

**ESTUDIO DE LA FERMENTACIÓN ANAERÓBICA SEMICONTINUA DE
BAGAZO Y ESTIÉRCOL DE POLLO PARA PRODUCCIÓN DE ÁCIDOS
ORGÁNICOS**

PAULA ANDREA REYES RAMIREZ

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA
2006**

**ESTUDIO DE LA FERMENTACIÓN ANAERÓBICA SEMICONTINUA DE
BAGAZO Y ESTIÉRCOL DE POLLO PARA PRODUCCIÓN DE ÁCIDOS
ORGÁNICOS**

PAULA ANDREA REYES RAMIREZ

**Trabajo presentado como requisito para optar al título de
Ingeniero Químico**

Director

**MARK T. HOLTZAPPLE
Ingeniero Químico Ph.D
UNIVERSIDAD DE TEXAS A&M**

Lector

**ALVARO RAMIREZ GARCIA
Ingeniero Químico Ph.D
UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA
2006**

AGRADECIMIENTOS

El autor expresa sus agradecimientos a:

UNIVERSIDAD DE TEXAS A&M. Por haber permitido los medios necesarios para la realización de esta investigación, así como sus instalaciones donde fueron llevados a cabo todos los experimentos.

ESCUELA DE INGENIERIA QUÍMICA. Universidad Industrial de Santander. Por la oportunidad de la pasantía investigativa realizada en la Universidad de Texas A&M.

Dr. MARK HOLTZAPPLE. Ingeniero Químico. Profesor de la Universidad de Texas A&M. Dr. CESAR GRANDA. Ingeniero Químico investigador, por sus valiosas orientaciones y apoyo durante el desarrollo de esta investigación.

GRUPO DE INVESTIGACIÓN “MixAlcho Process” UNIVERSIDAD DE TEXAS A&M. Por su gran apoyo y solvencia durante el desarrollo de la pasantía.

Dr. ALVARO RAMÍREZ GARCÍA. Ingeniero Químico y director de la Escuela de Ingeniería Química Universidad Industrial de Santander

A mis padres y hermanos, por su gran amor y apoyo para lograr uno de los objetivos más grandes de mi vida.

A mis amigos por su valiosa compañía y amistad incondicional.

A Dios por ser mi guía espiritual, por acompañarme y bendecirme en todos los proyectos que he emprendido hasta hoy.

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	11
1. MARCO TEÓRICO	17
1.1. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO “MixAlco Process”	17
1.2. FERMENTACIÓN ANAERÓBICA EN CONTRACORRIENTE.	18
1.2.1. Factores que influyen en la Fermentación anaeróbica	19
1.2.2. Requerimientos de sustrato y nutrientes.	21
1.2. PRETRATAMIENTO DE LA BIOMASA	21
1.3. DEFINICIÓN DE TÉRMINOS	22
2. MATERIALES Y METODOS	26
2.1. MATERIALES	26
2.1.1. Sustrato	26
2.1.2. Inóculo	27
2.1.3. Agua de Fermentación	28
2.1.4. Construcción de los Fermentadores	28
2.2. MÉTODOS	30
2.2.1. Condiciones de la Fermentación.	30
2.2.2. Balance de masa	31
2.3. MÉTODOS ANALÍTICOS	33
2.3.1. Análisis de líquidos	33
2.2.2. Análisis de gases	35
2.2.3. Análisis de sólidos	36
3. RESULTADOS Y ANÁLISIS	37
3.1. PRODUCCIÓN DE ÁCIDOS ORGÁNICOS	37
3.2. PRODUCCIÓN DE METANO	43
3.3. BALANCES DE MASA	45

CONCLUSIONES	47
RECOMENDACIONES	48
BIBLIOGRAFÍA	49
ANEXOS	51

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Diagrama de flujo Proceso de mezcla de Alcoholes	17
Figura 2. Etapas de la fermentación en contracorriente.	19
Figura 3. Etapas del crecimiento bacteriano.	20
Figura 4. Diagrama de digestión de la Biomasa	23
Figura 5. Bagazo de caña de azúcar pretratado	26
Figura 6. Estiércol de pollo	27
Figura 7. Inóculo Marino	28
Figura 8. Agua desoxigenada para fermentación	28
Figura 9. Reactores de fermentación	29
Figura 10. Fermentador de botella para centrífuga	29
Figura 11. Incubadora de rodillos <i>Wheaton Modular Cell Production Roller</i> .	30
Figura 12. Base de puesta de muestras para el Cromatógrafo de gases	34
Figura 13. Cromatógrafo de gases	34
Figura 14. Concentración total de ácidos para el tren de fermentación P.	39
Figura 15. Concentración total de ácidos para el tren de fermentación Q	40
Figura 16. Concentración total de ácidos para el tren de fermentación R	41
Figura 17. Productividad total de ácidos vs. TCSV	41
Figura 18. Selectividad vs. TCSV	42
Figura 19. Conversión vs. TCSV	42
Figura 20. Productividad vs. TCSV	43
Figura 21. Cierre total del balance de masa para el sistema P	45
Figura 22. Cierre total del balance de masa para el sistema Q	46
Figura 23. Cierre total del balance de masa para el sistema R	46

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Datos de la carga inicial en los reactores	31
Tabla 2. Datos específicos para la transferencia a contracorriente	31
Tabla 3. Resultados de la fermentación a contracorriente	38
Tabla 4. Resultados de la producción de gases	44
Tabla 5. Calculo de SV en el líquido	57
Tabla 6. Producción de ácidos carboxílicos (g/L) tren P	58
Tabla 7. Producción de ácidos carboxílicos (g/L) tren Q	60
Tabla 8. Producción de ácidos carboxílicos (g/L) en el tren R	62
Tabla 9. Condiciones y resultados 80/20 bagazo/ estiércol de pollo, experimento por Thanakoses (2002).	74

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
ANEXO A. PROCEDIMIENTO PARA LA TRANSFERENCIA EN CONTRACORRIENTE SOLIDO-LIQUIDO	52
ANEXO B. PREPARACION DEL AGUA DESOXIGENADA	54
ANEXO C. PREPARACION DE MUESTRAS PARA ACIDOS ORGANICOS	55
ANEXO D. DETERMINACION DE SOLIDOS VOLATILES EN EL CALDO DE LA FERMENTACION	56
ANEXO E. PRODUCCION DE ACIDOS CARBOXILICOS DURANTE LA FERMENTACION	58
ANEXO F. DATOS DE LA TRANSFERENCIA DURANTE EL ESTADO ESTABLE	65
ANEXO G. CONDICIONES Y RESULTADOS DE LA FERMENTACION 80/20 BAGAZO Y ESTIERCOL DE POLLO POR THANAKOSES(2002)	74

RESUMEN

TITULO: ESTUDIO DE LA FERMENTACIÓN ANAERÓBICA SEMICONTINUA DE BAGAZO Y ESTIÉRCOL DE POLLO PARA PRODUCCIÓN DE ÁCIDOS ORGÁNICOS*

AUTOR: PAULA ANDREA REYES RAMIREZ**

PALABRAS CLAVES: Ácidos carboxílicos, fermentación anaeróbica, producción de metano, proceso MixAlco, bagazo de caña de azúcar, estiércol de pollo.

DESCRIPCION:

El objetivo de este trabajo fue investigar la producción de ácidos orgánicos y metano a partir de la Fermentación anaeróbica en contracorriente de Estiércol de pollo y bagazo de la caña de azúcar el cual fue pretratado previamente con hidróxido de amonio al 30% en volumen. Se utilizaron tres trenes, cada uno de cuatro reactores. Líquidos y sólidos fueron transferidos en direcciones opuestas a través de los reactores cada veinticuatro horas, lo que permite altas concentraciones de producto. El contenido de metano en cada reactor fue analizado para estudiar los efectos sin inhibidor por medio de la inyección de muestras de gases en un *cromatógrafo de gases Agilent 6890 Technologies*.

Los resultados reportaron una productividad de metano entre 1.21-0.60 g CH₄/L líquido alimentado para los sistemas P,Q y R. Los valores de pH fueron

* Trabajo de Grado

** Facultad de Físicoquímicas, Escuela de Ingeniería Química, Director: Mark. T. Holtzapple, Ingeniero Químico PhD

controlados usando bicarbonato de amonio como solución buffer. Este experimento fue desarrollado a una temperatura de 40°C.

Los productos de la concentración de ácidos estuvieron sobre 18g/L. Los balances de masa fueron aplicados una vez los sistemas alcanzaron el estado estable y los cierres para cada uno de ellos estuvieron entre 72% y 81%.

ABSTRACT

TITLE: STUDY OF THE ANAEROBIC SEMI - CONTINUOUS FERMENTATION OF BAGASSE AND CHICKEN MANURE FOR PRODUCTION OF ORGANIC ACIDS*

AUTHOR: PAULA ANDREA REYES RAMIREZ**

KEY WORDS: Carboxylic acids, anaerobic fermentation, methane production, MixAlco process, sugarcane bagasse, chicken manure.

Abstract: The objective of this work was to investigate the carboxylic acid and methane production by means of the countercurrent anaerobic fermentation of fresh chicken manure and sugarcane bagasse pretreated with ammonium hydroxide 30 % volume.

Three trains, each one with four reactors, were performed, and liquids and solids were transferred in opposite directions among the reactors every twenty-four hours, which allow high product concentration. Methane content in each reactor was analyzed to study the effects of not using inhibitor by injecting the gas samples in an *Agilent 6890 series gas chromatograph* device.

The results reported methane productivity between (1.21-0.60 g CH₄/ L liquid fed) to fermentation systems P, Q, R. pH values were controlled every day using a buffer solution composed by ammonium bicarbonate. This experiment was

* Project of Degree

** Faculty of Physiochemical Engineerings, School of Chemical Engineering. Director: Mark.T.Holtzaple.

performed at temperature of 40 °C. Acid concentration products were over 18 g/L. Mass balances were applied once the systems reached the steady state and the closure for all of them were between 72% and 81%.

INTRODUCCIÓN

La biomasa es una de las fuentes alternativas de energía que ha adquirido gran importancia debido a la escasez de los yacimientos de petróleo y es constantemente sometida a diferentes transformaciones físicas y químicas dentro de sofisticados procesos de una alta eficiencia para convertirlos en calor útil. Recientemente, la biomasa es la fuente de energía más explotada por los humanos debido a su abundancia y accesibilidad. Este es uno de los caminos de prevención de la contaminación ambiental puesto que se usan varios materiales orgánicos biodegradables como residuos animales, humanos y residuos de cosechas entre otros.

De acuerdo a las estadísticas [16], más de dos millones de personas en el mundo usan la biomasa como fuente de energía domestica, sin embargo los químicos de la biomasa también han sido usados como reemplazo de los combustibles líquidos derivados del petróleo obtenidos a partir de materiales orgánicos.

Por esto y debido a la gran demanda de los combustibles fósiles existente en los últimos años (Holtzapple, con.pers) ha desarrollado un completo proceso de fabricación de químicos y combustibles a partir de una gran variedad de fuentes de biomasa, este es el "MixAlcho Process". La etapa básica del proceso es la fermentación. Esta usa microorganismos para formación de ácidos que degradan la materia orgánica o biomasa los cuales pueden encontrarse en ambientes marinos, rumen de los animales, compostajes, pantanos entre otros. Los ácidos carboxílicos productos de la fermentación son sometidos a una serie de métodos químicos para convertirlos en alcoholes.

Esta investigación se centra principalmente en la etapa de la fermentación. Bagazo y estiércol de pollo son fermentados para estudiar la productividad de ácidos orgánicos y metano sin el uso de un agente inhibidor.

La biomasa es pretratada con una fuente de nitrógeno, en este caso hidróxido de amonio. Una fermentación en contracorriente fue aplicada debido a que de esta manera concentraciones altas de ácidos pueden ser obtenidas [12].

1. MARCO TEÓRICO

1.1. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO “MixAlco Process”.

Durante 15 años, se han realizado diferentes investigaciones para optimizar este proceso, la versión más utilizada se aprecia en la Figura 1. En una primera etapa la biomasa es pretratada con Hidróxido de Calcio para aumentar la digestibilidad, sin embargo, en esta investigación la biomasa fue pretratada con hidróxido de amonio con el propósito de estudiar los efectos del pretratamiento con una fuente de nitrógeno que haga innecesario el uso de Iodoformo como agente inhibidor para la producción del metano. Seguidamente la biomasa es cargada a una serie de reactores donde ocurre la fermentación, aquí, los microorganismos dan lugar a la formación de ácidos carboxílicos, manteniendo las condiciones anaeróbicas necesarias y un control de pH en el cual los microorganismos tienen su tiempo de vida máximo. Esto último se logra con el uso de una solución buffer como el carbonato de calcio que mantiene el pH en un valor neutro y así facilita la formación de las sales de carboxilato.

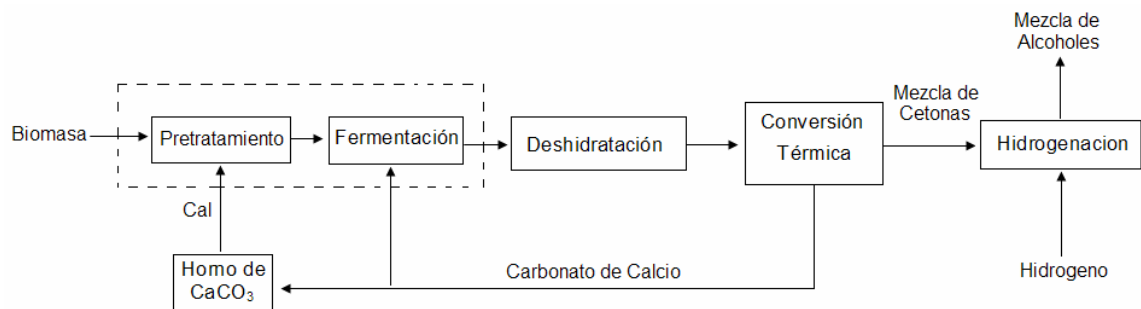


Figura 1. Diagrama de flujo Proceso de mezcla de Alcoholes. Fuente: Biofuels and chemicals from biomass.

Una tercera etapa del proceso concentra las sales de carboxilato por medio de una deshidratación. Una vez deshidratadas las sales estas son químicamente

convertidas a una mezcla de cetonas por una conversión térmica donde uno de los subproductos es el carbonato de calcio que puede ser recirculado a las etapas de fermentación y pretratamiento.

Finalmente las cetonas son hidrogenadas para producción de mezcla de alcoholes usados como fuente de combustibles.

1.2. FERMENTACIÓN ANAERÓBICA EN CONTRACORRIENTE.

La fermentación a contracorriente es usada en este tipo de experimentos debido a que previos estudios han demostrado que de esta forma es posible obtener la más alta concentración y conversión de producto. Aquí, el paso de los sólidos y líquidos es en direcciones opuestas a través de una serie de fermentadores (Figura 2). El agua fresca es agregada a la última etapa de la fermentación (F4) y es transferida de reactor en reactor. El producto líquido es recolectado en el reactor (F1). A su vez la biomasa fresca es inyectada por el primer reactor (F1) y los residuos sólidos son colectados al final de las 4 etapas (F4).

Como muestra la figura 2, la digestión de la biomasa aumenta de derecha a izquierda y la concentración de ácidos de izquierda a derecha, de este modo las más altas concentraciones de ácido están con la biomasa fresca en la corriente de producto líquido y las más bajas con la biomasa menos reactiva [12]. El anexo A muestra el procedimiento seguido para la transferencia sólido-líquido.

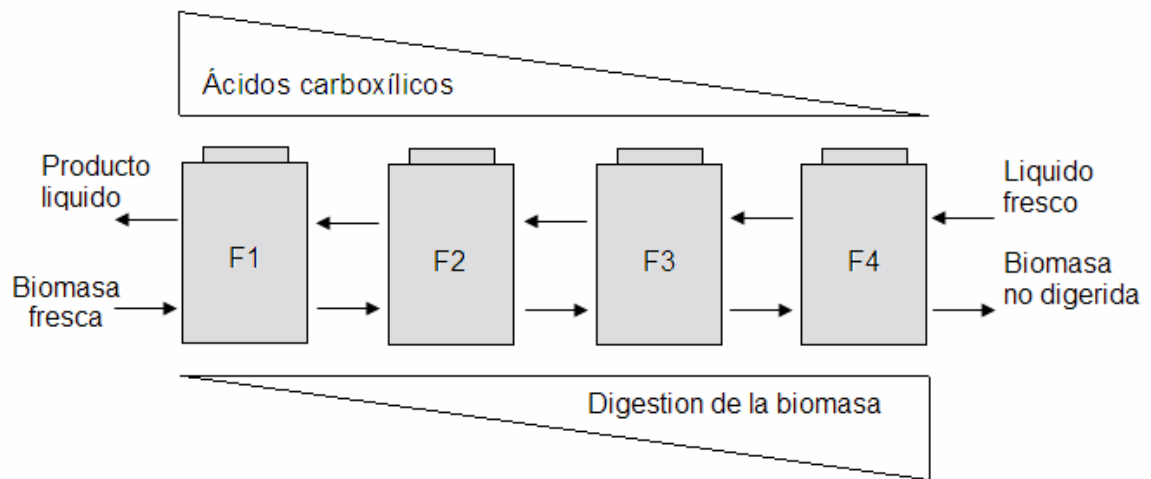


Figura 2. Etapas de la fermentación en contracorriente. Fuente: Conversion of municipal solid waste to carboxylic acids using a mixed culture of mesophilic microorganisms.

1.2.1. Factores que influyen en la Fermentación anaeróbica

- **Efectos del pH.** El pH es uno de los factores más importantes en el proceso de digestión anaerobia de la materia orgánica. La mayoría de las bacterias son inhibidas a pH bajos. Estudios han demostrado que el óptimo valor de pH que permite una buena digestión y crecimiento de las bacterias metanogénicas está entre 6.5-7.2 [6]. A medida que la concentración de ácido en la reacción aumenta, esta ocasiona un envenenamiento en las bacterias haciendo que los valores de pH disminuyan; de aquí la importancia del uso de un agente buffer o alcalino que mantengan el pH en su valor neutral.

- **Efectos de la Temperatura.** Otra característica que influye en el crecimiento bacteriano son los cambios ambientales que estos puedan sufrir gracias al proceso biológico que representa. Debe notarse que una vez iniciada la fermentación, cambios bruscos de temperatura $> 5^{\circ}\text{C}$ podrían disminuir la producción total [6], por esto es importante mantener casi constante este parámetro básico.

➤ **Efectos del Oxígeno.** Algunas de las bacterias son estrictamente anaeróbicas, es decir la presencia de oxígeno podría limitar su crecimiento y a su vez disminuir la producción total. Por esta razón, la preparación del agua de fermentación sigue un procedimiento estricto: Se purga la cabeza del frasco de cocción con nitrógeno líquido y se agrega cisteína y sulfito de sodio, estos últimos en proporciones iguales para eliminar el oxígeno existente [10]. El anexo B muestra los pasos de cocción del agua desoxigenada.

➤ **Efectos de la agitación.** La agitación juega un papel importante en la fermentación anaeróbica, debido a que es indispensable mantener la homogeneidad y contacto de la mezcla entre el sustrato y las bacterias evitando los espacios vacíos donde la actividad biológica es mínima.

➤ **Adición de Inóculos.** La figura 3 muestra la curva típica del crecimiento de las bacterias [15]. Allí puede verse claramente que el crecimiento consta de tres etapas, etapa de arranque, etapa de estabilización y etapa de descenso.

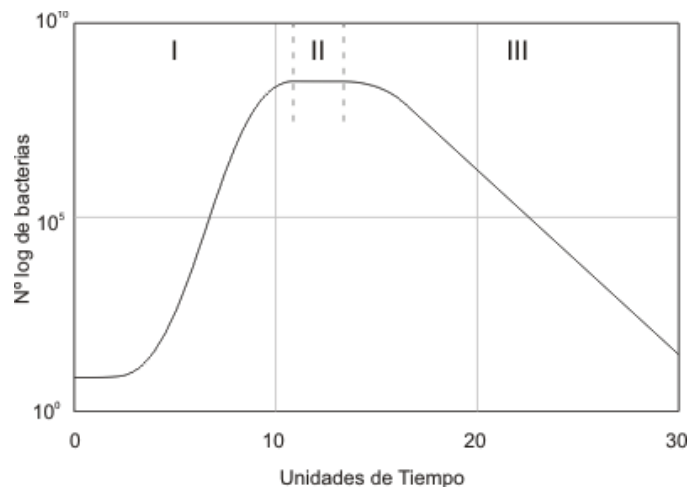


Figura 3. Etapas del crecimiento bacteriano. Fuente: Fermentación Anaeróbica

La adición de una fuente rica en microorganismos que se encuentren en actividad, puede ahorrar el desarrollo de la primera etapa. En esta investigación fue necesario el uso del inóculo para arrancar el sistema de fermentación con una fermentación discontinua. Una vez las bacterias encuentren un valor adecuado de estabilización al nuevo ambiente, la producción por cada gramo de carga es mucho mayor.

1.2.2. Requerimientos de sustrato y nutrientes. El uso de nutrientes es un elemento esencial en la fermentación anaeróbica debido a que estos mejoran el crecimiento de los microorganismos. Teniendo en cuenta que el contenido de nutrientes del bagazo de la caña de azúcar es muy bajo, se hace necesaria la presencia de un segundo sustrato que aporte estos nutrientes como lo son los estiércoles de animales los cuales contienen una variedad de nutrientes como nitrógeno, vitaminas, y minerales [4].

De este modo esta investigación combina dos sustratos: uno con un alto contenido de carbohidratos y el otro con alto contenido de nutrientes. Así no se hace necesaria la presencia de nitrógeno en forma de úrea para incrementar la productividad.

1.2. PRETRATAMIENTO DE LA BIOMASA

En muchos sustratos usados en fermentación como el bagazo de caña de azúcar la lignina está presente en mayor proporción. La lignina es un polímetro aromático inerte que rodea la hemicelulosa y celulosa y disminuye la capacidad de ataque de los microorganismos. Este tipo de biomasa no es directamente aprovechable y por ende es necesario someterla a un pretratamiento que elimine las incrustaciones de lignina y aumente la digestibilidad de la biomasa.

Estudios desarrollados por Wyman [13], han encontrado que la biomasa puede ser pretratada con cal e hidróxido de calcio, estableciendo una temperatura y tiempo adecuados [2]. Tiempos cortos de pretratamiento de 1-3 horas requiere de temperaturas entre (85-130°C), a su vez, tiempos de pretratamiento de mas de 24 horas, las temperaturas menores a 60°C pueden ser efectivas [8].

Actualmente el hidróxido de amonio es utilizado en diferentes proporciones para el pretratamiento de biomasa. Para esta investigación fueron estudiados dos métodos donde la temperatura y el tiempo fueron las variables principales.

1.3. DEFINICIÓN DE TÉRMINOS.

La biomasa de alimentación esta compuesta de sólidos volátiles (SV) y cenizas, a excepción de la lignina, los sólidos volátiles son más reactivos. Por tanto los análisis para esta investigación son desarrollados teniendo en cuenta los sólidos volátiles de los flujos. En la figura 3 se muestra como los SV de la biomasa son convertidos en tres diferentes productos: líquidos, gaseosos y una parte de los sólidos residuos de la fermentación. En el producto líquido o caldo de la fermentación, los sólidos volátiles están compuestos por ácidos carboxílicos, polisacáridos almacenados y proteínas extracelulares [12].

Por otro lado, la corriente de producto gaseoso esta compuesta por una serie de gases entre ellos los más importantes determinados por el análisis: metano, nitrógeno y dióxido de carbono. Este ultimo es producido de dos maneras diferentes; el primero es el CO₂ biótico proveniente de la degradación propia de la biomasa y el segundo es el CO₂ abiótico el cual se produce por neutralización de los ácidos carboxílicos con NH₄HCO₃ como lo muestra la reacción estequiométrica (Ec.1). Así, 1 mol de CO₂ biótico produce una mol de CO₂ abiótico.

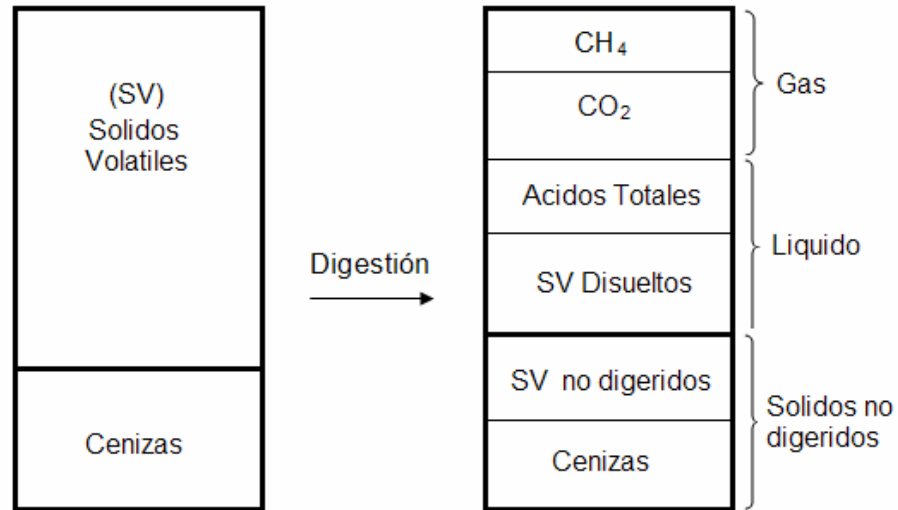
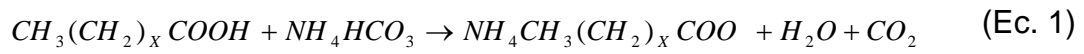


Figura 4. Diagrama de digestión de la Biomasa. Fuente: Conversion of bagasse and corn stover to mixed carboxylic acids using a mixed culture of mesophilic microorganisms.

Las siguientes, son las definiciones empleadas durante el desarrollo de esta investigación, tomadas de estudios anteriores:

$$X = \frac{\text{SV digeridos}}{\text{SV alimentados}} \quad (\text{Ec. 2})$$

$$\delta = \frac{A_T}{\text{SV digeridos}} \quad (\text{Ec.3})$$

$$P_A = \frac{A_T}{V_{L-F1-F4} * t} \quad (\text{Ec.4})$$

$$p = \frac{g \text{ ácidos totales}}{g \text{ SV alimentados}} \quad (\text{Ec.5})$$

Donde,

X , Conversión (g SV digeridos/g SV alimentados)

δ , Selectividad total de los ácidos (g ácidos totales/g SV digeridos)

P_A , Productividad total de ácidos (g ácidos totales/L líquido*d)

p , Producción total (g ácidos totales/ g SV alimentados)

EL tiempo de residencia de líquidos (TRL) determina el tiempo de permanencia del líquido en el sistema. Altos valores de TRL permite altas concentraciones de producto y viceversa [1]. Este parámetro es calculado así:

$$TRL = \frac{VTL}{Q} \quad (\text{Ec.6})$$

$$VTL = \sum_i (K_i * w + \bar{F}_i) \quad (\text{Ec.7})$$

Donde,

Q , flujo de líquido que sale del conjunto de reactores (F1-F4) (L/d)

\bar{K}_i , Promedio de la masa de torta húmeda en el fermentador i (g)

w , Promedio de la fracción de líquido de la torta de sólidos en el fermentador i
(L líquido/g torta húmeda)

\bar{F}_i , Promedio de volumen de líquido que sale del fermentador i (L)

La tasa de carga de sólidos volátiles se calcula:

$$TCSV = \frac{S\text{Valimentados}/d}{VTL} \quad (\text{Ec.8})$$

2. MATERIALES Y MÉTODOS

2.1. MATERIALES

2.1.1. Sustrato. Bagazo de la caña de azúcar y estiércol de pollo fueron utilizados en una proporción de 80/20 respectivamente. El bagazo fue pretratado con dos métodos diferentes antes de ser utilizado en el experimento. En el primero el bagazo fue acumulado en botellas con 10 mL de hidróxido de amonio NH_4OH (30%) / g de biomasa seca durante 24 horas a una temperatura de 55°C y un segundo pretratamiento aplicado con las mismas proporciones de hidróxido de amonio / biomasa con un cambio en el tiempo de siete días y a una temperatura ambiente. Una vez terminado el pretratamiento la biomasa fue lavada manualmente para reducir su valor de pH y después secada a temperatura ambiente en bandejas de acero inoxidable. Para un total de biomasa usada, seis sesiones de pretratamiento fueron desarrolladas cada una con 288 g de bagazo seco.



Figura 5. Bagazo de caña de azúcar pretratado

El estiércol de pollo fue adquirido en el Centro de Ciencia de la Universidad de Texas A&M, Collage Station, Texas. El estiércol fue almacenado en un congelador y usado fresco durante todo el experimento para evitar perdidas de material volátil. El contenido de humedad del bagazo pretratado y el estiércol de pollo fue de 0.0633 g H₂O/ g bagazo húmedo y 0.6233 g H₂O/ g de estiércol húmedo.



Figura 6. Estiércol de pollo

2.1.2. Inóculo. Para este experimento la fuente de microorganismos usada fue el inóculo marino. El inóculo fue colectado de sedimentos de las playas East Beach, 9st Street y 8 mile en la isla de Galveston, Texas. Los sedimentos fueron colectados de huecos excavados de aproximadamente 0.5 m de profundidad como muestra la figura 7 y posteriormente puestos en botellas previamente envasadas hasta la mitad con agua desoxigenada para luego ser almacenadas en congelador hasta su uso en la fermentación.



Figura 7. Inoculo Marino

2.1.3. Agua de Fermentación. El agua utilizada en la fermentación fue el agua desoxigenada compuesta por 0.275 g de sulfito de sodio/ L agua destilada y 0.275 g de hidrociorato/L agua destilada, los cuales evitan la presencia del oxígeno en la fermentación. Esta fue almacenada en una serie de botellas correctamente cerradas para usos posteriores en el experimento. El agua fue preparada cada vez la fermentación lo requirió.



Figura 8. Agua desoxigenada para fermentación

2.1.4. Construcción de los Fermentadores. Los reactores utilizados en el experimento fueron hechos con botellas de plásticas centrífuga de 1L de

volumen, cubierta perfectamente con un tapón de goma tamaño-11 el cual contiene un tubo de vidrio atravesándolo en el medio (Figura 10).



Figura 9. Reactores de fermentación

El tubo de vidrio fue sellado en el extremo superior con un tabique de goma para permitir el muestreo de gases [12]. Como ilustra la figura 10 el tapón de goma tamaño-11 fue perforado con dos agujeros en los lados los cuales fueron atravesados por dos tubos de acero inoxidable de 10 y 12 pulgadas de longitud previamente soldados en el extremo inferior.

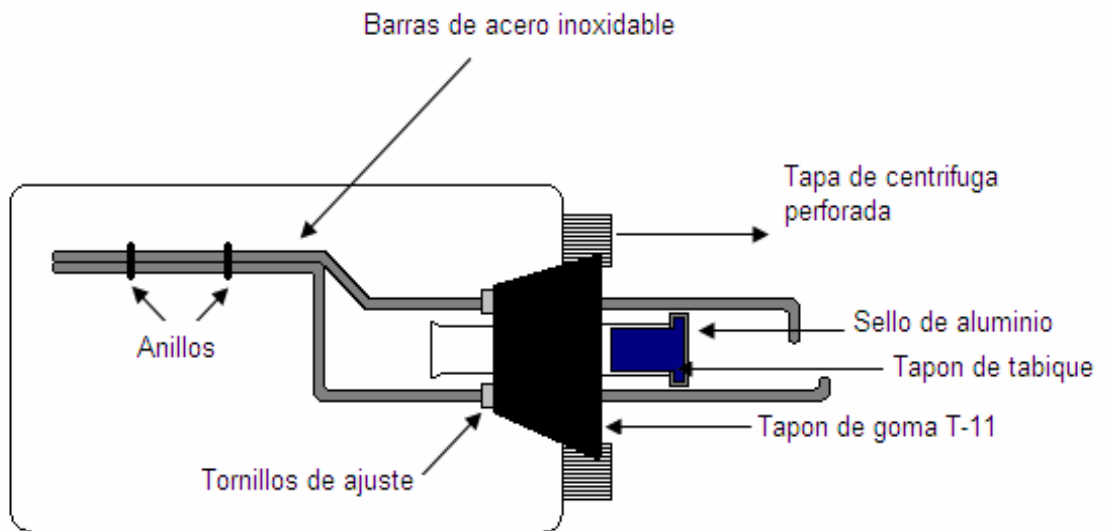


Figura 10. Fermentador de botella para centrifuga

Los reactores fueron puestos en una serie de tubos PVC ubicados dentro de una incubadora de rodillos (*Wheaton Modular Cell Production Roller*) a 40°C, para mantener los reactores en agitación de 1 rpm. Este aparato se muestra en la Figura 11.



Figura 11. Incubadora de rodillos *Wheaton Modular Cell Production Roller*.

2.2. MÉTODOS

2.2.1. Condiciones de la Fermentación. La temperatura a la cual fue llevada a cabo la fermentación fue 40°C en condiciones anaeróbicas. Los primeros 21 días, cada reactor fue sometido a una fermentación discontinua y posteriormente se inició la fermentación semicontinua donde líquidos y sólidos se intercambiaron cada 24 horas. Después de cada transferencia, los valores de pH fueron medidos y controlados en cada reactor con bicarbonato de amonio para neutralizar los ácidos carboxílicos. La cantidad de gramos agregada de bicarbonato de amonio se hizo acorde a los siguientes valores de pH:

pH<6.7 agregar 0.4 g NH_4HCO_3

pH<6.8 agregar 0.3 g NH_4HCO_3

pH<6.9 agregar 0.1 g NH_4HCO_3

Cada vez que los reactores fueron abiertos al ambiente fueron purgados con nitrógeno líquido a alta presión para mantener las condiciones anaeróbicas.

La carga inicial para cada uno de los sistemas y las condiciones específicas de cada uno se muestran en la tabla 2.

Para iniciar la fermentación, todos los reactores fueron cargados con las mismas cantidades de material de la siguiente manera:

Tabla 1. Datos de la carga inicial en los reactores

MATERIAL	CANTIDAD
Bagazo de caña de azúcar (g)	34.2
Bicarbonato de amonio NH_4HCO_3 (g)	1.5
Estiércol de pollo (g)	22.0
Agua desoxigenada (mL)	334.0
Inóculo marino (mL)	50.0

Durante los dos primeros días fue necesario agregar una adición de bicarbonato de amonio para garantizar la estabilización del pH por lo menos por encima de 6.5.

Tabla 2. Datos específicos para la transferencia a contracorriente

TREN DE FERMENTACION	P	Q	R
Temperatura °C	40	40	40
SV alimentados a F1 en cada transferencia (g VS)	2.70	4.06	5.41
Sólidos alimentados en cada transferencia (g seco)	4.00	6.00	8.00
Líquido alimentado a F4 en cada transferencia (L)	0.05	0.05	0.05
Peso retenido en F1 (g torta húmeda)	286	284	282
Peso retenido en los reactores F2-F4 (g torta húmeda)	300	300	300
Frecuencia de la transferencia	Cada 24 horas	Cada 24 horas	Cada 24 horas

P, Q y R, sistemas de fermentación.

2.2.2. Balance de masa. Un balance de masa fue aplicado a cada uno de los sistemas cuando estos alcanzaron el estado estable con el fin de determinar y

conocer las cantidades de gases y ácidos producidos por biomasa cargada al sistema. Una serie de datos de peso y volumen de líquidos y sólidos fueron tomados todos los días durante la transferencia y se reportan en el anexo F. El balance de masa es medido por la cantidad de sólidos volátiles que entran y salen del sistema, es decir un balance global es aplicado de la siguiente manera:

$$\text{Masa que sale} = \text{Masa que entra} + \text{Agua de hidrolisis} \quad (\text{Ec.9})$$

Donde el cierre total del balance sería;

$$\text{Cierre} = \frac{\text{Masa que sale}}{\text{Masa que entra} + \text{Agua de hidrolisis}} \quad (\text{Ec.10})$$

$$\text{Cierre} = \frac{\text{SV no digeridos} + \text{SV disueltos} + \text{Acidos carboxilicos producidos} + \text{CO}_2\text{Biotico} + \text{CH}_4}{\text{Masa que entra} + \text{Agua de hidrolisis}} \quad (\text{Ec.11})$$

Un buen balance indica que el cierre deberá ser del 100%, sin embargo en todo experimento existe una desviación por el error por lo cual es difícil alcanzar este porcentaje.

Los datos y procedimientos para determinar el balance de masa se encuentran en los Anexos.

2.3. MÉTODOS ANALÍTICOS

2.3.1. Análisis de líquidos

- **Análisis para ácidos carboxílicos.** Cada 24 horas después de transcurrida la fermentación, 3 mL de muestra de los reactores PF1, QF1 y RF1 fueron almacenados en tubos para centrifuga de 15 mL de capacidad, para posteriores análisis. El análisis fue desarrollado por cromatografía la cual determina la cantidad de ácidos carboxílicos producidos a partir de la fermentación.

Cada muestra siguió un procedimiento para su preparación; estas, fueron mezcladas con partes iguales de 1 mL de 3-M H_3PO_4 y un estándar interno (4-metil-n-ácido valérico) los cuales fueron depositados en frascos de 2 mL de volumen especiales para el análisis de líquidos en cromatógrafos de gases como lo ilustra la figura 12. Un cromatógrafo de gases con alta resolución (*Agilent Technologies 6890, Palo Alto, CA*) mostrado en la figura 13, fue utilizado para el análisis, equipado con un detector de ionización en llama (FID), un inyector de serie, y 30-m de una columna capilar de sílice fundida (*J&W Scientific, Modelo #123-3232 CX, Agilent Technologies, CA*). Este procedimiento es detallado previamente en [1] y reportado en el anexo C.

Los puntos de referencia para la cabeza de presión y temperatura del equipo para este experimento fueron 103 kPa (13-15 psig) y 200°C respectivamente. El tiempo de análisis para cada una de las muestras fue de 20 minutos.

Los datos obtenidos por el cromatógrafo con la cantidad de cada ácido en g/L, fueron analizados y se reportan en el anexo E.



Figura 12. Base de puesta de muestras para el Cromatógrafo de gases



Figura 13. Cromatógrafo de gases

- **Análisis para Materiales Volátiles.** Para realizar un buen balance de masa, es necesario el conocimiento de la cantidad de sólidos volátiles disueltos en el líquido de colección proveniente del reactor F1, así mismo y debido al grado de separación sólido-líquido, el líquido acarrea una parte de sólidos que puede ser significativo y requiere ser analizado.

Una vez el sistema parece haber alcanzado el estado estable, donde un cambio menor al 5% en la concentración de ácidos es insignificante; los líquidos y sólidos salientes del sistema en cada transferencia, fueron colectados en botellas de centrifuga y almacenados en congelador para su posterior análisis.

El análisis fue desarrollado cuando las botellas de colección estuvieron en su máximo nivel de llenado. Este procedimiento se detalla en el anexo D.

2.2.2. Análisis de gases. El tiempo de duración total del experimento fue de 4 meses y durante el último mes de la fermentación una vez cada semana, 3-4 mililitros de una muestra de gases provenientes de cada reactor fueron tomadas para el análisis del contenido de metano, dióxido de carbono y nitrógeno. Este procedimiento fue llevado a cabo antes de la transferencia con el fin de lograr la máxima fracción mol de gases como resultado del análisis.

El equipo utilizado, fue el Cromatógrafo de gases con un detector de conductividad térmica (*TDC*) y una columna equipada con 2.1 mm ID (*Carboxen 1000, Supelco 1-2390 U*) [1]. El tiempo total de análisis para cada muestra de gases fue de 10 minutos.

Cada 24 horas los gases producidos por cada reactor fueron medidos usando una columna de desplazamiento (50 mm diámetro interno) la cual mediante la generación de una presión de vacío, succiona los gases de cada reactor. EL líquido del cilindro contiene una solución de CaCl_2 al 30% para reducir el crecimiento microbiano y la evaporación del agua en el tanque. El CaCl_2 tiene un pH de 5.6 lo que previene la absorción del CO_2 .

El volumen de gas fue convertido a moles usando el volumen molar de los gases a 22°C ; esto significa que el volumen por longitud (19.6 mL volumen/ 1 cm longitud de agua desplazada) deberá ser dividida entre 22.41 L/mol. Si la producción total de gases es calculada sin tener en cuenta la cantidad de gases substraída para el análisis, esto no debería afectar el balance de masa global [12].

2.2.3. Análisis de sólidos. Las cantidades de sólidos volátiles presentes en las corrientes de salida y entrada del sistema fueron determinadas para aplicar un balance de masa en el estado estacionario.

Cada 24 horas los residuos sólidos provenientes del reactor F4 fueron colectados en botellas de centrífugas y destinados a congelamiento. Al igual que en los líquidos, el análisis de sólidos se realizó por botella de colección. Básicamente la determinación de sólidos se hizo a través del secado de las muestras a 105°C por 48 horas y finalmente calcinadas en una mufla a 550°C durante 3 horas.

3. RESULTADOS Y ANÁLISIS

Los resultados reportados no fueron los ideales sin embargo existen varias alternativas de mejoramiento en cuanto al pretratamiento, transferencia en contracorriente e inhibición de metano.

Todos los datos colectados de muestreo de gases, producción de ácidos, datos de la transferencia durante el estado estacionario fueron reportados en los anexos.

3.1. PRODUCCIÓN DE ÁCIDOS ORGÁNICOS.

Inicialmente una fermentación discontinua fue aplicada para todos los reactores con el fin de permitir que las bacterias encontraran una estabilización al nuevo ambiente y facilitaran la digestión de la biomasa en el momento de empezar la transferencia. Durante el 1 al 21 de Abril, 2006 fue controlado el pH y las muestras de líquido fueron analizadas para ácidos orgánicos. Pasados los 21 días de la fermentación discontinua, cuando las concentraciones de ácidos estuvieron entre 16-24 g/L, fue iniciado el proceso de carga a cada sistema. Como se mencionó anteriormente 3 trenes de 4 fermentadores P, Q y R fueron operados para el experimento.

Las figuras 14-16 muestran el perfil de la concentración total de ácidos para todos los sistemas. Desde el día 21 de abril al 3 de mayo, 2006 (21-33) la transferencia fue hecha entre los reactores F1 y F2 para todos los trenes de fermentación. Debido a que los microorganismos incrementan su digestibilidad con la adición de biomasa fresca (Holtzapfle con.pers), la producción de ácidos se hace mayor con el tiempo, por esta razón, no se observó cambio alguno en la concentración, pero el sistema tardo 1 mes mas del tiempo total esperado (3 meses) para llegar al estado estacionario. Durante los días 21 de abril al 6 de junio fue aplicado el

pretratamiento # 1 y en adelante el # 2, por lo mencionado anteriormente, no se observó cambio significativo en las concentraciones de ácidos, lo que era de esperarse puesto que el tiempo y la temperatura son variables inversas entre los dos pretratamientos, es decir en el #1 la temperatura es alta a tiempos de reacción cortos y en el #2 a temperaturas bajas el tiempo de reacción debe ser mayor. El tren de fermentación R tuvo la más alta concentración obtenida. La tabla 3 muestra los resultados obtenidos para las 3 fermentaciones.

Tabla 3. Resultados de la fermentación en contracorriente

TREN DE FERMENTACION	P	Q	R
Concentración total de ácidos carboxílicos (g/L)	19.31	25.67	35.89
Ácido acético (g/L)	11.20	16.63	23.64
Ácido propiónico (g/L)	5.76	5.90	6.60
Ácido butírico (g/L)	1.62	2.35	5.07
Ácido valérico (g/L)	0.73	0.70	0.48
Ácido Caprónico (g/L)	0.01	0.07	0.11
Ácido heptanóico (g/L)	0.00	0.00	0.00
Producción (g totales de ácido/ g VS alimentados)	0.25	0.21	0.18
Conversión (g SV digeridos/ g SV alimentados)	0.63	0.53	0.56
Selectividad (g totales de ácido/ g SV digeridos)	0.40	0.40	0.31
Productividad del total de ácidos carboxílicos (g totales ácidos/(L de líquido d))	2.17	2.23	2.40
Productividad del CO ₂ biótico (g CO ₂ /L líquido d)	0.58	0.44	0.26
Productividad del metano (g CH ₄ /L líquido d)	0.21	0.49	0.60
Cierre del balance de masa (g SV digeridos/ g SV alimentados)	0.81	0.80	0.72
<i>TRL</i> (d)	8.85	11.45	14.98
<i>TRCSV</i> (g SV/(L líquido en todos los fermentadores*d))	9	10.9	14.3

TCSV = Tasa de carga de sólidos volátiles

TRL = Tiempo de residencia del líquido

Durante el programa experimental realizado en el laboratorio, se lograron buenos resultados en cuanto a la producción de ácidos para Q y R considerando que según Aiello-Mazarri[1] éstas, superan la concentración que desde el punto de vista económico es rentable (22 g/L).

Mientras la transferencia fue realizada, pudo observarse que el contenido de sólidos en el último reactor fue disminuyendo (anexo F).

Q y R tuvieron mejores resultados que P, la disminución continua que aparece en la figura 14 a partir de el día 11 de Mayo de 2006 (punto a) se produjo debido a los 20.4 g de bagazo seco y 14 g de estiércol húmedo que fueron agregados al reactor PF4 conforme a la perdida de sólidos presentada. Esta es una de las razones por las que los valores de concentración para Q y R fueron más altos.

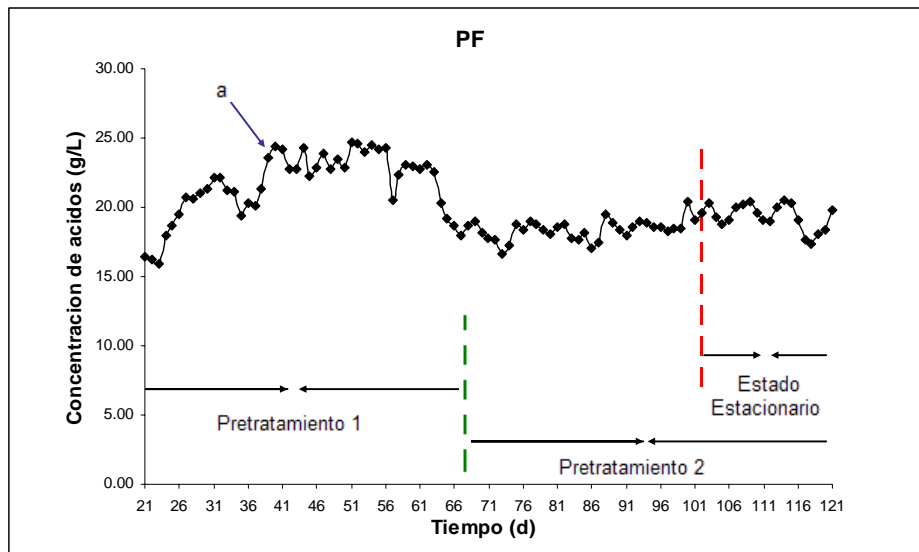


Figura 14. Concentración total de ácidos para el tren de fermentación P.

Transcurrida la fermentación, todos los sistemas fueron naturalmente alcanzando su estado estacionario, sin embargo por errores de procedimiento durante el desarrollo del experimento pueden observarse cambios bruscos en las concentraciones. La figura 15 muestra en el pico (b) que la concentración disminuyó a 24.13 g/L debido a que minutos antes de empezar la transferencia en este conjunto los reactores, QF1 y QF2 fueron intercambiados. Esto causó que el sistema se desestabilizara un poco.

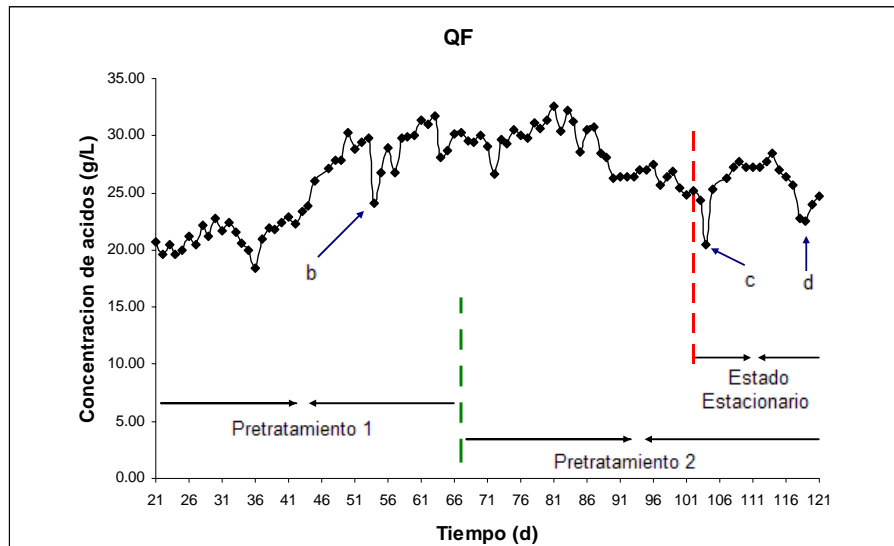


Figura 15. Concentración total de ácidos para el tren de fermentación Q

A partir del día 114, se observa una disminución en la concentración, esto se debe a que la producción de metano en el reactor QF3 fue aumentando en cada análisis. De allí que en el punto (d) se presente una disminución de 25.72 g/L en el día 117 a 22.49 g/L el día 118. Podría decirse que en cuanto a la concentración de ácidos carboxílicos el sistema Q no alcanzó completamente el estado estacionario; sin embargo los datos y resultados en el balance de masa reportan un cierre del sistema superior al 70%.

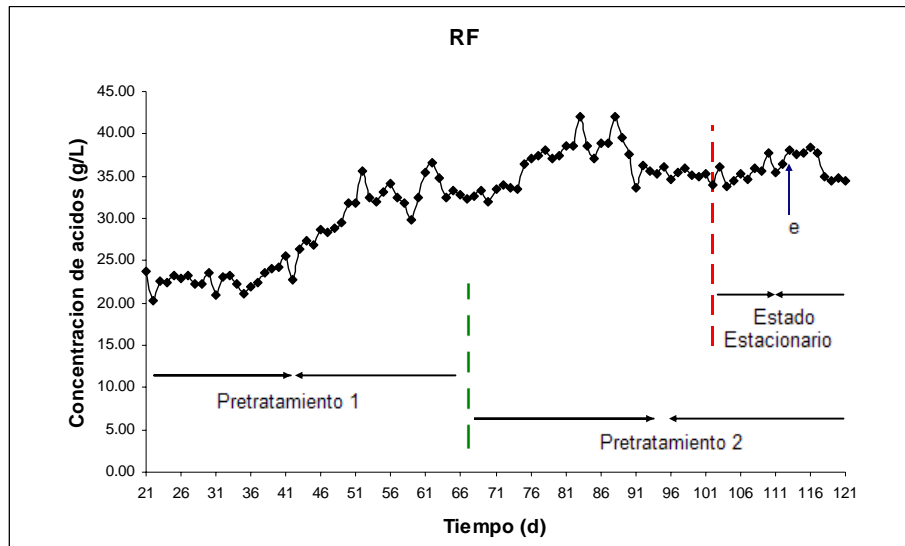


Figura 16. Concentración total de ácidos para el tren de fermentación R

En las figuras 17-20 aparecen las líneas de correlación de la productividad total de ácidos, selectividad, conversión y producción total con respecto a la tasa de carga de sólidos volátiles (TCSV).

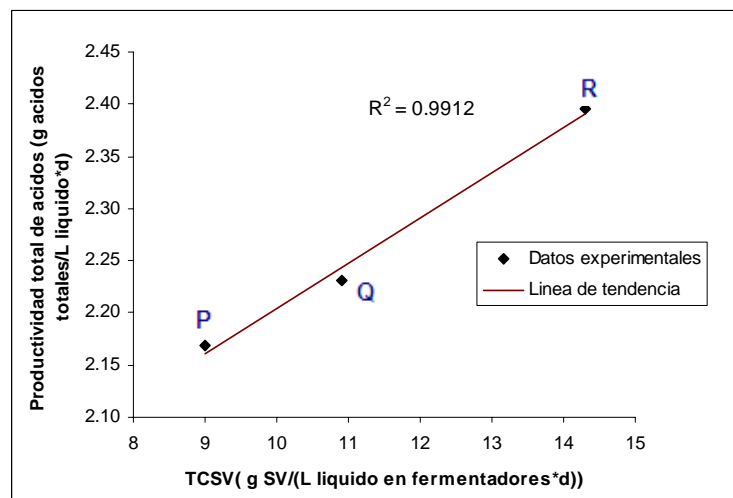


Figura 17. Productividad total de ácidos vs. TCSV

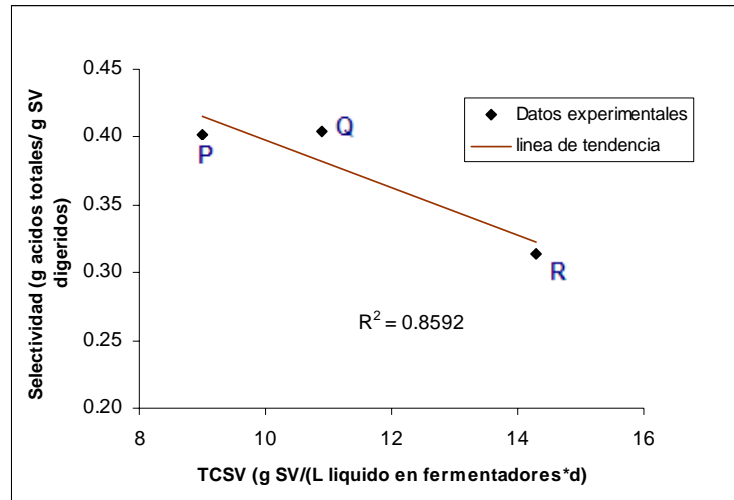


Figura 18. Selectividad vs. TCSV

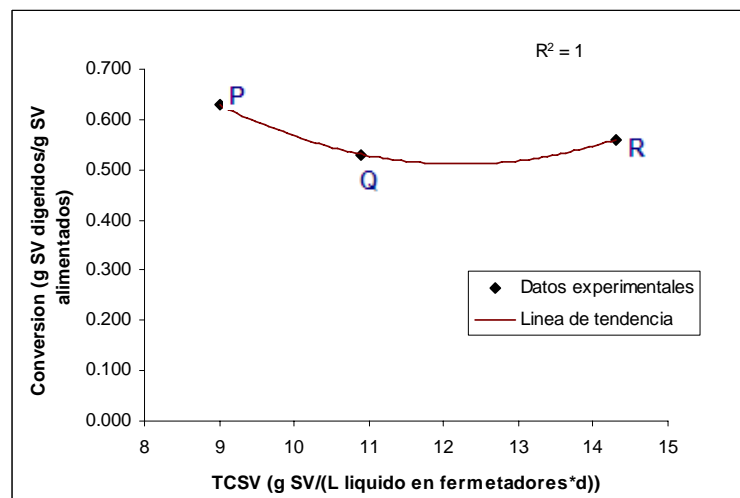


Figura 19. Conversión vs. TCSV

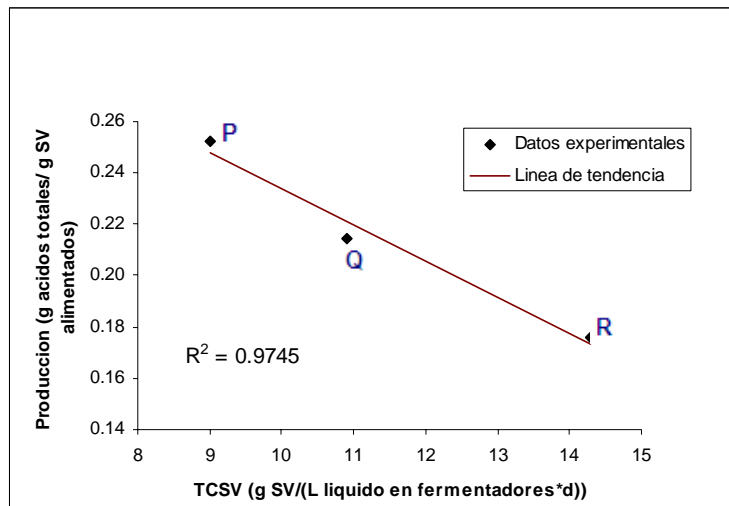


Figura 20. Producción vs. TCSV

La Fermentación con la más alta concentración de ácidos y más alta productividad de ácidos totales fue R con 35.89 g/L y 2.40 g ácidos totales/L líquido*d respectivamente. Los parámetros para esta fermentación fueron TCSV=14.3 g SV/ (L líquido*d) y TRL= 14.98 d; este sistema también obtuvo los valores más bajos de selectividad (0.31 g ácidos totales/g SV digeridos) y producción (0.18 g ácidos totales/g SV alimentados). Así mismo la fermentación P fue operada con un TRL= 8.85 d y TCSV= 9 g SV/ (L líquido*d), esta; tuvo la más alta producción (0.25 g ácidos totales/g SV alimentados), conversión (0.63 g SV digeridos/ g SV alimentados), selectividad (0.40 g ácidos totales/g SV digeridos) y la más baja productividad de ácidos totales (2.17 g ácidos totales/L líquido*d)

3.2. PRODUCCIÓN DE METANO.

Las mediciones de metano se hicieron una vez cada semana pero por fallas en el funcionamiento del equipo, no fue posible determinar estas cantidades. Sin embargo durante el último mes de experimentación, se hicieron cuatro mediciones

para cada uno de los 12 fermentadores con las cuales se pudo determinar la cantidad producida y de esta manera el balance de masa.

Tres gases son reportados por el cromatógrafo después del análisis: CH₄, CO₂ y N₂, La tabla 4 muestra los resultados del promedio de las cuatro mediciones obtenidas por el equipo.

Tabla 4. Resultados de la producción de gases

FERMENTADOR	N₂(% mol)	CH₄(%mol)	CO₂(%mol)
PF1	0.68	0.04	0.29
PF2	0.67	0.05	0.28
PF3	0.70	0.09	0.20
PF4	0.86	0.01	0.13
QF1	0.64	0.04	0.32
QF2	0.68	0.04	0.28
QF3	0.57	0.15	0.27
QF4	0.70	0.09	0.21
RF1	0.66	0.02	0.32
RF2	0.75	0.03	0.22
RF3	0.70	0.05	0.26
RF4	0.54	0.16	0.31

Uno de los objetivos de este trabajo fue observar la producción de metano puesto que se considero inhibido con el pretratamiento con hidróxido de amonio. Aquí se observa que la mayor producción de metano la tienen los dos últimos reactores de los sistemas Q y R Esto ocurre debido a que la digestión de la biomasa disminuye de F1 a F4 por ende las concentraciones de ácidos en los reactores F3 y F4 son las mas bajas [1] haciendo que las bacterias productoras de metano no sean inhibidas por la falta de material fresco. El sistema P no presentó esta característica pues se observa la producción mas baja de metano en el reactor PF4 debido a la biomasa fresca agregada.

El 22 de Julio, 2006 (punto e) se presentó una explosión en el reactor RF3 llevando a la pérdida de un 30 % del líquido y algo de sólidos, por consiguiente los resultados muestran una mayor proporción de metano en RF y por ende una disminución en la producción cuando el sistema ya había alcanzado el estado estable.

3.3. BALANCES DE MASA.

El balance de masa fue aplicado para los tres sistemas una vez alcanzaron el estado estacionario, es decir, periodo comprendido desde el 11 al 31 de Julio, 2006. Como se observa en las figuras 14-16, P fue el sistema que tardo menos tiempo en llegar al estado estacionario seguido esta el tren R y finalmente el Q, las figuras 21-23 muestran el balance global y el porcentaje de cierre total de los tres sistemas.

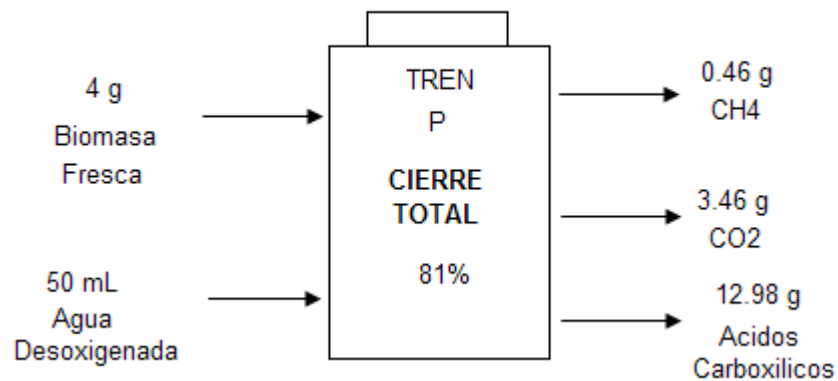


Figura 21. Cierre total de balance de masa para el sistema P

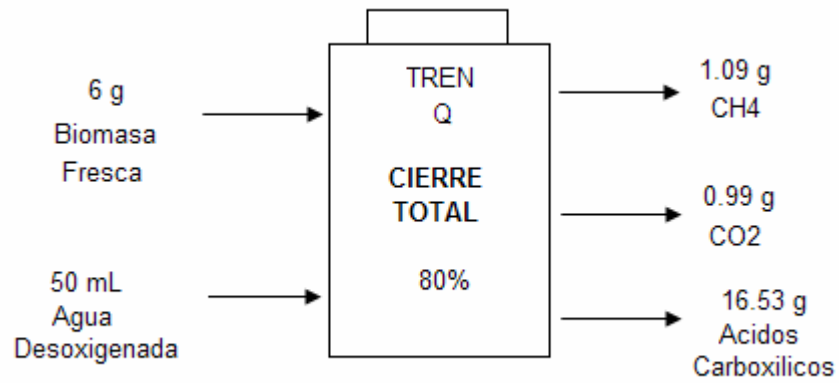


Figura 22. Cierre total de balance de masa para el sistema Q

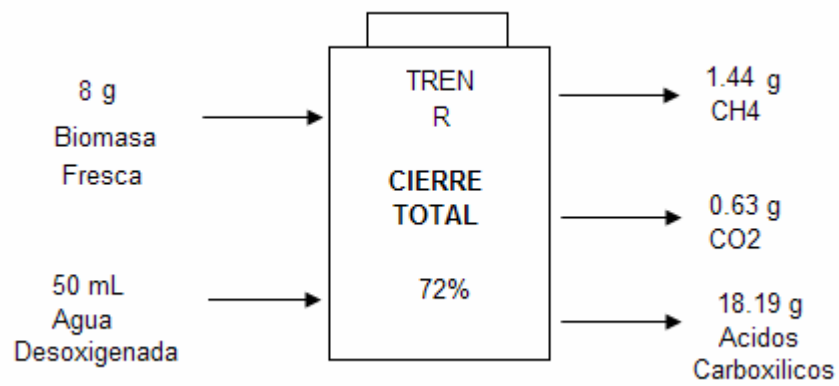


Figura 23. Cierre total de balance de masa para el sistema R

CONCLUSIONES

A partir de los resultados obtenidos se pueden extraer las siguientes conclusiones:

1. La relación 80/20 bagazo y estiércol de pollo proporciona excelentes resultados, comparado con los datos de la tabla 9 (Anexo G).
2. La productividad del metano ($\text{g CH}_4/\text{L}$ líquido alimentado) estuvo entre 1.21-0.60 para los sistemas P, Q y R operados a las mismas condiciones de reacción, pH, tiempo y temperatura.
3. En el sistema con mayor carga de sólidos la producción de metano aumenta linealmente con el aumento de la digestión de la biomasa. Por consiguiente existen mayores posibilidades para el control de la inhibición metanogénica en sistemas con cargas mayores a 8 g de sólidos en base seca.
4. La selectividad y productividad de las reacciones para todos los sistemas disminuyeron linealmente con el aumento de la velocidad de carga de sólido (TCSV), y de manera contraria la productividad de ácidos totales aumentó.
5. Según los datos reportados en el anexo F, la separación sólido-líquido en todos los sistemas fue deficiente puesto que no fue fácil mantener el peso constante de sólidos en cada reactor y como consecuencia el balance de masa no ajustó completamente.

RECOMENDACIONES

1. En cuanto a la producción del metano, se hacen dos recomendaciones:

- Realizar experimentos de este tipo variando la concentración en volumen del hidróxido de amonio usado para el pretratamiento de la biomasa.
- Debido a que la producción de metano en los reactores F3 y F4 es mayor, un agente inhibidor podría ser agregado a estos, con el fin de destruir las bacterias metanogénicas haciendo que con la disminución de la digestión de la biomasa, disminuya el contenido de metano y aumente la concentración de ácidos.

2. Para el balance de masa:

- Se recomienda mejorar la separación sólido-líquido aumentando el tiempo de centrifugación de los reactores.
- Someter el bagazo a un proceso de molienda antes de llevarlo a la etapa fermentativa, para reducir el tamaño de partícula y lograr que la separación sólido-líquido sea más eficiente.

BIBLIOGRAFIA

- [1] AIELLO-MAZARRI, Cateryna. AGBOGBO, Frank and HOLTZAPPLE, Mark. 2005. Conversion of municipal solid waste to carboxylic acids using a mixed culture of mesophilic microorganisms. *Bioresource Technology* 97 (2006). 47-56.
- [2] CHAN, W. 2002. Thermophilic anaerobic fermentation to waste biomass for producing acetic acid. Ph.D Disertación. Departamento de Ingeniería Química. Universidad de Texas A&M, College Station.
- [4] DOMKE, S. 1999. Fermentation of industrial biosludge, paper fines, bagasse, and chicken manure to carboxylic salts. Ph.D. Disertación. Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Texas A&M, College Station.
- [6] IDARRAGA ARIAS, Emilio de Jesús y GUTIERREZ MANRIQUE, William. Montaje de una plata piloto para la producción continua de gas combustible por fermentación anaeróbica del estiércol de res. Trabajo de Grado (Ingeniero Químico). Universidad Industrial de Santander. Escuela de Ingeniería Química. Bucaramanga. 1975.
- [7] LASER, Mark. *et al.* A comparison of liquid hot water and steam pretreatments of sugar cane bagasse for bioconversion to ethanol. *Bioresource Technology* 81 (2002) 33-44.
- [8] MOODY. Andrew. Pilot-scale fermentation of office paper and chicken manure to carboxylic acids. M.Sc. Tesis. Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Texas A&M, College Station.

- [10] ROSS, M. 1998. Production of acetic acid from waste biomass. Ph.D. Disertación. Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Texas A&M, College Station.
- [12] THANAKOSES, Piyarat. 2002. Conversion of bagasse and corn stover to mixed carboxylic acids using a mixed culture of mesophilic microorganisms. Ph.D. Disertación, Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Texas A&M, College Station.
- [13] WYMAN, Charles. DALE, Bruce. ELANDER, Richard. HOLTZAPPLE, Mark. LADISCH, Michael. Coordinated development of leading biomass pretreatment technologies. Bioresource Technology 96 (2005) 1959-1966
- [14] MixAlco: Biofuels and chemicals from biomass. College Station, Texas: Mark Holtzapple. 89 diapositivas: col.
- [15] <http://www.textoscientificos.com/energia/fermentacion>
- [16] <http://www.ourplanet.com/imgversn/122/spanish/johnson.html>

ANEXOS

ANEXO A. PROCEDIMIENTO PARA LA TRANSFERENCIA EN CONTRACORRIENTE SÓLIDO-LÍQUIDO.

El siguiente es el método utilizado para transferir los sólidos y líquidos:

- 1) Remover los reactores de la incubadora y dejar enfriarlos hasta la temperatura ambiente por 10-15 minutos.
- 2) Medir la producción de gases usando el aparato de la columna invertida graduada.
- 3) Retirar la tapa del fermentador y poner una purga de nitrógeno en el fermentador. Los residuos sólidos presentes en el tapón de goma T-11 y las barras de acero inoxidable son removidos usando una línea adicional de nitrógeno y son devueltos al reactor.
- 4) Medir y anotar el valor del pH para cada fermentador.
- 5) Reemplazar los tapones de goma T-11 por las tapas regulares de las botellas de centrifuga en cada uno de los reactores.
- 6) Centrifugar los reactores por 25 minutos para separar los sólidos de los líquidos. Una vez centrifugados debe iniciarse la transferencia para evitar que los sólidos y líquidos se re-mezclen.
- 7) Pesar y medir el volumen de líquido del reactor F1 y tomar 3 mL de muestra para el análisis de ácidos carboxílicos. El líquido restante de F1 es decantado en una botella de colección para análisis de materiales volátiles. La muestra y las botellas son almacenadas en el congelador para posteriores análisis.
- 8) Pesar los sólidos restantes en el reactor F1 y compararlo con el peso global. Cada reactor debe mantenerse en un determinado peso para alcanzar el estado estable. Si el peso de la torta húmeda mas la cantidad de biomasa fresca agregada al reactor F1 suman una cantidad mayor al peso global, la diferencia es removida del reactor F1 y agregada al reactor F2.

- 9) Adicionar la biomasa fresca al fermentador F1 de acuerdo a la cantidad determinada de carga para cada tren de fermentación.
- 10) Agregar el líquido extraído de F2 al reactor F1.
- 11) Pesar la torta húmeda de F2 y remover la diferencia a ser agregada al reactor F3 de la siguiente manera:

Sólidos removidos de F2 = [Peso de la torta húmeda en F2 + Peso de sólidos F1] – Peso global

- 12) Pesar y medir el volumen de líquido del reactor F3 y agregarlo al reactor F2.
- 13) Repetir los pasos para los reactores F3 y F4.
- 14) Poner los sólidos removidos del reactor F4 en una botella de colección y almacenarlos en un congelador para el posterior análisis de sólidos volátiles.
- 15) Agregar la cantidad determinada de agua desoxigenada al reactor F4.
- 16) Adicionar la cantidad necesaria de solución buffer a cada reactor según el valor de pH, mezclar y medir nuevamente el pH hasta su valor neutral.
- 17) Reemplazar las tapas regulares de las botellas por los tapones de goma T-11 y retornar los reactores a la incubadora. Recordar siempre inyectar la purga de nitrógeno.

ANEXO B. PREPARACIÓN DEL AGUA DESOXIGENADA

- 1) Calentar hasta ebullición agua destilada en un erlenmeyer de 6L
- 2) Una vez este en ebullición, purgar con nitrógeno líquido a alta presión durante 10-15 minutos aproximadamente.
- 3) Cerrar la llave de gas y mantener la purga de nitrógeno por 15 minutos mas, cubrir el erlenmeyer con una tapa de aluminio.
- 4) Dejar enfriar el agua a temperatura ambiente.
- 5) Agregar 0.275 g de cisterna-HCl y 0.275 g de $\text{Na}_2\text{S}\cdot 9\text{H}_2\text{O}$ por cada litro de agua cocinado.
- 6) Mezclar con un agitador magnético para disolver las sales usando siempre la purga de nitrógeno.
- 7) Llenar las botellas destinadas para este almacenamiento.

ANEXO C. PREPARACIÓN DE MUESTRAS PARA EL ANÁLISIS DE ÁCIDOS ORGÁNICOS

- 1) Centrifugar las muestras de líquido por 10 minutos a 3500 rpm.
- 2) Pipetear 1 mL del caldo del líquido en un tubo de ultra-centrifugación de 15 mL.
- 3) Agregar al mismo tubo 1 mL de 10-mM 4-metil-ácido Valérico (1.162 g/L de estándar interno, ISTD) y 1 mL de 3-M de ácido fosfórico H_3PO_4 .
- 4) Tapar el tubo y mezclar bien en un Vortex.
- 5) Centrifugar la mezcla a 15000 rpm usando la centrífuga *IEC B-20^a*. Debido a la pobre refrigeración del sistema en la centrifuga, acelerar gradualmente a 15000 rpm por 1 minuto y desacelerar. (Debe asegurarse que la temperatura es de por lo menos 25°C antes de usar la centrífuga).
- 6) Agregar 1 mL de la mezcla centrifugada a un frasco de vidrio para cromatógrafo de gases y tapar. Si la muestra no es analizada inmediatamente, esta puede ser congelada. La muestra debe ser descongelada y mezclada antes del análisis.

ANEXO D. DETERMINACIÓN DE SÓLIDOS VOLATILES EN EL CALDO DE LA FERMENTACIÓN

- 1) Pesar la botella de colección llena (W1) sin la tapa. Tener en cuenta los datos de días de colección.
- 2) Centrifugar la botella de colección con la tapa por 25 minutos a 3500 rpm.
- 3) Pesar un frasco vacío de 250 mL (W2)
- 4) Agregar aproximadamente 3 g de Hidróxido de calcio Ca(OH)_2 al frasco y pesar. (W3)
- 5) Agregar aproximadamente 100g de producto líquido supernadante al mismo frasco de 250 mL y pesar (W4). Mezclar el contenido anterior en el frasco muy bien.
- 6) Secar un crisol vacío a 105°C . Permitir enfriarlos en el desecador. Anotar el peso del crisol vacío.
- 7) Poner aproximadamente 70 g de la solución de Ca(OH)_2 / líquido del frasco de 250 mL (W4) en el crisol vacío y pesar.(W6).
- 8) Secar el crisol a 105°C por lo menos 2 días. Poner el crisol en el desecador y pesar (W7).
- 9) Calcinar la muestra en una mufla a 550°C por 4 horas. Poner el crisol en el disecador y pesar (W8).
- 10) Depositar cuidadosamente el líquido restante de la botella de centrífuga (W1) en el lavabo evitando la pérdida de sólidos. Anotar el peso de la botella y el residuo sólido (W9).
- 11) Secar un crisol vacío a 105°C y enfriarlos en el desecador y anotar el peso. (W10)

- 12) Agregar aproximadamente 3 g de $\text{Ca}(\text{OH})_2$ a (W10) y pesar. (W11).
- 13) Mezclar el contenido de residuo sólido de (W1) y agregarlo a (W11).
- 14) Secar y calcinar el crisol como en los pasos 8 y 9 y anotar pesos (W13) y (W14) respectivamente.
- 15) Lavar y secar la botella de centrifuga vacía y anotar el peso (W15).

Tabla 5. Cálculo de SV en el líquido

SÓLIDOS VOLATILES	ECUACION
SV disueltos (g SV)	$SV_1 = (W8 - W7) * \frac{(W4 - W2)}{(W6 - W5)} * \frac{(W1 - W9)}{(W4 - W3)}$
SV disueltos (g SV/ g Líquido)	$SV_2 = \frac{(W8 - W7)}{(W4 - W3)} * \frac{(W4 - W2)}{(W6 - W5)}$
SV residuo sólido (g SV)	$SV_3 = (W13 - W14) * \frac{(W9 - W15)}{(W12 - W11)}$
SV residuo sólido (g SV/d)	$SV_4 = \frac{(W13 - W14) * \frac{(W9 - W15)}{(W12 - W11)}}{\text{Periodo de coleccion}}$

ANEXO E. PRODUCCIÓN DE ÁCIDOS CARBOXÍLICOS DURANTE LA FERMENTACIÓN

Tabla 6. Datos cromatográficos de la producción de ácidos carboxílicos (g/L) tren P

<i>Día</i>	<i>C2</i>	<i>C3</i>	<i>IC4</i>	<i>C4</i>	<i>IC5</i>	<i>C5</i>	<i>C6</i>	<i>C7</i>	<i>Total</i>
21-Apr	10.30	4.18	0.37	1.00	0.44	0.11	0.00	0.00	16.40
22-Apr	11.12	2.84	0.36	1.11	0.41	0.24	0.09	0.00	16.17
23-Apr	10.76	2.99	0.34	0.99	0.39	0.21	0.07	0.13	15.89
24-Apr	12.41	3.18	0.37	1.14	0.40	0.22	0.09	0.13	17.93
25-Apr	13.19	3.13	0.37	1.18	0.41	0.22	0.10	0.12	18.72
26-Apr	14.03	2.93	0.39	1.23	0.41	0.23	0.11	0.11	19.45
27-Apr	15.30	2.91	0.42	1.31	0.43	0.23	0.11	0.00	20.72
28-Apr	15.43	2.60	0.42	1.30	0.42	0.22	0.12	0.06	20.58
29-Apr	16.03	2.39	0.45	1.33	0.43	0.22	0.12	0.05	21.03
30-Apr	16.45	2.30	0.45	1.36	0.42	0.21	0.12	0.00	21.31
1-May	17.19	2.27	0.47	1.39	0.42	0.21	0.12	0.05	22.12
2-May	17.39	2.09	0.48	1.38	0.41	0.20	0.12	0.05	22.11
3-May	16.93	1.75	0.46	1.33	0.38	0.18	0.11	0.06	21.20
4-May	16.99	1.61	0.47	1.35	0.39	0.16	0.10	0.00	21.09
5-May	15.65	1.37	0.45	1.26	0.37	0.14	0.09	0.07	19.41
6-May	16.28	1.48	0.47	1.37	0.38	0.14	0.10	0.05	20.27
7-May	15.91	1.71	0.47	1.31	0.38	0.13	0.11	0.05	20.07
8-May	16.80	2.01	0.49	1.33	0.40	0.13	0.12	0.06	21.33
9-May	18.57	2.32	0.52	1.43	0.42	0.12	0.11	0.07	23.57
10-May	19.12	2.57	0.54	1.44	0.44	0.11	0.09	0.07	24.38
11-May	18.84	2.68	0.55	1.41	0.48	0.10	0.08	0.06	24.22
12-May	17.49	2.66	0.53	1.40	0.49	0.10	0.07	0.00	22.73
13-May	17.31	2.81	0.52	1.38	0.51	0.09	0.06	0.05	22.73
14-May	18.45	3.08	0.55	1.48	0.55	0.09	0.06	0.00	24.26
15-May	17.00	2.73	0.51	1.36	0.52	0.07	0.05	0.00	22.24
16-May	17.37	2.84	0.52	1.45	0.54	0.08	0.05	0.00	22.85
17-May	18.07	2.99	0.54	1.52	0.55	0.07	0.05	0.09	23.88
18-May	17.30	2.81	0.52	1.52	0.54	0.08	0.05	0.00	22.80
19-May	17.68	2.91	0.52	1.63	0.54	0.09	0.05	0.00	23.43
20-May	17.36	2.73	0.50	1.62	0.51	0.11	0.06	0.00	22.88
21-May	18.88	2.86	0.52	1.73	0.52	0.12	0.07	0.00	24.70
22-May	18.79	2.79	0.52	1.78	0.52	0.13	0.09	0.00	24.62
23-May	18.16	2.70	0.50	1.84	0.50	0.14	0.10	0.00	23.95
24-May	18.50	2.80	0.51	1.91	0.50	0.16	0.11	0.00	24.50
25-May	18.30	2.75	0.51	1.89	0.49	0.17	0.12	0.00	24.23
26-May	18.35	2.72	0.52	1.89	0.47	0.18	0.13	0.00	24.25
27-May	15.24	2.44	0.46	1.68	0.41	0.16	0.12	0.00	20.51
28-May	16.76	2.58	0.49	1.78	0.42	0.18	0.14	0.00	22.35
29-May	17.40	2.62	0.51	1.83	0.42	0.19	0.14	0.00	23.11
30-May	17.37	2.60	0.50	1.81	0.40	0.20	0.15	0.00	23.01
31-May	17.13	2.60	0.50	1.78	0.39	0.20	0.14	0.00	22.74

Tabla 6. Continuación

<i>Día</i>	<i>C2</i>	<i>C3</i>	<i>IC4</i>	<i>C4</i>	<i>IC5</i>	<i>C5</i>	<i>C6</i>	<i>C7</i>	<i>Total</i>
1-Jun	17.03	2.84	0.50	1.86	0.40	0.21	0.15	0.07	23.07
2-Jun	16.62	2.85	0.51	1.80	0.41	0.21	0.15	0.00	22.54
3-Jun	14.66	2.65	0.53	1.66	0.42	0.21	0.14	0.00	20.27
4-Jun	13.86	2.55	0.51	1.51	0.41	0.19	0.13	0.05	19.20
5-Jun	13.43	2.51	0.52	1.46	0.42	0.19	0.12	0.05	18.70
6-Jun	12.73	2.54	0.52	1.39	0.42	0.19	0.11	0.05	17.96
7-Jun	13.18	2.71	0.54	1.45	0.44	0.20	0.11	0.06	18.69
8-Jun	13.24	2.93	0.56	1.45	0.46	0.20	0.11	0.06	19.02
9-Jun	12.53	2.87	0.56	1.38	0.48	0.19	0.10	0.06	18.17
10-Jun	12.35	2.86	0.55	1.35	0.48	0.00	0.10	0.07	17.75
11-Jun	12.09	2.83	0.55	1.32	0.48	0.19	0.09	0.07	17.63
12-Jun	11.32	2.78	0.54	1.23	0.49	0.18	0.08	0.05	16.68
13-Jun	11.66	2.93	0.54	1.28	0.49	0.19	0.08	0.07	17.24
14-Jun	12.92	3.09	0.56	1.36	0.52	0.21	0.08	0.00	18.74
15-Jun	12.50	3.16	0.55	1.28	0.54	0.20	0.07	0.06	18.37
16-Jun	12.92	3.32	0.57	1.30	0.56	0.21	0.07	0.06	19.02
17-Jun	12.79	3.24	0.57	1.26	0.56	0.21	0.07	0.06	18.76
18-Jun	12.52	3.20	0.56	1.21	0.56	0.21	0.07	0.06	18.40
19-Jun	12.18	3.21	0.56	1.17	0.57	0.23	0.08	0.07	18.06
20-Jun	12.56	3.29	0.56	1.18	0.58	0.25	0.08	0.07	18.58
21-Jun	12.79	3.29	0.57	1.15	0.58	0.26	0.09	0.07	18.81
22-Jun	12.11	3.09	0.55	1.04	0.57	0.26	0.08	0.08	17.79
23-Jun	12.07	3.00	0.53	1.01	0.54	0.28	0.09	0.09	17.60
24-Jun	12.43	3.11	0.55	1.06	0.55	0.31	0.10	0.00	18.11
25-Jun	11.64	2.97	0.51	0.97	0.53	0.29	0.09	0.08	17.07
26-Jun	11.81	3.08	0.49	1.01	0.51	0.32	0.10	0.09	17.43
27-Jun	13.19	3.46	0.53	1.15	0.54	0.37	0.12	0.11	19.47
28-Jun	12.49	3.74	0.50	1.10	0.51	0.36	0.11	0.09	18.90
29-Jun	11.69	4.14	0.46	1.03	0.48	0.34	0.10	0.09	18.33
30-Jun	11.01	4.49	0.47	1.06	0.48	0.36	0.09	0.00	17.95
1-Jul	11.05	4.95	0.46	1.08	0.48	0.36	0.09	0.08	18.55
2-Jul	11.07	5.33	0.47	1.07	0.50	0.37	0.08	0.07	18.97
3-Jul	10.78	5.54	0.48	1.03	0.53	0.35	0.07	0.06	18.84
4-Jul	10.51	5.62	0.48	0.99	0.55	0.34	0.06	0.06	18.61
5-Jul	10.38	5.76	0.48	0.97	0.56	0.35	0.06	0.05	18.61
6-Jul	10.08	5.71	0.47	0.96	0.56	0.34	0.06	0.05	18.22
7-Jul	5.16	2.94	0.23	0.47	0.28	0.17	0.00	0.00	0.00
8-Jul	10.10	5.98	0.46	0.95	0.55	0.34	0.05	0.04	18.48
9-Jul	11.30	6.53	0.49	1.04	0.59	0.37	0.06	0.00	20.39
10-Jul	10.49	6.18	0.46	0.95	0.57	0.35	0.05	0.00	19.05
11-Jul	10.91	6.28	0.46	0.96	0.56	0.35	0.05	0.00	19.57
12-Jul	11.45	6.41	0.47	0.99	0.58	0.35	0.05	0.00	20.30
13-Jul	10.85	6.14	0.45	0.94	0.56	0.32	0.00	0.00	19.24
14-Jul	10.56	6.05	0.43	0.93	0.54	0.29	0.00	0.00	18.79
15-Jul	10.74	6.05	0.41	1.03	0.52	0.28	0.00	0.00	19.03
16-Jul	11.34	6.36	0.44	1.00	0.55	0.30	0.00	0.00	20.00

Tabla 6. Continuación

<i>Día</i>	<i>C2</i>	<i>C3</i>	<i>IC4</i>	<i>C4</i>	<i>IC5</i>	<i>C5</i>	<i>C6</i>	<i>C7</i>	<i>Total</i>
17-Jul	11.72	6.12	0.42	1.11	0.52	0.29	0.00	0.00	20.19
18-Jul	11.96	6.03	0.42	1.17	0.51	0.27	0.00	0.00	20.36
19-Jul	11.58	5.73	0.41	1.15	0.49	0.25	0.00	0.00	19.59
20-Jul	11.37	5.42	0.40	1.17	0.47	0.24	0.00	0.00	19.07
21-Jul	11.37	5.29	0.39	1.27	0.45	0.22	0.00	0.00	18.99
22-Jul	11.79	5.66	0.41	1.48	0.48	0.21	0.00	0.00	20.02
23-Jul	12.34	5.69	0.41	1.42	0.47	0.23	0.00	0.00	20.56
24-Jul	12.07	5.66	0.41	1.45	0.48	0.20	0.00	0.00	20.28
25-Jul	11.35	5.32	0.40	1.37	0.44	0.18	0.00	0.00	19.06
26-Jul	10.58	4.88	0.37	1.27	0.40	0.16	0.00	0.00	17.66
27-Jul	9.97	5.12	0.41	1.30	0.41	0.17	0.00	0.00	17.39
28-Jul	10.37	5.33	0.41	1.32	0.42	0.16	0.00	0.00	18.02
29-Jul	10.35	5.72	0.43	1.31	0.42	0.16	0.00	0.00	18.38
30-Jul	11.39	5.91	0.45	1.37	0.44	0.17	0.00	0.06	19.79

Tabla 7. Datos cromatográficos de la producción de ácidos carboxílicos (g/L) tren P

<i>Día</i>	<i>C2</i>	<i>C3</i>	<i>IC4</i>	<i>C4</i>	<i>IC5</i>	<i>C5</i>	<i>C6</i>	<i>C7</i>	<i>Total</i>
21-Apr	12.34	5.18	0.43	1.50	0.43	0.54	0.13	0.11	20.67
22-Apr	12.57	4.33	0.42	1.37	0.40	0.39	0.15	0.00	19.63
23-Apr	13.29	4.53	0.43	1.30	0.42	0.32	0.13	0.05	20.45
24-Apr	12.93	4.27	0.41	1.17	0.41	0.28	0.10	0.00	19.58
25-Apr	13.30	4.28	0.43	1.17	0.43	0.27	0.10	0.00	19.96
26-Apr	14.34	4.36	0.46	1.26	0.45	0.27	0.09	0.00	21.23
27-Apr	13.96	4.04	0.43	1.28	0.41	0.25	0.08	0.00	20.45
28-Apr	15.42	4.08	0.46	1.46	0.41	0.25	0.07	0.00	22.16
29-Apr	14.91	3.75	0.44	1.45	0.38	0.23	0.07	0.00	21.22
30-Apr	16.17	3.78	0.48	1.64	0.41	0.23	0.07	0.05	22.83
1-May	15.36	3.54	0.48	1.58	0.41	0.22	0.06	0.06	21.70
2-May	15.96	3.54	0.52	1.61	0.43	0.21	0.06	0.06	22.39
3-May	15.43	3.31	0.52	1.52	0.43	0.20	0.05	0.06	21.53
4-May	14.94	3.06	0.52	1.44	0.42	0.18	0.05	0.00	20.61
5-May	14.47	2.95	0.50	1.40	0.39	0.17	0.05	0.06	19.99
6-May	13.47	2.73	0.44	1.24	0.34	0.14	0.00	0.05	18.42
7-May	15.35	3.00	0.51	1.41	0.40	0.16	0.05	0.04	20.92
8-May	15.89	3.26	0.51	1.61	0.42	0.16	0.05	0.04	21.94
9-May	15.84	3.17	0.51	1.67	0.42	0.16	0.05	0.00	21.82
10-May	16.51	3.12	0.49	1.71	0.41	0.15	0.05	0.00	22.45
11-May	17.00	3.10	0.48	1.69	0.40	0.15	0.05	0.00	22.88
12-May	16.53	3.08	0.46	1.69	0.38	0.15	0.05	0.00	22.34
13-May	17.25	3.28	0.45	1.77	0.38	0.15	0.05	0.00	23.34
14-May	17.90	3.28	0.43	1.72	0.36	0.15	0.05	0.00	23.88
15-May	19.69	3.53	0.43	1.82	0.35	0.16	0.05	0.00	26.03

Tabla 7. Continuación

<i>Día</i>	<i>C2</i>	<i>C3</i>	<i>IC4</i>	<i>C4</i>	<i>IC5</i>	<i>C5</i>	<i>C6</i>	<i>C7</i>	<i>Total</i>
17-May	20.33	3.73	0.41	2.08	0.32	0.16	0.05	0.00	27.07
18-May	20.77	3.94	0.40	2.20	0.31	0.16	0.06	0.00	27.83
19-May	20.85	3.91	0.39	2.18	0.29	0.18	0.06	0.00	27.86
20-May	22.87	4.20	0.40	2.26	0.29	0.20	0.08	0.00	30.29
21-May	21.84	3.93	0.37	2.15	0.27	0.22	0.09	0.00	28.87
22-May	22.21	4.08	0.37	2.21	0.27	0.24	0.10	0.00	29.48
23-May	22.35	4.11	0.37	2.24	0.27	0.26	0.12	0.05	29.76
24-May	18.83	2.62	0.35	1.62	0.29	0.25	0.12	0.05	24.13
25-May	20.72	2.99	0.36	1.99	0.29	0.28	0.15	0.05	26.82
26-May	21.92	3.49	0.37	2.35	0.29	0.31	0.17	0.05	28.95
27-May	19.57	3.60	0.36	2.44	0.28	0.32	0.18	0.00	26.75
28-May	21.66	4.10	0.40	2.72	0.31	0.36	0.21	0.07	29.83
29-May	21.59	4.24	0.41	2.75	0.32	0.38	0.21	0.07	29.97
30-May	21.63	4.27	0.43	2.73	0.33	0.37	0.21	0.06	30.03
31-May	22.29	4.66	0.44	2.91	0.34	0.39	0.22	0.07	31.32
1-Jun	22.01	4.58	0.45	2.88	0.35	0.38	0.22	0.07	30.95
2-Jun	22.46	4.77	0.48	2.95	0.37	0.38	0.22	0.08	31.70
3-Jun	19.46	4.39	0.47	2.83	0.37	0.37	0.21	0.00	28.10
4-Jun	19.93	4.40	0.48	2.88	0.38	0.36	0.20	0.09	28.73
5-Jun	21.05	4.60	0.51	2.99	0.39	0.37	0.21	0.09	30.21
6-Jun	21.11	4.63	0.51	2.95	0.39	0.35	0.20	0.09	30.23
7-Jun	20.68	4.46	0.52	2.85	0.40	0.34	0.19	0.09	29.51
8-Jun	20.79	4.41	0.53	2.77	0.39	0.33	0.19	0.08	29.49
9-Jun	21.18	4.50	0.54	2.84	0.41	0.32	0.18	0.08	30.04
10-Jun	20.58	4.29	0.53	2.76	0.40	0.30	0.17	0.07	29.11
11-Jun	20.17	3.29	0.40	2.06	0.29	0.22	0.12	0.08	26.62
12-Jun	20.99	4.43	0.54	2.74	0.40	0.29	0.16	0.07	29.62
13-Jun	20.79	4.40	0.54	2.68	0.39	0.27	0.15	0.07	29.30
14-Jun	21.97	4.49	0.53	2.70	0.39	0.28	0.15	0.00	30.50
15-Jun	21.74	4.32	0.53	2.60	0.38	0.26	0.14	0.06	30.04
16-Jun	21.51	4.33	0.53	2.54	0.38	0.25	0.14	0.06	29.73
17-Jun	22.43	4.61	0.55	2.66	0.39	0.26	0.14	0.06	31.10
18-Jun	22.01	4.58	0.55	2.63	0.40	0.25	0.14	0.06	30.61
19-Jun	22.46	4.72	0.57	2.71	0.41	0.25	0.14	0.05	31.31
20-Jun	23.24	5.08	0.59	2.83	0.43	0.25	0.14	0.05	32.61
21-Jun	21.72	4.65	0.57	2.62	0.41	0.24	0.13	0.00	30.35
22-Jun	23.11	4.92	0.62	2.77	0.44	0.25	0.14	0.00	32.26
23-Jun	22.47	4.71	0.62	2.68	0.43	0.25	0.14	0.00	31.29
24-Jun	20.49	4.40	0.56	2.44	0.39	0.22	0.13	0.00	28.64
25-Jun	21.74	4.76	0.60	2.59	0.43	0.23	0.13	0.00	30.48
26-Jun	22.05	4.68	0.63	2.63	0.44	0.24	0.14	0.00	30.80
27-Jun	20.42	4.28	0.59	2.38	0.40	0.23	0.13	0.00	28.42
28-Jun	20.10	4.35	0.60	2.36	0.39	0.22	0.13	0.00	28.15
29-Jun	18.75	4.18	0.57	2.15	0.35	0.21	0.12	0.00	26.33
30-Jun	18.21	4.63	0.59	2.27	0.37	0.22	0.12	0.00	26.41
1-Jul	18.02	4.85	0.60	2.24	0.37	0.22	0.11	0.00	26.41

Tabla 7. Continuación

<i>Día</i>	<i>C2</i>	<i>C3</i>	<i>IC4</i>	<i>C4</i>	<i>IC5</i>	<i>C5</i>	<i>C6</i>	<i>C7</i>	<i>Total</i>
2-Jul	18.03	4.92	0.60	2.19	0.37	0.22	0.11	0.00	26.44
3-Jul	18.18	5.32	0.61	2.22	0.36	0.23	0.11	0.00	27.03
4-Jul	17.97	5.50	0.62	2.18	0.36	0.24	0.11	0.00	26.97
5-Jul	18.25	5.72	0.64	2.19	0.36	0.25	0.11	0.00	27.52
6-Jul	16.95	5.48	0.60	2.02	0.33	0.24	0.10	0.00	25.73
7-Jul	17.22	5.80	0.63	2.06	0.34	0.26	0.10	0.00	26.42
8-Jul	17.51	6.01	0.64	2.07	0.34	0.27	0.11	0.00	26.94
9-Jul	16.43	5.76	0.63	1.95	0.31	0.28	0.10	0.00	25.45
10-Jul	15.89	5.78	0.60	1.91	0.30	0.28	0.10	0.00	24.87
11-Jul	16.06	5.91	0.62	1.91	0.31	0.31	0.11	0.00	25.23
12-Jul	15.57	5.73	0.59	1.77	0.28	0.30	0.10	0.00	24.34
13-Jul	13.24	4.82	0.48	1.44	0.24	0.27	0.00	0.00	20.49
14-Jul	16.08	6.08	0.59	1.79	0.29	0.34	0.11	0.00	25.29
16-Jul	16.70	6.35	0.61	1.84	0.31	0.36	0.11	0.00	26.28
17-Jul	17.51	6.48	0.62	1.86	0.34	0.38	0.11	0.00	27.30
18-Jul	17.83	6.60	0.63	1.87	0.35	0.39	0.11	0.00	27.79
19-Jul	17.36	6.55	0.62	1.81	0.35	0.38	0.10	0.05	27.22
20-Jul	17.39	6.56	0.62	1.82	0.36	0.38	0.10	0.00	27.22
21-Jul	17.39	6.54	0.62	1.81	0.36	0.38	0.10	0.00	27.20
22-Jul	17.70	6.57	0.66	1.87	0.42	0.38	0.10	0.00	27.70
23-Jul	18.25	6.78	0.63	1.88	0.40	0.38	0.10	0.00	28.43
24-Jul	17.48	6.24	0.65	1.79	0.43	0.36	0.09	0.00	27.05
25-Jul	17.33	5.94	0.65	1.75	0.44	0.35	0.00	0.00	26.45
26-Jul	17.01	5.61	0.65	1.68	0.45	0.33	0.00	0.00	25.72
27-Jul	14.87	5.00	0.63	1.55	0.42	0.31	0.00	0.00	22.78
28-Jul	15.03	4.69	0.61	1.46	0.40	0.29	0.00	0.00	22.49
29-Jul	16.16	4.87	0.60	1.54	0.39	0.29	0.07	0.00	23.92
30-Jul	16.95	4.87	0.58	1.60	0.38	0.28	0.07	0.00	24.72

Tabla 8. Datos cromatográficos de la producción de ácidos carboxílicos (g/L) tren P

<i>Día</i>	<i>C2</i>	<i>C3</i>	<i>IC4</i>	<i>C4</i>	<i>IC5</i>	<i>C5</i>	<i>C6</i>	<i>C7</i>	<i>Total</i>
21-Apr	17.17	2.10	0.29	2.77	0.32	0.40	0.55	0.08	23.70
22-Apr	15.33	1.94	0.28	1.86	0.28	0.25	0.28	0.11	20.34
23-Apr	17.05	2.10	0.31	2.19	0.31	0.27	0.30	0.11	22.64
24-Apr	16.99	2.08	0.32	2.18	0.31	0.23	0.23	0.10	22.43
25-Apr	17.65	2.12	0.34	2.24	0.31	0.22	0.20	0.12	23.20
26-Apr	17.48	1.98	0.35	2.26	0.32	0.20	0.17	0.08	22.86
27-Apr	17.68	2.03	0.37	2.37	0.34	0.19	0.15	0.07	23.21
28-Apr	16.83	1.95	0.38	2.31	0.34	0.18	0.13	0.07	22.19
29-Apr	16.72	1.99	0.40	2.39	0.36	0.16	0.12	0.08	22.23
30-Apr	17.64	2.14	0.47	2.61	0.42	0.16	0.11	0.08	23.63
1-May	15.43	1.99	0.43	2.38	0.38	0.13	0.09	0.07	20.91

Tabla 8. Continuación

<i>Día</i>	<i>C2</i>	<i>C3</i>	<i>IC4</i>	<i>C4</i>	<i>IC5</i>	<i>C5</i>	<i>C6</i>	<i>C7</i>	<i>Total</i>
2-May	16.93	2.29	0.50	2.70	0.44	0.15	0.10	0.00	23.12
3-May	17.04	2.28	0.54	2.69	0.45	0.14	0.09	0.00	23.24
4-May	16.17	2.33	0.52	2.56	0.45	0.13	0.09	0.00	22.25
5-May	15.60	2.17	0.50	2.31	0.40	0.12	0.08	0.00	21.17
6-May	16.13	2.38	0.52	2.34	0.39	0.13	0.08	0.00	21.97
7-May	16.21	2.69	0.51	2.39	0.38	0.14	0.09	0.00	22.41
8-May	16.72	3.09	0.52	2.57	0.39	0.16	0.10	0.00	23.54
9-May	16.84	3.46	0.52	2.60	0.39	0.18	0.11	0.00	24.11
10-May	16.79	3.65	0.52	2.56	0.38	0.20	0.12	0.00	24.22
11-May	17.66	4.01	0.54	2.59	0.39	0.22	0.12	0.06	25.59
12-May	15.37	3.80	0.48	2.31	0.35	0.21	0.11	0.07	22.69
13-May	17.72	4.59	0.55	2.71	0.40	0.26	0.14	0.07	26.43
14-May	18.35	4.79	0.58	2.78	0.41	0.29	0.14	0.08	27.43
15-May	17.84	4.84	0.56	2.77	0.40	0.30	0.14	0.08	26.91
16-May	18.95	5.27	0.60	2.96	0.43	0.32	0.15	0.00	28.69
17-May	18.60	5.29	0.60	2.92	0.43	0.32	0.15	0.10	28.42
18-May	18.77	5.48	0.62	3.01	0.43	0.32	0.15	0.10	28.88
19-May	18.96	5.76	0.63	3.18	0.47	0.34	0.15	0.10	29.57
20-May	20.85	5.96	0.68	3.21	0.47	0.34	0.15	0.09	31.75
21-May	20.83	6.04	0.67	3.17	0.47	0.34	0.15	0.09	31.76
22-May	23.12	6.98	0.76	3.60	0.54	0.37	0.16	0.10	35.64
23-May	20.98	6.43	0.69	3.25	0.50	0.33	0.14	0.10	32.42
24-May	20.74	6.38	0.70	3.13	0.49	0.33	0.14	0.10	32.00
25-May	21.31	6.64	0.73	3.30	0.52	0.34	0.14	0.10	33.08
26-May	21.97	6.89	0.76	3.39	0.55	0.34	0.14	0.09	34.13
27-May	20.48	6.68	0.78	3.32	0.56	0.34	0.14	0.08	32.39
28-May	10.08	3.30	0.38	1.65	0.28	0.17	0.07	0.00	0.00
29-May	18.83	6.18	0.72	3.01	0.52	0.31	0.12	0.07	29.76
30-May	20.48	6.84	0.79	3.28	0.56	0.34	0.13	0.07	32.48
31-May	22.39	7.55	0.86	3.54	0.62	0.36	0.14	0.07	35.52
1-Jun	23.06	7.87	0.88	3.61	0.64	0.36	0.14	0.07	36.62
2-Jun	21.96	7.52	0.84	3.37	0.60	0.34	0.13	0.07	34.83
3-Jun	19.89	7.32	0.85	3.31	0.64	0.33	0.12	0.08	32.53
4-Jun	20.46	7.45	0.87	3.40	0.64	0.32	0.12	0.08	33.34
5-Jun	20.21	7.24	0.86	3.34	0.63	0.31	0.12	0.09	32.79
6-Jun	20.02	7.07	0.84	3.26	0.62	0.30	0.11	0.09	32.32
7-Jun	20.15	7.21	0.84	3.31	0.59	0.29	0.11	0.10	32.59
8-Jun	20.44	7.52	0.84	3.40	0.58	0.29	0.11	0.10	33.28
9-Jun	19.55	7.29	0.79	3.26	0.55	0.27	0.10	0.11	31.92
10-Jun	20.65	7.51	0.84	3.46	0.59	0.28	0.10	0.11	33.54
11-Jun	20.99	7.58	0.84	3.53	0.56	0.27	0.10	0.12	33.98
12-Jun	20.79	7.57	0.81	3.50	0.54	0.27	0.10	0.11	33.68
13-Jun	20.65	7.54	0.80	3.51	0.52	0.26	0.09	0.13	33.50
14-Jun	22.79	8.09	0.79	3.70	0.52	0.27	0.09	0.13	36.37
15-Jun	23.30	8.27	0.80	3.79	0.51	0.27	0.09	0.14	37.16
16-Jun	23.41	8.31	0.79	3.82	0.51	0.26	0.09	0.15	37.34

Tabla 8. Continuación

<i>Día</i>	<i>C2</i>	<i>C3</i>	<i>IC4</i>	<i>C4</i>	<i>IC5</i>	<i>C5</i>	<i>C6</i>	<i>C7</i>	<i>Total</i>
17-Jun	23.80	8.50	0.80	3.95	0.49	0.26	0.09	0.14	38.02
18-Jun	23.34	8.17	0.77	3.89	0.48	0.26	0.09	0.14	37.14
19-Jun	23.66	8.19	0.76	3.91	0.45	0.25	0.09	0.14	37.45
20-Jun	24.19	8.53	0.77	4.09	0.44	0.26	0.09	0.15	38.51
21-Jun	24.45	8.43	0.76	4.09	0.42	0.25	0.09	0.14	38.63
22-Jun	26.56	9.12	0.81	4.51	0.43	0.28	0.10	0.14	41.95
23-Jun	24.72	8.20	0.74	4.10	0.38	0.26	0.09	0.13	38.63
24-Jun	23.44	8.15	0.71	4.08	0.35	0.24	0.09	0.00	37.07
25-Jun	24.71	8.37	0.71	4.27	0.35	0.25	0.09	0.12	38.88
26-Jun	25.02	8.16	0.71	4.27	0.34	0.25	0.10	0.12	38.97
27-Jun	26.90	8.80	0.76	4.70	0.35	0.27	0.11	0.11	42.00
28-Jun	25.33	8.18	0.72	4.48	0.32	0.26	0.10	0.09	39.49
29-Jun	24.17	7.74	0.68	4.25	0.29	0.25	0.10	0.07	37.55
30-Jun	20.89	7.37	0.63	4.10	0.27	0.23	0.09	0.05	33.63
1-Jul	22.67	7.82	0.68	4.44	0.29	0.25	0.10	0.05	36.30
2-Jul	22.37	7.54	0.67	4.34	0.27	0.25	0.10	0.00	35.54
3-Jul	22.13	7.40	0.68	4.36	0.27	0.25	0.11	0.00	35.19
4-Jul	22.69	7.59	0.68	4.49	0.26	0.26	0.11	0.05	36.14
5-Jul	21.87	7.16	0.67	4.25	0.24	0.26	0.11	0.04	34.61
6-Jul	22.37	7.41	0.68	4.38	0.24	0.27	0.12	0.05	35.52
7-Jul	22.83	7.45	0.69	4.40	0.24	0.27	0.12	0.00	36.00
8-Jul	22.41	7.13	0.67	4.29	0.23	0.27	0.12	0.00	35.13
9-Jul	22.28	7.06	0.68	4.31	0.22	0.28	0.12	0.00	34.95
10-Jul	22.36	7.17	0.68	4.38	0.21	0.28	0.12	0.00	35.20
11-Jul	21.84	6.73	0.65	4.08	0.20	0.27	0.12	0.00	33.89
12-Jul	23.31	7.16	0.69	4.36	0.21	0.29	0.12	0.00	36.13
13-Jul	21.73	6.68	0.64	4.13	0.19	0.26	0.12	0.00	33.75
14-Jul	22.20	6.80	0.67	4.24	0.20	0.27	0.12	0.00	34.50
15-Jul	23.08	6.63	0.69	4.29	0.22	0.26	0.11	0.00	35.29
16-Jul	22.45	6.73	0.68	4.23	0.21	0.27	0.12	0.00	34.68
17-Jul	23.79	6.47	0.70	4.33	0.21	0.27	0.11	0.00	35.88
18-Jul	23.78	6.36	0.69	4.26	0.21	0.26	0.11	0.00	35.67
19-Jul	25.15	6.73	0.74	4.48	0.22	0.28	0.11	0.00	37.71
20-Jul	23.59	6.41	0.70	4.27	0.20	0.26	0.10	0.00	35.52
21-Jul	24.02	6.72	0.71	4.49	0.20	0.26	0.10	0.00	36.50
22-Jul	25.29	6.78	0.75	4.67	0.22	0.27	0.11	0.00	38.10
23-Jul	25.01	6.69	0.74	4.60	0.22	0.27	0.11	0.00	37.64
24-Jul	25.11	6.73	0.73	4.64	0.22	0.26	0.10	0.00	37.79
25-Jul	25.67	6.70	0.77	4.62	0.23	0.27	0.10	0.00	38.36
26-Jul	25.28	6.58	0.76	4.52	0.23	0.26	0.10	0.00	37.74
27-Jul	23.03	6.30	0.77	4.32	0.22	0.25	0.10	0.00	34.99
28-Jul	22.70	6.18	0.76	4.20	0.22	0.25	0.09	0.00	34.40
29-Jul	22.89	6.36	0.78	4.24	0.23	0.25	0.09	0.00	34.84
30-Jul	22.80	6.28	0.77	4.07	0.22	0.24	0.09	0.00	34.45

ANEXO F. DATOS DE LA TRANSFERENCIA DURANTE EL ESTADO ESTABLE

1. Tren de Fermentación P

a. Reactor PF1

<i>Día</i>	<i>Wbc (g)</i>	<i>W Liq (g)</i>	<i>V Liq (mL)</i>	<i>Ws (g)</i>	<i>Wsr (g)</i>	<i>Wsa (g)</i>	<i>Wth (g)</i>
11-Jul	73.80	35.40	35.50	308.00	12.00	5.40	234.20
12-Jul	73.80	18.40	19.00	312.30	16.30	5.40	238.50
13-Jul	73.80	40.20	41.00	312.50	16.50	5.40	238.70
14-Jul	73.80	60.80	61.00	304.10	8.10	5.40	230.30
15-Jul	73.80	9.50	10.00	318.00	22.00	5.40	244.20
16-Jul	73.80	39.40	41.00	326.20	30.20	5.40	252.40
17-Jul	73.80	7.60	8.00	313.40	17.40	5.40	239.60
18-Jul	73.80	40.90	41.00	308.80	12.80	5.40	235.00
19-Jul	73.80	40.70	41.00	324.70	28.70	5.40	250.90
20-Jul	73.80	31.80	32.00	309.30	13.30	5.40	235.50
21-Jul	73.80	50.60	51.00	302.90	6.90	5.40	229.10
22-Jul	73.80	23.40	23.00	303.30	7.30	5.40	229.50
23-Jul	73.80	47.20	48.00	316.80	20.80	5.40	243.00
24-Jul	73.80	27.30	28.00	313.90	17.90	5.40	240.10
25-Jul	73.80	44.40	45.00	310.80	14.80	5.40	237.00
26-Jul	73.80	24.60	25.00	308.20	12.20	5.40	234.40
27-Jul	73.80	42.00	43.00	322.70	267.00	5.40	248.90
28-Jul	73.80	36.80	37.00	298.60	2.60	5.40	224.80
29-Jul	73.80	43.00	44.00	315.80	19.80	5.40	242.00
30-Jul	73.80	1.80	2.00	305.20	0.00	5.40	231.40

Wbc= Peso botella de centrifuga

W liq.= Peso del liquido

V liq.= Volumen de liquido

Ws= Peso de sólidos + botella

Wsr= Peso de sólidos removidos

Wsa= Peso de sólidos agregados

Wth= Peso de torta húmeda

b. Reactor PF2

<i>Dia</i>	<i>Wbc (g)</i>	<i>W Liq (g)</i>	<i>V Liq (mL)</i>	<i>Ws (g)</i>	<i>Wsr (g)</i>	<i>Wsa (g)</i>	<i>Wth (g)</i>
11-Jul	73.50	33.50	34.50	301.80	13.80	0.00	228.30
12-Jul	73.50	56.20	57.00	290.00	6.30	0.00	216.50
13-Jul	73.50	67.10	68.00	279.30	0.00	0.00	205.80
14-Jul	73.50	28.90	30.00	295.50	3.60	0.00	222.00
15-Jul	73.50	66.20	67.00	302.50	24.50	0.00	229.00
16-Jul	73.50	22.60	24.00	301.60	31.80	0.00	228.10
17-Jul	73.50	53.10	54.00	293.70	11.10	0.00	220.20
18-Jul	73.50	67.60	69.00	275.50	0.00	0.00	202.00
19-Jul	73.50	42.60	43.00	290.80	19.50	0.00	217.30
20-Jul	73.50	56.00	58.00	297.20	10.50	0.00	223.70
21-Jul	73.50	28.90	30.00	298.30	5.20	0.00	224.80
22-Jul	73.50	66.70	68.00	290.70	0.00	0.00	217.20
23-Jul	73.50	45.00	46.00	290.40	11.20	0.00	216.90
24-Jul	73.50	57.20	58.00	290.40	8.30	0.00	216.90
25-Jul	73.50	35.20	36.00	302.50	17.30	0.00	229.00
26-Jul	73.50	68.10	69.00	281.80	0.00	0.00	208.30
27-Jul	73.50	37.70	39.00	304.00	30.70	0.00	230.50
28-Jul	73.50	61.40	62.00	272.70	0.00	0.00	199.20
29-Jul	73.50	9.10	11.00	300.10	19.90	0.00	226.60
30-Jul	73.50	78.40	79.00	288.50	0.00	0.00	215.00

c. Reactor PF3

<i>Dia</i>	<i>Wbc (g)</i>	<i>W Liq (g)</i>	<i>V Liq (mL)</i>	<i>Ws (g)</i>	<i>Wsr (g)</i>	<i>Wsa (g)</i>	<i>Wth (g)</i>
11-Jul	73.60	50.70	52.00	294.60	8.40	0.00	221.00
12-Jul	73.60	51.70	53.00	298.20	4.50	0.00	224.60
13-Jul	73.60	32.70	34.00	305.40	5.40	0.00	231.80
14-Jul	73.60	72.80	74.00	283.00	0.00	0.00	209.40
15-Jul	73.60	27.80	29.00	305.70	30.20	0.00	232.10
16-Jul	73.60	50.80	51.00	288.20	20.00	0.00	214.60
17-Jul	73.60	47.30	48.00	291.30	2.40	0.00	217.70
18-Jul	73.60	48.70	50.00	302.50	2.50	0.00	228.90
19-Jul	73.60	56.20	57.00	300.90	20.40	0.00	227.30
20-Jul	73.60	29.70	31.00	300.90	11.40	0.00	227.30
21-Jul	73.60	61.30	62.00	280.90	0.00	0.00	207.30
22-Jul	73.60	41.10	42.00	286.40	0.00	0.00	212.80
23-Jul	73.60	51.50	52.00	282.20	0.00	0.00	208.60
24-Jul	73.60	40.00	41.00	303.70	12.00	0.00	230.10
25-Jul	73.60	55.00	56.00	285.50	2.70	0.00	211.90
26-Jul	73.60	52.00	54.00	298.80	0.00	0.00	225.20
27-Jul	73.60	38.40	40.00	309.70	40.40	0.00	236.10
28-Jul	73.60	38.10	39.00	296.20	0.00	0.00	222.60
29-Jul	73.60	71.20	72.00	285.60	5.50	0.00	212.00
30-Jul	73.60	32.20	33.00	296.30	0.00	0.00	222.70

d. Reactor PF4

<i>Dia</i>	<i>Wbc (g)</i>	<i>W Liq (g)</i>	<i>V Liq (mL)</i>	<i>Ws (g)</i>	<i>Wsr (g)</i>	<i>Wsa (g)</i>	<i>Wth (g)</i>
11-Jul	73.70	54.00	55.00	282.90	0.00	0.00	209.20
12-Jul	73.70	41.30	43.00	296.00	0.50	0.00	222.30
13-Jul	73.70	60.20	61.00	286.30	0.00	0.00	212.60
14-Jul	73.70	50.20	51.00	287.90	0.00	0.00	214.20
15-Jul	73.70	43.50	45.00	289.70	19.90	0.00	216.00
16-Jul	73.70	42.20	43.00	304.10	24.10	0.00	230.40
17-Jul	73.70	54.70	61.00	291.80	0.00	0.00	218.10
18-Jul	73.70	61.00	62.00	278.50	0.00	0.00	204.80
19-Jul	73.70	32.50	33.00	294.60	15.00	0.00	220.90
20-Jul	73.70	46.40	47.00	300.70	12.10	0.00	227.00
21-Jul	73.70	44.40	45.00	301.20	1.20	0.00	227.50
22-Jul	73.70	51.70	52.00	294.30	0.00	0.00	220.60
23-Jul	73.70	53.70	54.00	286.70	0.00	0.00	213.00
24-Jul	73.70	44.30	45.00	288.90	0.90	0.00	215.20
25-Jul	73.70	55.20	56.00	291.60	0.00	0.00	217.90
26-Jul	73.70	52.10	53.00	287.60	0.00	0.00	213.90
27-Jul	73.70	38.00	39.00	294.80	35.20	0.00	221.10
28-Jul	73.70	64.80	65.00	281.00	0.00	0.00	207.30
29-Jul	73.70	40.50	42.00	286.60	0.00	0.00	212.90
30-Jul	73.70	55.50	56.00	286.70	0.00	0.00	213.00

2. Tren de fermentación Q

e. Reactor QF1

<i>Día</i>	<i>Wbc (g)</i>	<i>W Liq (g)</i>	<i>V Liq (mL)</i>	<i>Ws (g)</i>	<i>Wsr (g)</i>	<i>Wsa (g)</i>	<i>Wth (g)</i>
11-Jul	73.70	38.00	39.00	318.70	24.70	8.10	245.00
12-Jul	73.70	25.30	26.00	319.30	25.30	8.10	245.60
13-Jul	73.70	36.00	37.00	327.30	33.30	8.10	253.60
14-Jul	73.70	38.60	39.00	318.80	24.80	8.10	245.10
15-Jul	73.70	25.50	26.00	324.50	30.50	8.10	250.80
16-Jul	73.70	32.10	33.00	306.60	12.60	8.10	232.90
17-Jul	73.70	24.10	25.00	328.80	34.80	8.10	255.10
18-Jul	73.70	43.70	44.00	309.60	15.60	8.10	235.90
19-Jul	73.70	35.60	36.00	325.30	31.30	8.10	251.60
20-Jul	73.70	24.30	26.00	311.50	17.50	8.10	237.80
21-Jul	73.70	25.30	26.00	314.80	20.80	8.10	241.10
22-Jul	73.70	41.80	43.00	315.30	21.30	8.10	241.60
23-Jul	73.70	26.00	27.00	315.80	21.80	8.10	242.10
24-Jul	73.70	27.00	28.00	319.70	25.70	8.10	246.00
25-Jul	73.70	29.80	31.00	326.00	32.00	8.10	252.30
26-Jul	73.70	47.40	48.00	314.60	20.60	8.10	240.90
27-Jul	73.70	37.20	38.00	318.80	24.80	8.10	245.10
28-Jul	73.70	32.10	33.00	315.80	21.80	8.10	242.10
29-Jul	73.70	20.20	21.00	325.50	31.50	8.10	251.80
30-Jul	73.70	20.00	21.00	309.90	0.00	8.10	236.20

f. Reactor QF2

<i>Día</i>	<i>Wbc (g)</i>	<i>W Liq (g)</i>	<i>V Liq (mL)</i>	<i>Ws (g)</i>	<i>Wsr (g)</i>	<i>Wsa (g)</i>	<i>Wth (g)</i>
11-Jul	73.60	45.80	47.00	301.10	25.80	0.00	227.50
12-Jul	73.60	64.40	66.00	284.40	9.70	0.00	210.80
13-Jul	73.60	60.10	61.00	300.80	34.10	0.00	227.20
14-Jul	73.60	53.20	54.00	299.80	24.60	0.00	226.20
15-Jul	73.60	42.40	44.00	282.70	13.20	0.00	209.10
16-Jul	73.60	54.90	56.00	289.90	2.50	0.00	216.30
17-Jul	73.60	55.40	57.00	303.00	37.80	0.00	229.40
18-Jul	73.60	61.90	63.00	288.10	3.70	0.00	214.50
19-Jul	73.60	37.50	39.00	297.50	28.80	0.00	223.90
20-Jul	73.60	41.50	43.00	301.70	19.20	0.00	228.10
21-Jul	73.60	59.10	61.00	282.80	3.60	0.00	209.20
22-Jul	73.60	43.30	45.00	291.00	12.30	0.00	217.40
23-Jul	73.60	47.50	48.00	301.40	23.20	0.00	227.80
24-Jul	73.60	57.50	59.00	293.70	19.40	0.00	220.10
25-Jul	73.60	64.90	66.00	296.30	28.30	0.00	222.70
26-Jul	73.60	58.50	60.00	288.00	8.60	0.00	214.40
27-Jul	73.60	49.90	51.00	288.90	13.70	0.00	215.30
28-Jul	73.60	47.40	48.00	288.40	10.20	0.00	214.80
29-Jul	73.60	31.10	32.00	308.10	39.60	0.00	234.50
30-Jul	73.60	39.30	40.00	305.80		0.00	232.20

g. Reactor QF3

<i>Día</i>	<i>Wbc (g)</i>	<i>W Liq (g)</i>	<i>V Liq (mL)</i>	<i>Ws (g)</i>	<i>Wsr (g)</i>	<i>Wsa (g)</i>	<i>Wth (g)</i>
11-Jul	73.50	53.30	54.00	287.20	13.00	0.00	213.70
12-Jul	73.50	64.50	66.00	288.60	0.00	0.00	215.10
13-Jul	73.50	58.60	60.00	297.00	31.10	0.00	223.50
14-Jul	73.50	31.80	32.00	298.30	22.90	0.00	224.80
15-Jul	73.50	49.00	50.00	294.60	7.80	0.00	221.10
16-Jul	73.50	63.80	65.00	286.10	0.00	0.00	212.60
17-Jul	73.50	54.70	56.00	282.20	20.00	0.00	208.70
18-Jul	73.50	38.80	40.00	302.90	6.60	0.00	229.40
19-Jul	73.50	46.60	47.00	292.30	21.10	0.00	218.80
20-Jul	73.50	45.90	47.00	295.90	15.10	0.00	222.40
21-Jul	73.50	37.60	39.00	298.40	2.00	0.00	224.90
22-Jul	73.50	53.70	55.00	293.40	5.70	0.00	219.90
23-Jul	73.50	55.20	56.00	293.40	16.60	0.00	219.90
24-Jul	73.50	65.30	66.00	280.70	0.00	0.00	207.20
25-Jul	73.50	51.70	53.00	293.10	21.40	0.00	219.60
26-Jul	73.50	42.80	44.00	307.10	15.70	0.00	233.60
27-Jul	73.50	40.10	41.00	301.40	15.10	0.00	227.90
28-Jul	73.50	43.20	44.00	297.00	7.20	0.00	223.50
29-Jul	73.50	49.40	51.00	291.90	31.50	0.00	218.40
30-Jul	73.50	45.90	47.00	308.70	0.00	0.00	235.20

h. Reactor QF4

<i>Día</i>	<i>Wbc (g)</i>	<i>W Liq (g)</i>	<i>V Liq (mL)</i>	<i>Ws (g)</i>	<i>Wsr (g)</i>	<i>Wsa (g)</i>	<i>Wth (g)</i>
11-Jul	73.70	57.40	58.00	287.20	0.20	0.00	213.50
12-Jul	73.70	60.60	62.00	283.30	0.00	0.00	209.60
13-Jul	73.70	34.40	36.00	293.70	24.80	0.00	220.00
14-Jul	73.70	50.30	52.00	293.70	16.60	0.00	220.00
15-Jul	73.70	53.20	54.00	291.00	0.00	0.00	217.30
16-Jul	73.70	52.70	54.00	292.50	0.00	0.00	218.80
17-Jul	73.70	44.80	46.00	293.10	13.10	0.00	219.40
18-Jul	73.70	42.00	43.00	303.30	9.90	0.00	229.60
19-Jul	73.70	45.40	47.00	301.10	22.20	0.00	227.40
20-Jul	73.70	40.00	41.00	307.10	22.20	0.00	233.40
21-Jul	73.70	51.30	52.00	295.50	0.00	0.00	221.80
22-Jul	73.70	52.40	54.00	291.90	0.00	0.00	218.20
23-Jul	73.70	49.10	50.00	294.90	11.50	0.00	221.20
24-Jul	73.70	48.30	49.00	298.60	0.00	0.00	224.90
25-Jul	73.70	53.30	55.00	291.50	129.00	0.00	217.80
26-Jul	73.70	45.50	47.00	301.40	17.10	0.00	227.70
27-Jul	73.70	43.10	44.00	302.70	17.80	0.00	229.00
28-Jul	73.70	44.50	47.00	301.80	9.00	0.00	228.10
29-Jul	73.70	58.60	60.00	287.50	19.00	0.00	213.80
30-Jul	73.70	45.90	47.00	299.20	0.00	0.00	225.50

3. Tren de Fermentación R

i. Reactor RF1

<i>Día</i>	<i>Wbc (g)</i>	<i>W Liq (g)</i>	<i>V Liq (mL)</i>	<i>Ws (g)</i>	<i>Wsr (g)</i>	<i>Wsa (g)</i>	<i>Wth (g)</i>
11-Jul	73.80	28.20	29.00	333.20	41.20	0.00	259.40
12-Jul	73.80	23.40	24.00	319.90	27.90	0.00	246.10
13-Jul	73.80	4.10	4.00	339.30	47.30	0.00	265.50
14-Jul	73.80	38.40	39.00	322.70	30.70	0.00	248.90
15-Jul	73.80	32.30	33.00	328.60	36.60	0.00	254.80
16-Jul	73.80	20.50	21.00	329.70	37.70	0.00	255.90
17-Jul	73.80	22.70	24.00	331.70	39.70	0.00	257.90
18-Jul	73.80	18.00	19.00	331.70	39.70	0.00	257.90
19-Jul	73.80	33.60	34.00	322.60	30.60	0.00	248.80
20-Jul	73.80	16.70	17.00	325.80	33.80	0.00	252.00
21-Jul	73.80	22.40	23.00	328.30	36.30	0.00	254.50
22-Jul	73.80	28.80	29.00	332.00	40.00	0.00	258.20
23-Jul	73.80	27.60	28.00	318.20	26.20	0.00	244.40
24-Jul	73.80	5.70	5.50	318.90	26.90	0.00	245.10
25-Jul	73.80	39.80	40.00	329.30	37.30	0.00	255.50
26-Jul	73.80	9.60	10.00	328.40	36.40	0.00	254.60
27-Jul	73.80	39.60	40.00	326.90	34.90	0.00	253.10
28-Jul	73.80	26.40	27.00	327.00	35.00	0.00	253.20
29-Jul	73.80	26.80	27.00	329.00	37.00	0.00	255.20
30-Jul	73.80	30.30	31.00	327.70	0.00	0.00	253.90

j. Reactor RF2

<i>Día</i>	<i>Wbc (g)</i>	<i>W Liq (g)</i>	<i>V Liq (mL)</i>	<i>Ws (g)</i>	<i>Wsr (g)</i>	<i>Wsa (g)</i>	<i>Wth (g)</i>
11-Jul	73.60	43.80	45.00	300.30	41.50	0.00	226.70
12-Jul	73.60	43.80	44.00	291.50	19.40	0.00	217.90
13-Jul	73.60	62.30	63.00	301.00	48.30	0.00	227.40
14-Jul	73.60	63.20	64.00	290.40	21.10	0.00	216.80
15-Jul	73.60	50.80	53.00	296.60	33.20	0.00	223.00
16-Jul	73.60	56.00	57.00	294.10	31.80	0.00	220.50
17-Jul	73.60	50.70	51.00	299.60	39.30	0.00	226.00
18-Jul	73.60	56.70	57.00	301.50	41.20	0.00	227.90
19-Jul	73.60	42.20	44.00	293.90	24.50	0.00	220.30
20-Jul	73.60	51.50	52.00	296.10	29.90	0.00	222.50
21-Jul	73.60	61.40	62.00	289.50	25.80	0.00	215.90
22-Jul	73.60	47.50	49.00	305.10	45.10	0.00	231.50
23-Jul	73.60	24.40	26.00	303.30	29.50	0.00	229.70
24-Jul	73.60	71.20	72.00	283.20	10.10	0.00	209.60
25-Jul	73.60	38.60	40.00	314.50	51.80	0.00	240.90
26-Jul	73.60	67.50	69.00	287.30	23.70	0.00	213.70
27-Jul	73.60	54.00	55.00	294.00	28.90	0.00	220.40
28-Jul	73.60	56.50	58.00	302.80	37.80	0.00	229.20
29-Jul	73.60	59.50	60.00	291.60	28.60	0.00	218.00
30-Jul	73.60	58.40	60.00	297.60	0.00	0.00	224.00

k. Reactor RF3

<i>Día</i>	<i>Wbc (g)</i>	<i>W Liq (g)</i>	<i>V Liq (mL)</i>	<i>Ws (g)</i>	<i>Wsr (g)</i>	<i>Wsa (g)</i>	<i>Wth (g)</i>
11-Jul	73.60	38.00	39.00	309.60	51.10	0.00	236.00
12-Jul	73.60	66.70	68.00	286.40	5.80	0.00	212.80
13-Jul	73.60	57.30	59.00	299.10	47.40	0.00	225.50
14-Jul	73.60	51.80	54.00	297.70	18.80	0.00	224.10
15-Jul	73.60	53.90	55.00	294.80	28.00	0.00	221.20
16-Jul	73.60	54.20	56.00	292.20	24.00	0.00	218.60
17-Jul	73.60	61.40	63.00	289.10	28.40	0.00	215.50
18-Jul	73.60	39.90	41.00	305.60	46.80	0.00	232.00
19-Jul	73.60	50.70	52.00	302.30	26.80	0.00	228.70
20-Jul	73.60	53.70	55.00	295.00	24.90	0.00	221.40
21-Jul	73.60	56.70	58.00	291.80	17.60	0.00	218.20
22-Jul	73.60	30.40	32.00	287.80	32.90	0.00	214.20
23-Jul	73.60	57.00	58.00	294.20	23.70	0.00	220.60
24-Jul	73.60	56.00	57.00	301.00	11.10	0.00	227.40
25-Jul	73.60	58.90	60.00	287.10	38.90	0.00	213.50
26-Jul	73.60	52.00	54.00	302.00	25.70	0.00	228.40
27-Jul	73.60	63.00	65.00	288.50	17.40	0.00	214.90
28-Jul	73.60	54.50	56.00	299.30	37.10	0.00	225.70
29-Jul	73.60	59.60	61.00	292.70	21.30	0.00	219.10
30-Jul	73.60	51.60	53.00	300.90	0.00	0.00	227.30

I. Reactor RF4

<i>Día</i>	<i>Wbc (g)</i>	<i>W Liq (g)</i>	<i>V Liq (mL)</i>	<i>Ws (g)</i>	<i>Wsr (g)</i>	<i>Wsa (g)</i>	<i>Wth (g)</i>
11-Jul	73.80	56.90	58.00	289.00	40.10	0.00	215.20
12-Jul	73.80	59.30	60.00	286.30	0.00	0.00	212.50
13-Jul	73.80	52.80	54.00	285.40	32.80	0.00	211.60
14-Jul	73.80	52.50	54.00	292.90	11.70	0.00	219.10
15-Jul	73.80	49.50	51.00	295.40	23.40	0.00	221.60
16-Jul	73.80	53.30	54.00	292.60	16.60	0.00	218.80
17-Jul	73.80	49.00	50.00	296.40	24.80	0.00	222.60
18-Jul	73.80	56.40	57.00	289.20	36.00	0.00	215.40
19-Jul	73.80	52.80	54.00	293.30	20.10	0.00	219.50
20-Jul	73.80	51.30	52.00	294.20	19.10	0.00	220.40
21-Jul	73.80	54.20	55.00	291.50	9.10	0.00	217.70
22-Jul	73.80	54.50	55.00	291.10	24.00	0.00	217.30
23-Jul	73.80	60.00	61.00	285.20	8.90	0.00	211.40
24-Jul	73.80	49.40	51.00	296.70	7.80	0.00	222.90
25-Jul	73.80	57.60	59.00	288.10	27.00	0.00	214.30
26-Jul	73.80	54.80	56.00	290.70	16.40	0.00	216.90
27-Jul	73.80	56.80	58.00	289.10	6.50	0.00	215.30
28-Jul	73.80	55.70	57.00	290.10	27.20	0.00	216.30
29-Jul	73.80	56.60	58.00	289.40	10.70	0.00	215.60
30-Jul	73.80	48.00	49.00	297.80	0.00	0.00	224.00

ANEXO G. CONDICIONES Y RESULTADOS DE LA FERMENTACIÓN 80/20 BASGASSE/CHICKEN MANURE POR THANAKOSES(2002)

Tabla 9. Condiciones y resultados 80/20 bagazo/ estiércol de pollo, experimento por Thanakoses (2002).

Fermentation	A	C	D	F	I	J	L
Temp (°C)	40	40	40	40	40	40	40
LRT (d)	11.7	13.5	9.7	13.1	12.1	20.5	20.0
VSLR (g VS/L of liq·d)	10.1	17.9	11.2	10.1	3.81	2.13	4.82
F1 solid conc. (g VS/L of liq)	119	124	98	124	127	131	159
F2-4 solid conc. (g VS/L of liq)	119	124	98	124	127	131	159
VS/liquid feed ratio (g/g)	0.093	0.131	0.081	0.091	0.039	0.039	0.083
Liq feed @ transfer (L)	0.1	0.15	0.15	0.08	0.10	0.10	0.15
Solid feed @ transfer (dry g)	11.7	25.0	15.6	9.3	5.0	5.00	15.0
Transfer frequency (days)	1	1	1	1	1	2	2
Medium	C&B	C&B	C&B	C&B	C&B	C&B	C&B
Urea (g/fermentor/L liq fed to F4)	1.00	0.67	0.67	1.25	1.0	1.0	0.67
Iodoform (mg/fermentor/L fed to F4)	16.0	10.7	5.3	20.0	24.0	24.0	10.7
pH	6.2	6.4	6.1	6.4	6.4	6.3	6.2
Tot. acid conc. (g acid/L of liq)	14.2	21.0	15.2	20.0	9.6	13.2	13.1
wt% acetic acid	35.7	39.6	35.6	40.1	35.4	35.1	38.5
Conversion (g VS digested/g VS fed)	0.43	0.413	0.385	0.438	0.538	0.600	0.484
Selectivity (g acid/g VS digested)	0.275	0.210	0.362	0.344	0.386	0.417	0.258
Yield (g acid/g VS fed)	0.118	0.087	0.139	0.151	0.208	0.250	0.125
Acid productivity (g acid/(L liq·d))	1.22	1.55	1.56	1.51	0.791	0.547	0.623
CH ₄ productivity (g CH ₄ /(L liq·d))	0.0	0.0	0.0028	ND	0.0001	0.0001	0.0004

ND = Not determined

C&B = Caldwell & Bryant