la primera etapa la pencia se desfibra y se obtiene la fibra, el bagazo y el jugo. La fibra sale como primer producto. El jugo se utiliza para la producción de alcohol (Ministerio de Agricultura y Desarrollo Rural, 2009). Posteriormente, el bagazo es tratado por DA, dando como productos el biogás y el lodo efluente. El biogás se somete a endulzamiento, en donde se deshumidifica y se elimina el H_2S . Posteriormente se almacena para su utilización. Finalmente, el lodo efluente es tratado para producir un biosólido, que se utiliza como acondicionador de suelos estériles (Plata L., Rivera D., 2011).

Este diseño básico es una primera aproximación a un esquema operativo global para la planta productora de biogás. Por lo anterior, se hace hincapié en las especificaciones técnicas y operacionales del reactor, dado que el objeto del proyecto fue la DA del bagazo. Al no disponer de información sobre la planta productora de alcohol, en el presente diseño no se incluyen especificaciones sobre este proceso, sólo se sugiere acoplar la planta productora de biogás para que supla parte de los requerimientos energéticos del mismo.

La Figura 7 muestra el diagrama de bloques del proceso donde se aprecian estas secciones y sus unidades. También se realizó el diagrama de flujo del proceso (Anexo 5).

2.6.4 Balance de Materia

En la Tabla 6 se resumen los flujos de materia obtenidos. El balance está hecho para un reactor en operación continuo el cual trata 111,19 kg/día de BF con un tiempo de retención hidráulico de 15 días, según lo recomendado para DA de residuos orgánicos en rangos mesofílicos (Monnet F, 2004).

Conforme con los cálculos realizados (Anexo 1), teniendo en cuenta las relaciones obtenidas del proceso de operación en continuo a escala 23L y utilizando el software Microsoft® Excel 2010 el piloto produciría 25,59 kg/día de acondicionador de suelos y 7,33kg/día que son aproximadamente 7,60m³ de biogás tomando una densidad de 0,96 kg/m³.

El rendimiento del proceso es de 0,374 m³/ kg SV, un valor similar a los reportados en la literatura para materiales lignocelulósicos como el sisal, ensilado de maíz y ensilado de pasto entre otros, que han dado excelentes resultados al ser utilizados como sustratos para la producción de biogás, los cuales generaron rendimientos de 0,32 m³/kg SV (Mshandete et al., 2004), 0,36 m³ /kg SV (Amon et al., 2007) a y 0,6 m³ /kg SV, respectivamente (Liu et al., 2009).

Teniendo en cuenta que 1m³ biogás equivalen aproximadamente a 1,9 kwh de electricidad (Mshandete *et al.*, 2004), 0,8 L de gasolina (Gunaseelan, 2004), 0,6 m³ de gas natural (Liu *et al.*, 2009) y 0,71 L de Diesel (Tricase & Lombardi, 2009), la producción de biogás de la planta piloto equivaldría a 14,44kwh de electricidad, 6,08 L de gasolina, 4,56 m³ de gas natural ó 5,4 L de Diesel.

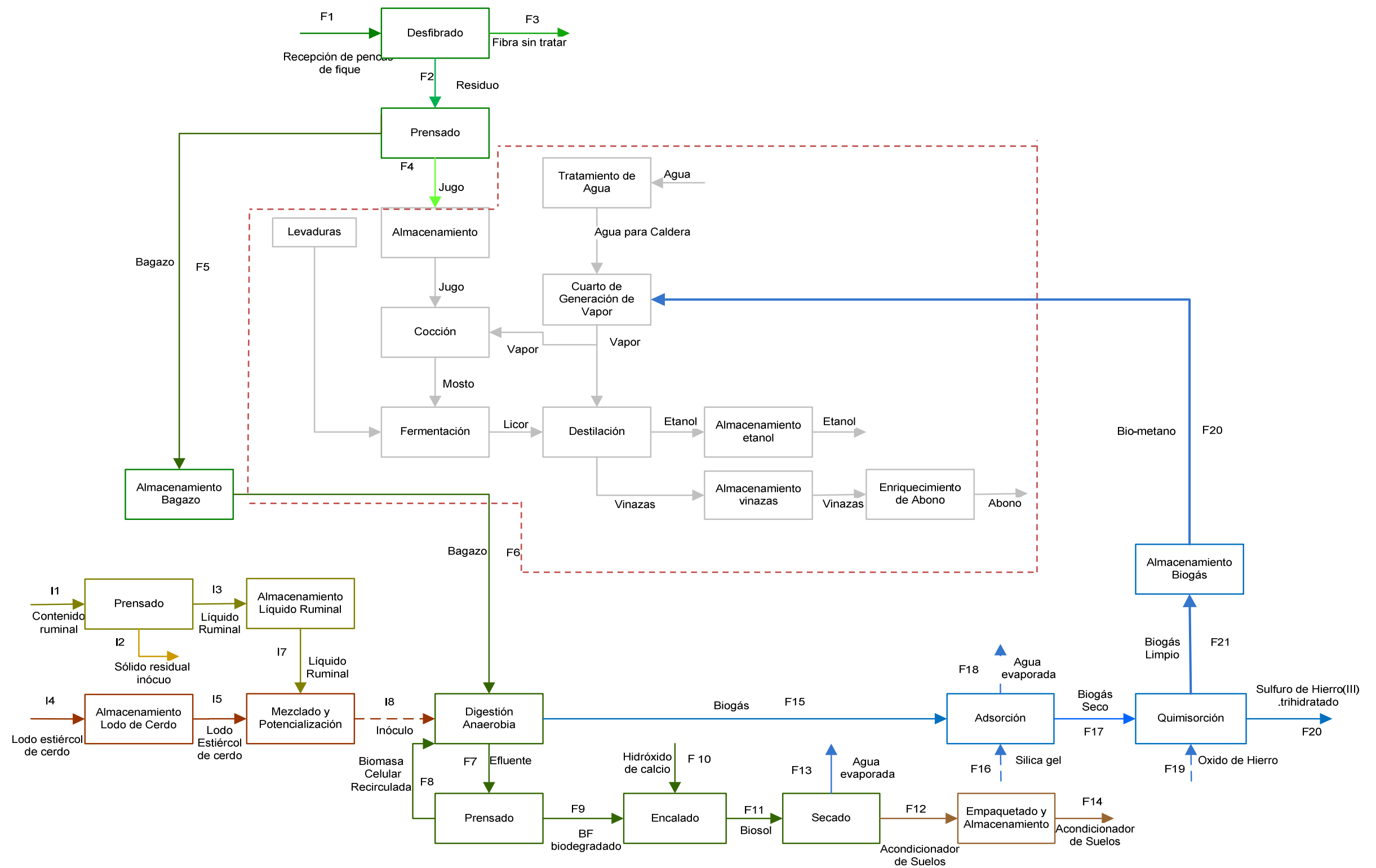


Figura No. 9 Diagrama de Bloques
Fuente: Los autores

Tabla 6. Balances de Masa por secciones

COMPONENTE	Entrada	Salida
	kg	kg
SECCIÓN DE DESFIBRADO		
Recepción de las pencas de fique	444,78	0
Residuo	0	422,54
Fibra sin tratar	0	22,24
Flujo total	444,78	444,78
SECCIÓN DE PENSADO DEL RESIDUO		
Residuo	422,54	0
Jugo	0	311,35
Bagazo	0	111,19
Flujo total	422,54	422,54
SECCIÓN DEL PROCESO DE DA		
Bagazo	111,195	0
Biomasa celular	1283,19	0
Efluente	0	1387,06
Biogás	0	7,33
Flujo total	1394,38	1394,38
SECCIÓN DE PENSADO DEL EFLUENTE		
Efluente	1387,06	0
Biomasa celular	0	1283,19
Bagazo Biodegradado	0	103,87
Flujo total	1387,06	1387,06
SECCIÓN ENCALADO		
Bagazo Biodegradado	103,87	0
Hidróxido de Calcio	12,46	0
Biosol	0	116,33
Flujo total	116,33	116,33
SECCIÓN DE SECADO		
Biosol	116,33	0
Agua evaporada	0	90,74
Acondicionador	0	25,59
Flujo total	116,33	116,33
SECCIÓN PENSADO CONTENIDO RUMINAL		
Contenido Ruminal	1343,39	0
Sólido Ruminal	0	845,63
Líquido Ruminal	0	497,76
Flujo total	1343,39	1343,39
SECCIÓN MEZCLADO Y POTENCIALIZACIÓN DE INOCULO		
Líquido Ruminal	497,76	0
Lodo estiércol de cerdo	845,64	0
Inoculo mix	0	1343,41
Flujo total	1343,41	1343,41
SECCIÓN DESHUMIDIFICACIÓN		
Biogás Húmedo	7,33	0
Agua evaporada	0	0,27
Biogás seco	0	7,06
Flujo total	7,33	7,33
SECCIÓN DE ENDULZAMIENTO		
Biogás seco	7,06	0
Oxido de Hierro	0,19	0
Sulfuro de Hierro (III).tri-hidratado	0	0,32
Biometano	0	6,93
Flujo total	7,25	7,25

Fuente: Los autores

2.6.5. Balance de Energía

En la Tabla 6 se describen los requerimientos de energía eléctrica dichos valores se obtuvieron del proveedor de los equipos de acuerdo a las condiciones de operación para cada uno de ellos; estos serán usados para el cálculo de costos de producción en el estimativo de costos.

Tabla 7 Requerimientos energéticos

Sección	Equipo	Potencia kWh
Desfibrado	Desfibradora	7,35
Proceso de DA	Reactor	1,12
	Bomba Reciclo	0,37
Inóculo	Bomba LR	0,37
	Bomba LEC	0,37
	Tanque de Potencialización	3,12
	Total	12,7

Fuente: Los autores

2.2.6. Costos y dimensionamiento de Equipos

En la Tabla 7 se muestra un estimado de costos directos, indirectos y otros costos para el montaje y puesta en marcha de una planta piloto para producción de biogás a partir de BF.

Tabla 8 Costos directos, indirectos y otros costos

Factores	%Costo equipos	Valor (\$)
Instrumentación	10	14.180.306
Válvulas y tuberías	20	28.360.612
Obras civiles	20	28.360.612
Montajes	10	14.180.306
Ingeniería y cálculo	10	14.180.306
Imprevistos	20	28.360.612
Equipo no listado	10	14.180.306
	Total	141.803.060

Fuente: Los autores

Tomando como base los balances de masa, se muestran en la tabla 8 las especificaciones de diseño de cada equipo, su nombre, unidad, sección al que corresponde, su condición de operación y costo.

Tabla 9 Descripciones de equipos

Etapa	Equipos	Especificaciones	Condiciones de Operación	Cant.	Costo (\$)
UNIDAD DE ACONDICIONAMIENTO DEL BF					
Desfibrado	Desfibradora	Giratoria, acero al carbono. Diámetro del rotor: 0,3 m Largo aspas: 0,25 m Potencia del motor: 10HP	1800 rpm	1	2.400.000
Prensado	Prensa Manual	Prensa sencilla sin sellar con estructura en tubería 1"1/2, sistema de prensado manual por medio de tornillo. Tanque en lamina 3 mm y ¼ acero inoxidable, con una malla # 16	T=18.6°C	1	3.400.000
Almacenado Jugo	Tanque	500 l de capacidad. Polietileno. Diámetro superior=1.04 m Diámetro base=0.78 m Altura= 1.03 m	P= 85,113 kPa T= 18.6° C	1	159.857
Transporte de BF	Carretilla	Chasis de acero y cuba de polipropileno, rueda neumática con llanta de plástico. Capacidad de 100l. Alto=0.62m Ancho=0.67m Largo=1.43m	P=85,113 kPa T=18.6°C	2	140.000
Almacenado	Tanque	250 l de capacidad. Polietileno. Diámetro superior=1.07m Diámetro base=0.86m Altura= 0.51m	P= 85,113 kPa T= 18.6° C	3	331.173
UNIDAD DE DA					
Digestión anaerobia	Reactor	Agitación controlada con agitador helicoidal de acero inoxidable, con un juego de 3 turbinas y motor de 220 V, puerta para llenado con sello hermético, válvula para descargue de 4" tipo cortina, manómetro de 0 a 60 PSI, indicador de temperatura de 0 a 100 °C, válvula de seguridad calibrada a 45 PSI, 8 puntos para toma de muestras, escalera para realizar la carga del equipo.	Agitación= 30r.p.m Potencia= 1.5hp P = 101.325kPa T=18.6°C	1	30.450.000
Prensado	Prensa Manual	Prensa manual de tornillo, tubería 1"1/2 tanque exterior en lámina calibre 16 y tanque interior lámina calibre 10 mm y ¼ de acero inoxidable, sistema de control de nivel automático.	T=18.6°C	1	4.850.000
Transporte de BF Biodegradado	Carretilla	Chasis de acero y cuba de polipropileno, rueda neumática con llanta de plástico. Capacidad de 100l. Alto=0.62 m Ancho=0.67 m Largo=1.43 m	P= 85,113 kPa T= 18.6° C	1	70.000
Almacenamiento de Biomasa Celular	Tanque	2000l de capacidad. Polietileno. Diámetro superior=1.52m Diámetro base=1.11m Altura= 1.85m	P= 85,113 kPa T= 18.6° C	1	504.711
Transporte de Biomasa Celular	Bomba	Motobomba 0.5 Hp de potencia y 110 voltios	Capacidad=35l/min 3400r.p.m. 0,37kW	1	250.000
UNIDAD DE ACONDICIONAMIENTO DE INÓCULO					
Prensado	Prensa Manual	Prensa sencilla sin sellar con estructura en tubería 1"1/2, sistema de prensado manual por medio de tornillo, tanque en lámina 3 mm y ¼ acero inoxidable y con una malla #16	T=18.6°C	1	340.000
Almacenamiento LR	Tanque	1000l de capacidad. Polietileno. Diámetro superior=1.18 m	P= 85,113 kPa	1	319.714

		Diámetro base=0.72 m Altura= 1.72 m	T= 18.6° C		
Transporte de LR	Bomba LR	Motobomba 0.5 Hp de potencia y 110 voltios	Capacidad=35l/min 3400r.p.m. 0,37kW	1	250.000
Almacenamiento LEC	Tanque	1000 l de capacidad. Polietileno. Diámetro superior=1.18 m Diámetro base=0.72 m Altura= 1.72 m	P= 85,113 kPa T= 18.6° C	1	319.714
Transporte LEC	Bomba LR	Motobomba 0.5 Hp de potencia y 110 voltios	Capacidad=35l/min 3400r.p.m. 0,37kW	1	250.000
Potencialización y mezclado	Tanque	Lámina de acero inoxidable calibre 16, capacidad de 1.5m ³ , agitación controlada, agitador helicoidal de acero inoxidable de 3 turbinas, motor de 220 voltios, calefacción controlada variable de 0 a 60°C.	P=101.325kPa T=39°C	1	4.850.000
Transporte de inóculo mix	Bomba	Motobomba 0.5 Hp de potencia y 110 voltios	Capacidad=35l/min 3400r.p.m. 0,37kW	1	250.000
UNIDAD DE ACONDICIONADOR DE SUELOS					
Encalado y Secado	Piscinas	En concreto con cubierta tipo invernadero. Largo=4 m Ancho=2 m Alto=0.5 m	P=85,113kPa T=18.6°C	3	247.500
Transporte de Acondicionador	Carretilla	Chasis de acero y cuba de polipropileno, rueda neumática con llanta de plástico. Capacidad de 100 l. Alto=0.62 m Ancho=0.67 m Largo=1.43 m	P=85,113kPa T=18.6°C	1	70.000
Almacenamiento	Tanque	Capacidad: 250 l. Polietileno. Diámetro superior=1.07 m Diámetro base=0.86 m Altura= 0.51 m	P= 85,113 kPa T= 18.6° C	1	110.391
UNIDAD DE ACONDICIONAMIENTO DEL BIOGÁS					
Secado	Torre	Lámina 1/8" en acero inoxidable, mirilla en acrílico, manómetro de 0 a 413 kPa, indicador de temperatura de 0 a 100 °C, válvula de seguridad calibrada a 310 kPa, presión soportada por el material= 0- 826.8 kPa. Diámetro=0.21 m, altura=0,95 m	P=101.325 kPa T=18.6°C	2	3.600.000
Endulzado	Torre	Lámina 1/8" en acero inoxidable, mirilla en acrílico, manómetro de 0 a 413 kPa, indicador de temperatura de 0 a 100 °C, válvula de seguridad calibrada a 310 kPa, presión soportada por el material= 0- 826.8 kPa. Diámetro=0,1 m, altura=0,35 m	P=101.325 kPa T=18.6°C	2	3.600.000
Almacenamiento	Gasómetro	Polietileno de alta densidad, calibre 4, largo=10 m, diámetro=2,5, manómetro de 0 a 413 kPa, indicador de temperatura de 0 a 100 °C, 2 válvulas de seguridad calibradas a 310 kPa,	P= 9.3kPa T=18.6°C	2	2.000.000
Equipos de laboratorio					83.040.000
Total					141803060

Fuente: Los autores

El dimensionamiento de los principales equipos (reactor, torre de deshumidificación y torre de quimisorción) se muestran en los Anexos 2, 3 y 4.

En la Tabla 9 se especifican por los costos mensuales para la planta piloto, entre los cuales se incluyeron los servicios industriales, salarios por nómina y materias primas.

Tabla 10 Costos de producción por mes

Producción	Ítem	Requerimiento	Cantidad	Unidad	Valor (\$)
Servicios industriales	Agua		19	m ³	76.850
	Energía eléctrica		1032	kWh	396.000
	ACPM		30	gal	237.822
Nómina operativa	Operarios		2	persona	1.269.000
Materia prima	Hidróxido de calcio		373,8	kg	325.206
	Sílica gel		19,43	kg	277.346
	Oxido de hierro		25,09	kg	45.000
				Total	2.627.224

Fuente: Los autores

De acuerdo al estimativo de costos, la inversión en la construcción y puesta en marcha de la planta piloto es elevada, por lo cual se propone que su implementación esté en el marco de un proyecto de investigación, para el aprovechamiento integral de la penca de fique, dando las bases para acoplar procesos como la producción de biogás y alcohol a la industria formada por la cadena productiva del fique.

Los resultados de este trabajo sirven para incentivar a los cultivadores del fique a nivel nacional, a que conozcan alternativas para el uso integral de su cultivo, creen conciencia ambiental y obtengan mayores beneficios económicos del mismo.

3. CONCLUSIONES

Es posible estabilizar el bagazo de fique, mediante digestión anaerobia, en un proceso continuo a 23 litros; llegando a obtener un rendimiento promedio de biogás del orden de 0,547 m³biogás/kg SV alimentado, la cual es coherente con las productividades de otros residuos agrícolas.

El consorcio líquido ruminal y lodo estiércol de cerdo se adaptó al proceso de digestión anaerobia del bagazo de fique, a condiciones de temperatura ambiente, consiguiendo estabilizar una carga diaria de residuo equivalente a 2 kg SV/m³. La digestión anaerobia, en operación continua, del bagazo de fique produjo 30 L diarios en promedio, los cuales equivalen a 0,057kw.

Mediante un diseño básico de ingeniería se estableció que para una plantación de fique de 8 ha, ubicada en el municipio de Mogotes, el proceso de digestión anaerobia permitiría estabilizar 111,19 kg de bagazo/día los cuales equivalen a 14,44kwh de electricidad, con lo cual se demuestra que la tecnología empleada tiene un impacto positivo a nivel ambiental, acorde con la tendencia mundial de producción limpia y desarrollo sostenible. Adicionalmente, se producirían 25,59 kg/día de biosólido, el cual tiene una aplicación en la fertilización de suelo.

Se propone un diseño de proceso para el aprovechamiento integral de la penca de fique, mediante un modelo que involucre por parte de una única empresa la adquisición de la hoja, el beneficio y aprovechamiento de la fibra y la estabilización de los residuos; tendiente a la producción de biogás, alcohol y biosólido.

BIBLIOGRAFIA

ANDERSON G. H.; YANG G. “*Determination of bicarbonate and total volatile acid concentration in anaerobic digesters using a simple titration*”. Water Env. Research. 64 (1), 53-59.

AMON T.; AMON B.; KRYVORUCHKO V.; ZOLLITSCH W.; MAYER K.; GRUBER L. “*Biogas production from maize and dairy cattle manure—Influence of biomass composition on the methane yield*”. Agr.Ecosyst. Environ., 118, 2007, 173-182.

APHA - American Public Health Association. 1998. Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater. Edition 20th. Washington, USA.

ARCOS M.L.; OSSA F.; DÍAZ E.T. “*Criopreservación de aislados nativos de la bacteria ruminal Fibrobacter succinogenes*”. Revista Corpoica. 5, 2004, 60-63.

ARELLANO V. “*Estudio de las condiciones de operación de un biodigestor anaerobio a escala laboratorio para la metanización de residuos sólidos municipales del área metropolitana de Bucaramanga*”. Tesis de pregrado. Universidad Industrial de Santander. 2003.

ASAM Z.; POULSEN T.; NIZAMI A.; RAFIQUE R.; KIELY G.; MURPHY J.D. “*How can we improve biomethane production per unit of feedstock in biogas plants?*”. Applied energ., 88, 2011, 2013-2018.

BARRERA P.; SALAS X.; CASTRO L.; ORTIZ C.; ESCALANTE H.. “*Estudio preliminar de la bioproducción de metano a partir de los residuos del proceso de beneficio del fique*”. Revista ION, 22(1), 2009, 53-61.

CÁRDENAS R.; FUENTES E. “Efecto de la agitación sobre la producción de biogás a partir de bagazo de fique a diferentes escalas”. Tesis de pregrado. Universidad Industrial de Santander. 2011.

CARRILLO L. “Rumen y biogás” Microbiología agrícola. Cap. 5. 2003.

CASTRO MOLANO LILIANA DEL PILAR. “Proceso integral para la digestión anaerobia del bagazo de fique”. Tesis de doctorado. Universidad Industrial de Santander. Colombia.

CHEN T.; HASHIMOTO A.G. “*Effects of ph and substrate:Inoculum ratio on batch methane fermentation*”. Bioresource Technol., 56, 1996, 179-186.

FANNIN K. F. “*Start-up, operation, stability and control*”. Anaerobic digestion of biomass. Editado por Chynoweth D. Y. y Isaacson R. Elsevier applied science ltda. 1987.

GONZÁLEZ R. “Principios básicos de escalado”. Editorial Universitaria del Ministerio de Educación Superior de la República de Cuba. 2000.

GÓMEZ S.; PARRA E. Influencia de la carga de sustrato y la temperatura sobre los parámetros cinéticos de la etapa hidrolítica del proceso de digestión anaerobia de bagazo de fique. Tesis de pregrado. Universidad Industrial de Santander. 2011.

HU Z.; YU H. “*Anaerobic digestion of cattail by rumen cultures*”. Waste Managent., 26, 2006, 1222-1228.

HU Z.; YU H. “*Anaerobic digestion of cattail by rumen cultures*”. Waste Managent., 26, 2006, 1222-1228.

HU Z.; YU H. “*Application of rumen microorganisms for enhanced anaerobic degradation of corn stover*”. *Process Biochem.*, 40, 2005, 2371–2377.

HU Z.; YU H.; Zheng J. “*Application of response surface methodology for optimization of acidogenesis of cattail by rumen cultures*”. *Bioresource Technol.*, 97, 2006, 2103–2109.

HUNGATE R.E. En: “*A roll tube method for cultivation of strict anaerobes*” Editor: Wolfgang K. Joklik. Editorial ASM press, USA, 1970, 117-132.

KASHYAP D.R.; DADHICH K.S; SHARMA S.K. “*Biomethanation under psychrophilic conditions: a review*” *Bioresource Technol.*, 87, 2003, 147–153.

LOMAS ESTEBAN JOSE MARÍA; U.R.C.; MERINO TORRENS JOSE MIGUEL; CAMARERO ESTELA LUIS MIGUEL. “*Valorización de la biomasa en el país vasco*”. E.V. d.I.Energía, Editor. 2001. Bilbao, 19-30.

MADIGAN M.T.; MARTINKO J.M.; PARKER J. “*Brock biología de los microorganismos*”. Pearson Prentice Hall, 10, 2006, 151-159.

MATA-ALVAREZ J. *Biomethanization of the Organic Fraction of Municipal Solid Wastes*. Editorial IWA, España, 2003, 5-20.

MATA J.; RINCÓN M.; RINCÓN N.; ARAUJO I.; DÍAZ A.; “*Mesophilic and termophilic anaerobic stabilization of activated sludges from brewing industry*”. *Ciencia e Ingeniería Neogranadina*. 20-1. 2010. 5-21.

MILLER G. “*Use of Dinitrosalicylic Acid Reagent for Determination of Reducing Sugar*”. *Anal. Chem.*, 31, 1959, 426-428.

MINISTERIO DE AGRICULTURA Y DESARROLLO RURAL. Anuario Estadístico del Sector Agropecuario y Pesquero 2009. Bogotá, D.C.

MINISTERIO DE AMBIENTE, VIVIENDA Y DESARROLLO TERRITORIAL. Ministerio Nacional de Planeación. Guía Ambiental del Subsector Fiquero. 2006.

MSHANDETE A.; KIVAIISI A.; MUGASSA R.; BO M. “*Anaerobic batch co-digestion of sisal pulp and fish wastes*”. *Bioresource Technol.*, 951, 2004, 19-24.

MSHANDETE A.; BJÖRNSSON L.; KIVAIISIA A.K.; RUBINDAMYUGIA S.T.; MATTIASSON B. “*Enhancement of anaerobic batch digestion of sisal pulp waste by mesophilic aerobic pre-treatment*”. *Water Res.*, 39, 2005, 1569-1575.

NGES I. A.; ESCOBAR F.; FU X.; BJÖRNSSON L. “*Benefits of supplementing an industrial waste anaerobic digester with energy*”. *Waste Managent.* 32, 2012, 53-59.

NIZAMI A.; MURPHY J.D. “*What type of digester configurations should be employed to produce biomethane from grass silage?*”. *Renew. Sust. Energ. Rev.*, 14, 2010, 1558-1568.

O’SULLIVAN C.A.; BURRELL P.C.; CLARKE W.P.; BLACKALL L.L. “*Comparison of cellulose solubilisation rates in rumen and landfill leachate inoculated reactors*”. *Bioresource Technol.*, 97, 2006, 2356–2363.

PLATA L.; RIVERA D. “*Alternativas para el aprovechamiento del subproducto generado en la digestión anaerobia del bagazo de fique*”. Tesis de pregrado. Universidad Industrial de Santander, Colombia, 2011.

QUINTERO M. "Estudio de consorcios microbianos para la producción de biogás a partir de residuos del fique" Tesis de maestría. Universidad Industrial de Santander. Colombia. 2011.

RAPOSO F.; BANKS C.J.; SIEGERT I.; HEAVEN S.; BORJA R. "*Influence of inoculums to substrate ratio on the biochemical methane potential of maize in batch tests*". Process biochem., 41, 2006, 1444-1450.

RAPOSO F.; BORJA R.; MARTÍN M.A.; MARTÍN A.; DE LA RUBIA M.A.; RINCÓN B. "*Influence of inoculum-substrate ratio on the anaerobic digestion of sunflower oil cake in batch mode: Process stability and kinetic evaluation*". Chem Eng J., 2009, 149, 70-77.

TCHOBANOGLIOUS G.; THIESEN H.; VIGIL S. Gestión integral de residuos sólidos. Vol. I. McGraw Hill. Interamericana de España S.A. España, 1994.

XIE S.; LAWLOR P.G.; FROST J.P.; HU Z.; ZHAN X. "Effect of pig manure to grass silage ratio on methane production in batch anaerobic co-digestion of concentrated pig manure and grass silage". Bioresource Technol., 102, 2011, 5728-5733.

ANEXOS

Anexo No. A BALANCES DE MASA

- Reactor

Se realizó un balance de metano teórico, teniendo en cuenta las diferentes rutas para la producción de metano y los datos dados a continuación.

Datos del Proceso:

$$Q_{alimentación} = 0.1m^3$$

$$DQO = 266233.5 \text{ mgO}_2/l$$

$$\% \text{ de remoción} = 70\%$$

$$\text{Carbono orgánico total}(COT) = \frac{DQO}{3} = 88744.5 \text{ mgC}/l$$

$$COT \text{ del proceso} = COT * \% \text{remoción} = (88744 \text{ mgC}/l * 0.70) = 61766.2 \text{ mgC}/l$$

Reacción	Ecuación	Rendimientos
Glucosa a acético	$Glucosa + 2H_2O \rightarrow 2CH_3COOH + 4H_2 + 2CO_2$	0.9
Glucosa a butírico	$Glucosa \rightarrow 2H_2 + CH_3CH_2CH_2COOH + 2CO_2$	0.8
Glucosa a propiónico	$Glucosa + 2H_2 \rightarrow 2CH_3CH_2COOH + 2H_2O$	0.8
Propiónico a acético	$CH_3CH_2COOH + 2H_2O \rightarrow CH_3COOH + 3H_2 + CO_2$	0.75
Butírico a acético	$CH_3CH_2CH_2COOH + 2H_2O \rightarrow 2H_2 + 2CH_3COOH$	0.75
Acético a metano	$CH_3COOH \rightarrow CH_4 + CO_2$	0.9
CO ₂ a metano	$CO_2 + 4H_2 \rightarrow CH_4 + 2H_2O$	0.85

1. De glucosa a acético.

$$37059.7 \frac{mgC}{l} * \frac{120 \text{ mg acético}}{72 \text{ mg C}} * 0.9 = 55589.5 \text{ mg acético}/l$$

2. De glucosa a butírico.

$$12353,2 \frac{mgC}{l} * \frac{88 \text{ mg butírico}}{72 \text{ mg C}} * 0.8 = 12078.7 \text{ mg butírico}/l$$

3. De glucosa a propiónico.

$$12353,2 \frac{mgC}{l} * \frac{148 \text{ mg propiónico}}{72 \text{ mg C}} * 0.8 = 20314.2 \text{ mg propiónico}/l$$

4. De propiónico a acético.

$$20314.2 \frac{\text{mg propiónico}}{\text{l}} * \frac{60 \text{ mg acético}}{74 \text{ mg propiónico}} * 0.75 = 12353,2 \text{ mg acético/l}$$

5. De butírico a acético.

$$12078.7 \frac{\text{mg butírico}}{\text{l}} * \frac{120 \text{ mg acético}}{88 \text{ mg butírico}} * 0.75 = 12353,2 \text{ mg acético/l}$$

$$\text{cantidad acético} = 12353,2 + 12353,2 + 55589.5 = 80296 \text{ mg acético/l}$$

6. De acético a metano.

$$80296 \frac{\text{mg acético}}{\text{l}} * \frac{16 \text{ mg metano}}{60 \text{ mg acético}} * 0.9 = 19271 \text{ mg metano/l}$$

7. De acético a CO₂.

$$80296 \frac{\text{mg acético}}{\text{l}} * \frac{44 \text{ mg CO}_2}{60 \text{ mg acético}} * 0.85 = 50051.2 \text{ mg CO}_2/\text{l}$$

Ahora se calcula la composición del biogás.

$$\text{masa}_{\text{CH}_4} = 19271 \frac{\text{mg CH}_4}{\text{l}} * 100\text{l} * \frac{1\text{kg}}{1000\text{mg}} = 1.93 \text{ kg metano}$$

$$\text{masa}_{\text{CO}_2} = 50051.2 \frac{\text{mg CH}_4}{\text{l}} * 100\text{l} * \frac{1\text{kg}}{1000\text{mg}} = 5 \text{ kg CO}_2$$

$$n_T = \frac{n_{\text{CH}_4}}{M_{\text{CH}_4} * x_{\text{CH}_4}} = \frac{1.93 \text{ kg CH}_4}{16 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} * 0.65} = 0.18 \text{ kmol}$$

$$n_{\text{agua}} = n_t * x_{\text{agua}} = (0.18 * 0.08) = 0.014 \text{ kmol}$$

$$n_{\text{H}_2\text{S}} = n_t * x_{\text{H}_2\text{S}} = (0.18 * 0.02) = 0.004 \text{ kmol}$$

$$m_{\text{agua}} = M_{\text{agua}} * n_{\text{agua}} = \left(18 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} * 0.014 \text{ kmol} \right) = 0.27 \text{ kg agua}$$

$$\text{masa}_{\text{H}_2\text{S}} = M_{\text{H}_2\text{S}} * n_{\text{H}_2\text{S}} = \left(34.1 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} * 0.004 \text{ kmol} \right) = 0.004 \text{ kg H}_2\text{S}$$

$$\text{masa biogas} = (1,93 + 5 + 0.27 + 0.004) = 7.32 \text{ kg biogas}$$

$$\text{volumen de biogas} = \frac{\text{masa de biogas}}{\text{densidad de biogas}} = \frac{7.32\text{kg}}{0.96 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 7.6 \text{ m}^3$$

Balance global en el reactor

$$F_{BF} + F_{\text{reciclo}} - F_{LE} - F_{\text{biogas}} = 0$$

$$F_{\text{reciclo}} = 11.54 * F_{BF} = (11.54 * 111.19)\text{kg} = 1283.19\text{kg}$$

$$F_{LE} = F_{\text{reciclo}} + F_{\text{bagazo degradado}} = 1283.19\text{kg} + 103.87 = 1387.06\text{kg}$$

$$F_{BF} + F_{\text{reciclo}} - F_{LE} - F_{\text{biogas}} = 0$$

$$111.19\text{kg} + 1283.19\text{kg} - 1387.06\text{kg} - 7.32\text{kg} = 0$$

Anexo No. B DISEÑO DEL REACTOR PARA DA

Primero se calcula las cantidades de BF e inóculo (LEC+LR) que se alimentaran al reactor en el periodo de arranque.

Base de cálculo = 111.19 kg de BF que son aprox. 20323.30 g de SV BF

A partir de la RIS, se obtiene la cantidad de inóculo que se debe agregar.

$$RIS = \frac{\text{gramos de SV inóculo}}{\text{gramos de SV BF}}$$

Se calcula los g de SV de inóculo necesarios para mantener la RIS de 1.3.

$$g \text{ de SV inóculo} = (1.3 * 20323,30) = 26420,3 \text{ g de SV inóculo}$$

Se realiza la conversión de g de SV a gramos con la siguiente relación

$$1200 \text{ g de inóculo} \rightarrow 23,6 \text{ g de SV inóculo}$$

Luego los gramos de inóculo serán

$$\frac{26420,3 * 1200}{23,6} = 1343405,12 \text{ g de inóculo}$$

Se calcula el volumen de mezcla que se alimenta.

$$\begin{aligned} \text{flujo másico}_{\text{mezcla}} &= \text{flujo másico de BF} + \text{flujo másico de inóculo} \\ &= 111190 \frac{\text{g}}{\text{día}} + 134340,51 \frac{\text{g}}{\text{día}} \end{aligned}$$

$$\text{flujo másico}_{\text{mezcla}} = 245530,51 \text{ g/día}$$

$$\text{caudal}_{\text{mezcla}} = \frac{\text{masa}_{\text{mezcla}}}{\rho_{\text{mezcla}}} = \frac{245,53 \text{ kg}}{1071,07 \text{ kg/m}^3} = 0,23 \text{ m}^3/\text{día}$$

Una vez calculado el caudal de mezcla es necesario, establecer el tiempo de retención hidráulico (TRH). Se tomo un tiempo de retención hidráulico de 15 días, recomendado por la literatura para el rango mesofílico.

$$V_{\text{operación}} = Q_{\text{mezcla}} * TRH = (0,23 * 15) = 3,44 \text{ m}^3$$

Se calcula el volumen del reactor, con la siguiente ecuación:

$$V_{reactor} = 1.25V_{operación} = 4.30m^3$$

Se obtienen las dimensiones del reactor, usando la siguiente relación para mantener la similaridad geométrica.

$$R = \left(\frac{V_2}{V_1}\right)^{\frac{1}{3}} = \frac{Z_2}{Z_1} = \frac{T_2}{T_1} = \frac{W_2}{W_1} = \frac{D_2}{D_1} = \frac{C_2}{C_1}$$

Donde: V es volumen del reactor, Z es altura, T es diámetro, W es altura de la hélice, D es el diámetro del impulsor, C es la distancia del agitador al piso (Figura A1). Los subíndices 1 y 2 indican el equipo al que pertenecen.

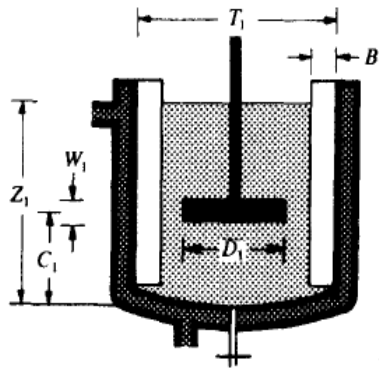


Figura A1. Diagrama de tanque agitado.

Para nuestro caso, R se obtiene de la relación de los volúmenes de cada reactor de la siguiente forma:

$$R = \left(\frac{V_2}{V_1}\right)^{\frac{1}{3}} = \left(\frac{4.30}{0.023}\right)^{\frac{1}{3}} = 5,72$$

Una vez conocido R y sabiendo las dimensiones del reactor a escala 23l se procede a calcular las dimensiones del nuevo reactor.

$$Z_2 = R * Z_1 = (5.72 * 0.43) = 2.46m$$

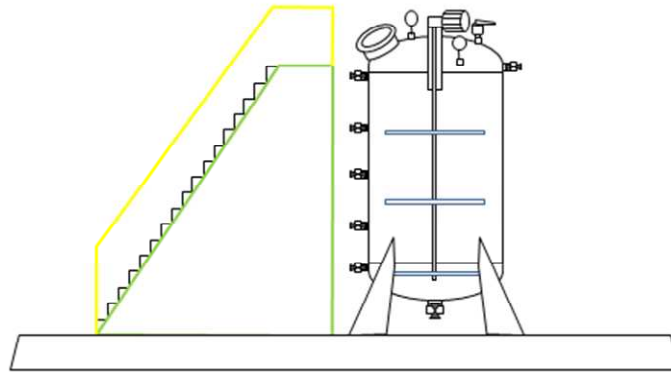
$$T_2 = R * T_1 = (5.72 * 0.25) = 1.43m$$

$$W_2 = R * W_1 = (5.72 * 0.03) = 0.17m$$

$$D_2 = R * D_1 = (5.72 * 0.19) = 1.09m$$

$$C_2 = R * C_1 = (5.72 * 0.08) = 0.48m$$

El reactor tendría un aspecto como el que se muestra en la Figura A2:



Fuente: Los autores

Figura A2. Esquema general del reactor planta piloto

Anexo No. C DISEÑO TORRE DE DESHUMIDIFICACIÓN POR ADSORCIÓN.

Se procede primero hacer el cálculo de la cantidad de sílica gel necesaria para retirar el agua presente en el biogás de un periodo de 30 días de operación. Para ello se hizo uso de la siguiente expresión:

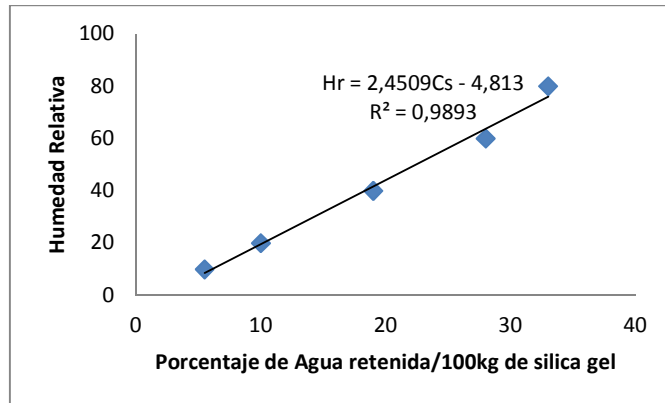
$$\text{masa de sílica gel} = w * \text{flujo másico de biogás} * t_r * \text{capacidad de sílica gel}$$

Donde:

- w es el contenido de humedad presente en la corriente de biogás y se calcula de la siguiente manera:

$$w = \frac{\text{masa de vapor}}{\text{masa de gas libre de vapor}} = \frac{0.27 \text{ kg de vapor de agua}}{7.06 \text{ kg de biogás seco}}$$
$$w = 0.04 \frac{\text{kg de vapor de agua}}{\text{kg de biogás seco}}$$

- Flujo másico de biogás, es de 7.33 kg/día, obtenido del balance de masa.
- Tiempo de ruptura (t_r), el cual es el tiempo desde que el lecho entra en operación hasta cuando alcanza la máxima concentración de agua en el lecho. En este momento la corriente se desviaría a un segundo lecho, iniciando el proceso de regeneración del primero. Para el proceso se tomo un tiempo de ruptura de 30 días.
- Capacidad de la sílica gel, se obtiene al leer la siguiente grafica.



Fuente: <http://www.quimicasilicagel.com.ar>

A partir de la anterior grafica se obtiene la siguiente ecuación:

$$H_r = 2.4509C_s - 4.813$$

Asumiendo un sistema ideal ($H_r = 1$), la capacidad de sílica gel es de $2,34 \text{ kg de sílica gel / kg de vapor de agua}$

Remplazando todos los términos anteriores en la ecuación (1), tenemos:

$$\text{masa de sílica gel} = w * \text{flujo másico de biogás} * t_r * \text{capacidad de sílica gel}$$

$$\text{masa de sílica gel} = (0.04 * 7.33 * 30 * 2.34) = 19.426 \text{ kg de sílica gel}$$

Una vez calculada la masa de sílica gel calculamos el volumen del lecho, utilizando una densidad aproximada de sílica gel de 700 kg/m^3

$$\text{Volumen de sílica} = \frac{19.4126 \text{ kg}}{700 \text{ kg/m}^3} = 0.0277 \text{ m}^3 \text{ de sílica}$$

Para el dimensionamiento se toma la siguiente relación:

$$\text{Volumen de la torre} = 1.2 \text{ volumen de sílica gel}$$

$$\text{Volumen de la torre} = (1.2 * 0.0277) = 0.0333 \text{ m}^3$$

En WALLAS S.M. 'Chemical process equipment. Selection and Design' recomiendan que la relación L/D este entre 3-6, por tanto se toma un valor intermedio de 4.5.

$$\frac{L}{D} = 4.5$$

$$\text{Volumen de la torre} = \frac{\pi}{4} D^2 L = 4.5 \frac{\pi}{4} D^3$$

Despejando la ecuación anterior se tiene las dimensiones de la torre

$$D = 0,21m ; L = 0,95m$$

Para el cálculo de la caída de presión en el lecho se utiliza la ecuación de Ergun simplificada, debido a que el biogás por su naturaleza se comporta como un fluido en régimen turbulento.

$$\Delta P = \frac{1.75(1 - \varepsilon)}{\varepsilon^3 d_p} L \rho v^2$$

Donde,

$$\rho = 0.96447 \text{ kg/m}^3 \text{ Densidad del biogás}$$

$$L = 0.80 \text{ m Longitud del lecho}$$

$$v = Q * A = 0.0025 \text{ m/s Velocidad del biogás en la torre.}$$

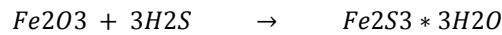
$$d_p = 0,003m \text{ Diámetro de partícula}$$

$$\varepsilon = 0,4 \text{ Fracción hueca}$$

$$\begin{aligned} \Delta P &= \frac{1.75(1 - \varepsilon)}{\varepsilon^3 d_p} L \rho v^2 = \frac{1.75(1 - 0.4)}{(0.4)^3 0.003} * 0.80 * 0.96447 * (0.0025)^2 = 2,63 * 10^{-2} Pa \\ &\cong 2,63 * 10^{-5} kPa \end{aligned}$$

Anexo No. D DISEÑO DE TORRES DE QUIMISORCIÓN

La reacción que ocurre dentro de la torre de quimisorción es la siguiente:



Con la conversión de la de la anterior reacción (56%) se calcula la masa de H_2S presente en la corriente de biogás. Luego Se calcula la cantidad de H_2S que daría una conversión del 100%:

$$0,126 \text{ kg } H_2S \rightarrow 56\%$$

$$x \text{ kg } H_2S \rightarrow 100\%$$

$$x = 0,23 \text{ kg } H_2S$$

Por relaciones estequiométricas se halla la cantidad de Fe_2O_3 a utilizar y el $Fe_2S_3 + 3H_2O$ producido:

$$m = 0,126 * \frac{1}{34,1} * \frac{1}{3} * 159,7 = 0,20 \text{ kg } Fe_2O_3$$

$$p = \frac{0,126 * 261,88}{3 * 34,1} = 0,32 \text{ } Fe_2S_3 + 3H_2O$$

Una vez obtenida la masa Fe_2O_3 a utilizar, se diseñó el filtro para operar por 30 días, luego de los cuales la corriente se desviaría a un segundo lecho, iniciando el proceso de regeneración del primero.

$$m = 0,2 * 30 = 5,92 \text{ kg } Fe_2O_3$$

Dimensionamiento de la torre:

- Volumen ocupado por el lecho:

$$V = \frac{5,92}{5242} = 0,0011 \text{ m}^3$$

- Volumen de la torre (sobrediseño del 20%):

$$V = 0,0011 * 1,2 = 0,0014 \text{ m}^3$$

$$\text{Relación } \frac{L}{D} = 5$$

$$D = \left(\frac{0,014 * 4}{3,1416 * 5} \right)^{1/3} = 0,07 \text{ m}$$

$$L = 0,07 * 5 = 0,35 \text{ m}$$

$$d = 0,07 \text{ m}$$

$$l = \frac{0,0011}{3,1416 * 0,07^2} = 0,29$$

Para el cálculo de la caída de presión dentro del lecho:

Usando el término turbulento de la ecuación propuesta por Kosenki-Carman:

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{1,75(1 - \epsilon)}{\epsilon^3 d_p} \rho v^2$$

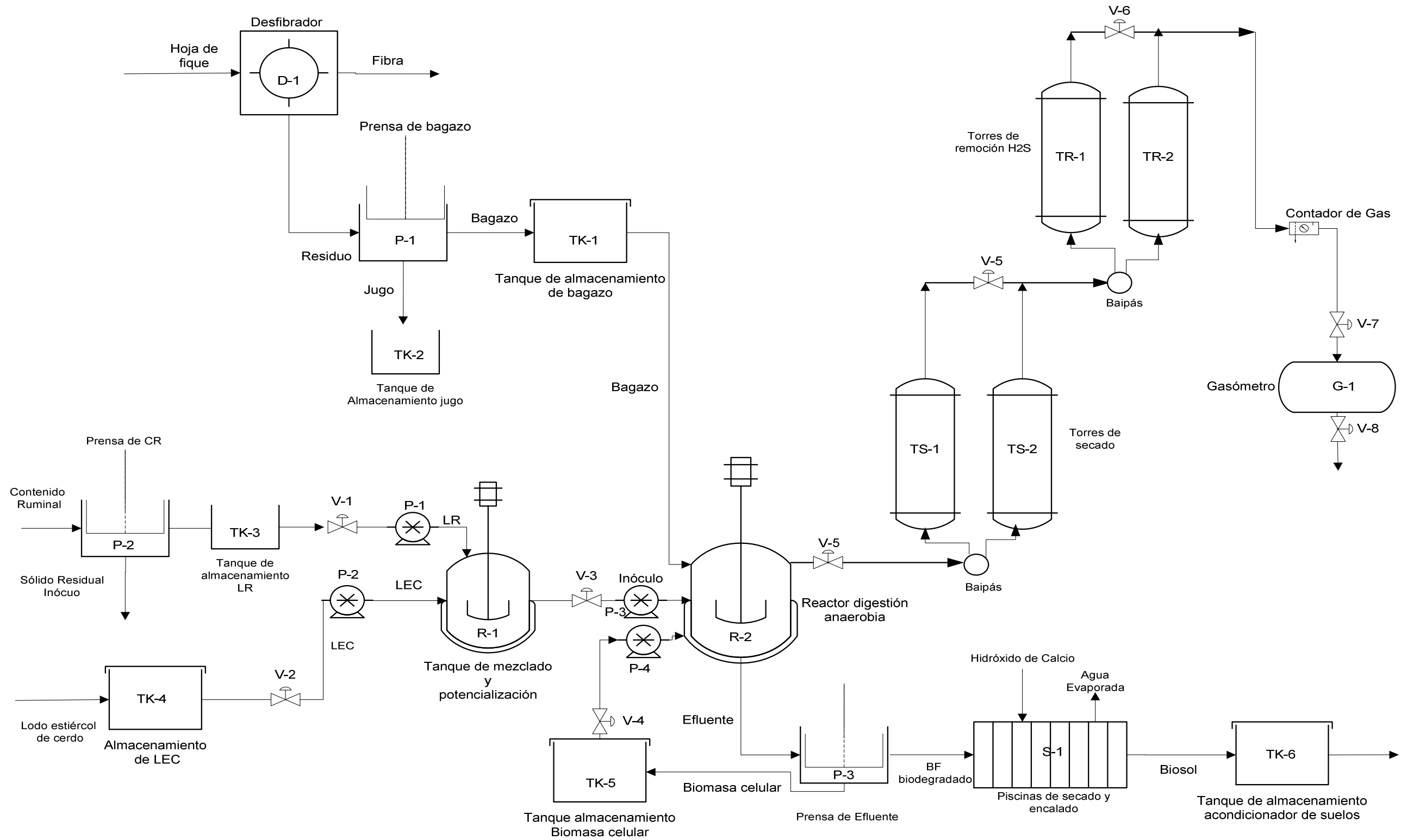
Cálculo de la velocidad del gas:

$$v = \frac{7,32}{\frac{(3,1416/4) * 0,07^2}{24 * 60 * 60}} = 5,3 * 10^{-7} \text{ m/s}$$

$$\Delta P = 0,29 \left(\frac{1,75(1 - 0,4)}{0,4^3 * 0,01} \right) * 5,3 * 10^{-7} * 0,96 = 7,44 * 10^{-11} \text{ Pa} = 7,44 * 10^{-14} \text{ kPa}$$

Observando estos resultados se puede considerar la caída de presión dentro del lecho despreciable.

Anexo No. E Diagrama de flujo del proceso



Fuente: Los autores