

**ANÁLISIS PRELIMINAR DE LA SIMULACIÓN Y FACTIBILIDAD ECONÓMICA
DEL PROCESO DE RECUPERACIÓN DE POLIFENOLES A PARTIR DE
CÁSCARA DE CACAO**

**SILVIA FERNANDA BARRAGAN MANTILLA
SERGIO ANDRÉS VILLAMIZAR DELGADO**

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

2014

**ANÁLISIS PRELIMINAR DE LA SIMULACIÓN Y FACTIBILIDAD ECONÓMICA
DEL PROCESO DE RECUPERACIÓN DE POLIFENOLES A PARTIR DE
CÁSCARA DE CACAO**

**SILVIA FERNANDA BARRAGAN MANTILLA
SERGIO ANDRÉS VILLAMIZAR DELGADO**

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

Director

LUIS JAVIER LÓPEZ GIRALDO, PhD

Co-director

SAID TORO URIBE, Ing. Qco.

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

2014

DEDICATORIA

Agradezco a Dios con todo el corazón por pelear por mí esta batalla, nada de esto sería hoy real sin su ayuda. Él ha sido mi amigo y fiel testigo de cada paso.

A mis padres Gladys Mantilla y Jorge Barragán por su apoyo y por tener las palabras correctas en los momentos indicados, ustedes son mi motivación para vencer y serán los partícipes de las bendiciones.

A mi hermana Marisol Barragán por ser la mejor hermana del mundo, mis triunfos son también los tuyos.

A mis amigos Sergio, Yari, Liz y Tati por ser incondicionales y acompañarme en esta importante etapa de mi vida, por ser más que amigos grandes hermanos.

A mis profesores por sus enseñanzas y ejemplo de superación.

Silvia Barragán

DEDICATORIA

"Mira que te mando que te esfuerces y seas valiente, no temas ni desmayes. Porque

Jehová tu Dios estará contigo en donde quiera que vayas". Josué 1:9

Para la luz de mis ojos, el amor de mi vida, mi hija María José; llegaste a este mundo a darle felicidad a mi corazón, llenas mi vida con tus sonrisas, representas lo

mejor de mí, todo esto es para ti.

A mi padre mi ejemplo, mi amigo, me enseñaste a ser fuerte y constante en mi

caminar.

A mi madre, mi fortaleza el pilar de mi vida.

A mi hermana mi compañera de aventuras.

A mi esposa, tu compañía y amor han sido bálsamo en momentos difíciles, gracias

porque siempre estas a mi lado.

A mis buenas amigas Silvia, Lizeth, Yaritza y Tatiana. Como olvidar esas arduas

jornadas de estudio y esas grandes celebraciones, su amistad para mí es un tesoro

invaluable.

Sergio Villamizar

AGRADECIMIENTOS

Al Dr. Luis Javier López Giraldo, por sus enseñanzas y gentileza.

Al Departamento Administrativo de Ciencia, Tecnología e Innovación –Colciencias- por los recursos otorgados a través del proyecto Extracción, ajuste de parámetros cinéticos y caracterización de polifenoles y de lípidos obtenidos a partir de subproductos de la filial (cáscara de cacao).

Al Ingeniero Said Toro Uribe, por su dedicación y esfuerzo en este proyecto.

Al CICTA, por su hospitalidad y apoyo constante.

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	16
1. METODOLOGÍA	20
1.1 SIMULACIÓN DE PROCESO	20
1.1.1 Modelamiento molecular y cálculo de propiedades	20
1.1.2 Simulación de procesos y factibilidad económica	20
1.1.3 Alimentación: Cáscara de Cacao	22
1.1.4 Pretratamiento de la cáscara de cacao	22
1.1.5 Etapa de extracción de Polifenoles Totales de la Cáscara de Cacao	22
1.1.6 Etapa de Concentración de Polifenoles	23
1.2 ASPECTOS EN LA FACTIBILIDAD ECONÓMICA	23
1.3 LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA	25
2. RESULTADOS	26
2.1 LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA Y DIMENSIONAMIENTO DE LA PLANTA	26
2.2 SIMULACIÓN Y DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE EXTRACCIÓN DE POLIFENOLES	26
2.2.1 Sección de Pretratamiento	30
2.3 ANÁLISIS ECONÓMICO	32
2.3.1 Costos fijos, de producción y de los equipos	32
2.3.2 Costo de las unidades de operación	34
2.3.3 Requerimientos Energéticos	35
2.3.4 Nómina y Prestaciones	36
2.3.5 Costos Variables y egresos	36
2.3.6 Ingresos	38
2.3.7 Patrimonio	40
2.3.8 Flujo de caja	40

2.3.9 Criterios de Decisión	41
3. CONCLUSIONES	45
4. RECOMENDACIONES	46
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	47
BIBLIOGRAFÍA	50
ANEXOS	54

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Diagrama de flujo del proceso de extracción de polifenoles.	21
Figura 2. Diagrama de proceso de recuperación de polifenoles de la cáscara de cacao con recirculación de solvente	28
Figura 3. Diagrama de proceso de recuperación de polifenoles de la cáscara de cacao sin recirculación de solvente	29
Figura 4. Demanda de Polifenoles en los últimos 10 años. Fuente: DANE	33
Figura 5. Flujos de caja del proceso con y sin recirculación de solventes	40
Figura 6. Comportamiento de los escenario optimista y pesimista con base a la metodología del recicló.	44

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Aspectos en la Factibilidad Económica.	24
Tabla 2. Balance por componentes en el horno de la sección de pretratamiento.	30
Tabla 3. Flujos másicos de solventes alimentados a la sección de extracción considerando y sin considerar recirculación.	32
Tabla 4. Costo de las unidades de operación. Valor del dólar \$ 1846,12	34
Tabla 5. Requerimientos energéticos por etapas.	35
Tabla 6. Costo del requerimiento energético	36
Tabla 7. Costos de Variables de proceso de recuperación de polifenoles a partir de cáscara de cacao.	37
Tabla 8. Costo de producción de Polifenoles a partir de la cáscara de cacao.	37
Tabla 9. Costo de egresos para el primer año de producción	38
Tabla 10. Total de ingresos por venta por kg de polifenoles	39
Tabla 11. Patrimonio de la planta de recuperación de polifenoles	40
Tabla 22. TIR del proceso de recuperación de polifenoles de cáscara de cacao.	42

RESUMEN

TÍTULO: ANÁLISIS PRELIMINAR DE LA SIMULACIÓN Y FACTIBILIDAD ECONÓMICA DEL PROCESO DE RECUPERACIÓN DE POLIFENOLES A PARTIR DE LA CÁSCARA DE CACAO.*

AUTORES: Barragán Mantilla, Silvia Fernanda**
Villamizar Delgado, Sergio Andrés

PALABRAS CLAVE: Polifenoles, simulación, SuperPro Designer, recirculación de solventes, análisis económico.

DESCRIPCIÓN: En el presente trabajo se realiza un análisis preliminar de la simulación y un estudio de factibilidad económica de una planta extractora de polifenoles aprovechando los residuos generados por el proceso de industrialización del cacao. La planta procesará 5 104,44 Ton/año de residuos de cacao.

La simulación se realizó con base en los resultados escala laboratorio, obtenidos del proyecto financiado por el Ministerio de Agricultura y Desarrollo y CENIREC (N° 13158-053-10) empleando el software SuperPro Designer® v.9.0 Académica.

Los análisis técnico y económico se desarrollaron para las configuraciones con y sin recirculación de solventes, para seleccionar la más viable económicamente.

El análisis económico se realizó en base al método del valor presente neto (VPN), como criterio de decisión con base en la diferencia de ingresos y egresos, y la Tasa Interna de Retorno (TIR) con base en la rentabilidad obtenida y un último criterio de decisión fue el costo de venta final del producto.

Los resultados obtenidos para las configuraciones con y sin recirculación fueron VPN de \$17 120 505 514 y \$ 31 787 192 423 respectivamente y una TIR de 18,99% y 18,34% respectivamente. Siendo el criterio de decisión definitivo el costo de venta final del producto, pues el método sin recirculación se obtiene un costo por kilogramo de polifenol producido de \$1 500 000 mientras que con recirculación es de \$620 000.

Los escenarios pesimista y optimista se realizaron para la configuración con recirculación y se obtuvo un VPN de \$12 778 830 620 y una TIR de 15,78%.

* Trabajo de Grado

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas, Escuela de Ingeniería Química, Director. Luis Javier López Giraldo. Codirector: Said Toro Uribe

ABSTRACT

TITLE: ANALYSIS OF SIMULATION AND ECONOMICAL FEASIBILITY OF THE RECOVERY PROCESS WITH POLYPHENOLS FROM COCOA SHELL.

AUTHORS: Barragán Mantilla, Silvia Fernanda**
Villamizar Delgado, Sergio Andrés

KEYWORDS: Polyphenols, simulation, SuperProDesigner, solvent recirculation, economic analysis.

DESCRIPTION: In this paper it was performed a preliminary analysis of the simulation and an economical feasibility study of a polyphenol extraction plant using waste generated by the process of industrialization of cocoa. The plant will process 5 104,44 tons / year of waste of cocoa. The simulation was performed based on the laboratory scale results obtained from the project funded by the Ministry of Agriculture and Rural Development and CENIRED (Number 13158-053-10) using SuperPro Designer v9.0 academic software.

The technical and economical analysis were developed for configurations with and without solvent recirculation, to select the most economically viable option.

The economic analysis was performed based on the net present value method (NPV) as a decision criterion based on the difference between income and expenses, and Internal Rate of Return (IRR) based on the profitability and the ultimate decision criterion was the cost of end product sales.

The results for configurations with and without recirculation were NPV \$17120505514 and \$ 31787192423 respectively and an IRR of 18,99% y 18,34% respectively. Being the final decision criterion the cost of final sale of the product, since the method without recirculation get a cost per kilogram of polyphenol produced of \$1500000 while with recirculation is \$620000.

The pessimistic and optimistic scenarios were conducted for configuring with recirculation and it was obtained a NPV of \$12778830620 and an IRR of 15,78%.

* Degree Draft

** Faculty of Physical-Chemical Engineering, School of Chemical Engineering, Director. Luis Javier López Giraldo. Co-director: Said Toro Uribe

INTRODUCCIÓN

Actualmente, los procesos agroindustriales generan gran cantidad de residuos orgánicos que son desechados sin tratamiento alguno, lo que ha conllevado a plantear alternativas en el desarrollo de procesos, que generen productos de alto valor agregado partiendo de materias primas de bajo costo, contribuyendo así, con el fortalecimiento industrial y minimizando el impacto ambiental generado por diversas industrias.

En ese contexto, la agroindustria colombiana se ha visto beneficiada por su condición de país tropical, ubicado en la zona ecuatorial, luminosidad permanente durante todo el año, gran variedad de pisos térmicos y amplia disponibilidad de recursos hídricos ha permitido que Colombia sea uno de los países destacados en los cultivos de cacao, banano, café, entre otros [1].

De esta manera, uno de los renglones impulsados por el gobierno nacional es el procesamiento, manufactura y confitería a partir de cacao [2]. El cacao, es un alimento altamente nutritivo y un producto *commoditie* que se posiciona en tercer lugar después del azúcar y el café en el mercado mundial.

En efecto, la producción mundial de cacao para el periodo 2010-2011 fue de 3,9 millones de toneladas [3], de las cuales Colombia aportó en el 2012 una producción de 41670 toneladas generando aproximadamente 31250 toneladas de residuos. De éstas últimas Santander aportó cerca del 50% de la producción nacional [4]. Cabe mencionar que en el procesamiento del cacao se generan grandes cantidades de residuos orgánicos (66-75% cáscara, 5-7% cascarilla y 3-4% mucílago, en peso total) [5].

El contenido de polifenoles presentes en la cáscara del cacao ha reportado valores de 55,160 mgEAG/g [6]. Aunque, a nuestro conocimiento no se han realizado numerosos estudios en este campo; su relevancia radica en sus diversas aplicaciones como aditivos alimentarios destinados a “impedir o retardar las oxidaciones catalíticas y el enranciamiento natural provocado por la acción de diversos agentes (aire, luz, calor...) [7], y se suman a las funciones de las vitaminas y enzimas [8].

Además, se ha demostrado que los compuestos polifenólicos reducen la oxidación *in vitro* de las lipoproteínas de baja densidad (“low density lipoproteins”, LDL) [9] y especialmente aquellos compuestos con múltiples grupos hidroxilo.

En efecto, los residuos agrícolas e industriales han sido una fuente atractiva de antioxidantes naturales, por ejemplo, se han estudiado los residuos de piel de patata [10], semillas de uva [11], bagazo de vino y pieles de uva [12]. Se han identificado distintos compuestos polifenólicos en sustratos tales como bagazo de manzana [13], semillas y pieles de cítricos [14], residuos de pulpa de zanahoria [15], hojas de té [16], residuos no volátiles del aceite esencial de naranja [17], residuos de aceites de semillas [18].

Lo que evidencia el gran interés por extraer antioxidantes naturales, pues, la protección que frutas y verduras proporcionan frente a ciertas enfermedades (cáncer, enfermedades cardiovasculares, cataratas, diabetes, hepatitis, artritis, inmunodeficiencia y enfermedades degenerativas) ha sido atribuida a la presencia de antioxidantes, tales como vitamina C, vitamina E, α -tocoferol, β -caroteno y compuestos polifenólicos [19, 20].

En lo que respecta al mercado de polifenoles a nivel internacional, el reporte de Market Intelligence Report, indica que el mercado de este tipo de compuestos fue de 0,88 millones toneladas con un precio de \$ 3,7 billones USD para el 2007, y se

espera que para el 2016, la demanda alcancé 1,25 millones de toneladas, las cuales representarían \$5,2 billones USD [21].

Por su parte, la simulación de procesos de agroindustriales empleando software especializado, son de gran importancia en el campo de la agroindustria, ya que permiten diseñar, identificar fallas y plantear posibles cambios en la línea productiva. En efecto, la simulación facilita la tarea de los ingenieros químicos, ya que se convierte en una herramienta que facilita los balances de masa, energía y el cálculo de costos a escala industrial.

La escogencia del software correcto facilita en gran medida la simulación y el análisis de los datos, en este orden de ideas el programa computacional *SuperPro Designer*® resulta de gran ayuda en el proceso de simulación y posterior análisis económico debido a su amplio uso en procesos de extracción de metabolitos secundarios a partir de matrices vegetales como lo reportan [22] en la extracción de compuestos polifenólicos a partir de la piel de Jabuticaba (*Myrciaria cauliflora*), bagazo de uva [23], hojas de mango (*Mangifera indica*) [24], y en el modelado y costos del proceso de producción de etanol a partir de maíz seco [25].

A pesar de que se esperan algunas diferencias entre la simulación de procesos y los resultados obtenidos a escala laboratorio o piloto, *SuperPro Designer*®, se constituye como uno de los pioneros en la simulación de procesos biotecnológicos, tratamiento de agua y relacionados con la agro-industria.

En el caso del análisis económico, el método del valor presente neto (VPN), como criterio de decisión con base en la diferencia de ingresos y egresos, es muy empleado debido a que consiste en traer a presente todos los flujos, tanto positivos como negativos a una tasa de interés determinada, que es la que se denomina tasa de interés de oportunidad del inversionista. Permite evidenciar de manera directa la utilidad que se genera en el proyecto a comparación con una

utilidad de inversión de mínimo riesgo que es la que representa la tasa de oportunidad del inversionista. El VPN se calcula a partir de la siguiente expresión [26] (Ecuación 1).

$$VPN = \sum_{t=1}^n \frac{F_t}{(1+k)^t} - I_0$$

Ecuación 1. Cálculo del Valor Presente Neto (VPN)

Donde; F_t representa los flujos de caja en cada periodo t , n es el número de periodos considerado (años), I_0 es el valor de la inversión inicial y k es la tasa de oportunidad o rentabilidad mínima exigida al proyecto.

La Tasa Interna de Retorno (TIR) es un parámetro comúnmente utilizado como criterio de decisión con base en la rentabilidad obtenida. Es la tasa de interés que hace que el valor presente neto (VPN) de una inversión sea igual a cero y se denomina como la rentabilidad implícita del proyecto. Si la TIR supera la tasa de oportunidad, se acepta la inversión; en caso contrario se rechaza.

De esta manera, el presente trabajo tiene como objeto simular el proceso de extracción de polifenoles totales a partir de la cáscara de cacao (contemplando proceso sin y con recirculación) empleando el software *SuperPro Designer*® y determinar la factibilidad económica para una producción continua por medio del método de Valor Presente Neto (VPN).

Asimismo, debido a que las simulaciones que involucran material vegetal, se dificulta en gran medida por el desconocimiento de propiedades físicas y termodinámicas de las macromoléculas; se realizará la determinación de las propiedades de interés de las macromoléculas implementando el software Gaussian 03 y Aspen Plus Properties Estimation v. 8.0.

1. METODOLOGÍA

1.1 SIMULACIÓN DE PROCESO

La simulación se realizó en *SuperPro Designer*® v. 9.0 Académica (Intelligent, Inc.).

1.1.1 Modelamiento molecular y cálculo de propiedades. La optimización de las de las moléculas (las que no se encontraban en *SuperPro Designer*®) se realizó en Gaussian 03 versión académica. Finalmente, el cálculo de propiedades se desarrolló en Aspen Plus versión 8.0.

1.1.2 Simulación de procesos y factibilidad económica. La simulación se realizó con base en los resultados escala laboratorio, obtenidos del proyecto financiado por el Ministerio de Agricultura y Desarrollo y CENIREC (N° 13158-053-10) empleando el software *SuperPro Designer*® v. 9.0 Académica.

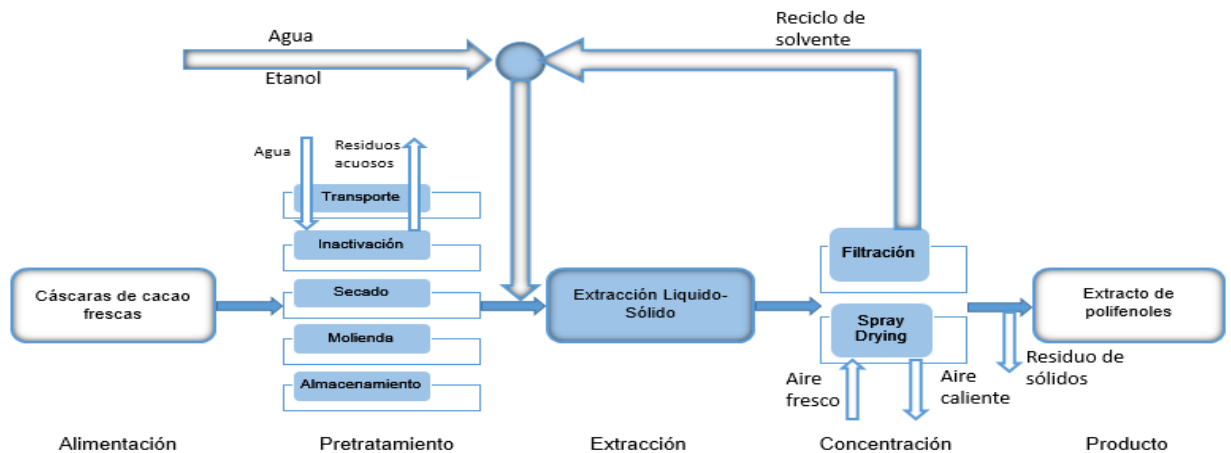
El procedimiento desarrollado en SuperPro Designer consistió en incluir y definir las propiedades químicas y físicas de los componentes, la selección de las unidades de operación y la selección de las condiciones de entrada (temperatura, presión, flujos, etc.) La Figura 1, esquematiza el diagrama de flujo del proceso de recuperación de polifenoles a partir de la cáscara de cacao, implementado en *SuperPro Designer*® versión académica.

De esta manera, las moléculas hipotéticas (las moléculas escogidas representan los compuestos mayoritarios presentes en la cáscara de cacao) fueron modeladas en *Gaussian 03*, con el objeto de encontrar las orientaciones más estables, longitud de enlace, y energía basal que favorezca la estructura molecular. La función de densidad empleada fue el funcional de densidad DFT con una función

híbrido B3LYP-G 311G. Para los alcances de este trabajo, las moléculas simuladas son los polifenoles, la grasa y las pectinas, representadas por ácido gálico, ácido oleico y ácido D-galacturónico, respectivamente.

Una vez obtenida la estructura molecular, se introducen los parámetros intrínsecos de la molécula (archivo con extensión .mol) al software *Aspen Plus Properties Estimation*. Por ejemplo, para el ácido gálico, fórmula molecular ($C_7H_6O_5$), masa molecular exacta (170,119507 Da), temperatura de ebullición (501,1°C a 760 mmHg) y densidad (1,7 g/cm³). El método UNIFAC, fue el método de contribución que se escogió para determinar las propiedades críticas (T_c , P_c , V_c) y termofísicas (densidad, capacidad calorífica, entalpía de formación normal y temperaturas normales de ebullición y de fusión).

Figura 1. Diagrama de flujo del proceso de extracción de polifenoles.



Debido a que este trabajo es pionero al simular el proceso de extracción de polifenoles de la cáscara de cacao, se hace necesario simplificar y puntualizar la composición de los flujos de alimentación. De esta manera, lo correspondiente a la metodología de corrientes de entrada, etapa de pre-tratamiento, extracción, concentración y rendimiento de los equipos están basados en los resultados obtenidos por Toro-Uribe, S. (2013) a nivel experimental:

1.1.3 Alimentación: Cáscara de Cacao. La matriz vegetal es la cáscara de cacao, clon TSH-565, proveniente de San Vicente de Chucuri (Santander-Colombia). El análisis bromatológico incluyó la determinación de humedad, ceniza, grasa, proteína, fibra cruda, según el informe interno de ensayo No 397-13 del 10 de Octubre de 2013, realizado en el Laboratorio de Alimentos CICTA-UIS (Anexo A). Los métodos estandarizados fueron: AOAC 925.1, 923.03, 920.85, 920.87, 930.20 y 943.02 18th Edición.

1.1.4 Pretratamiento de la cáscara de cacao. Aproximadamente, 100 mazorcas de cacao se recolectaron en la finca Villa Mónica, San Vicente de Chucuri. Las mazorcas fueron lavadas con ayuda de un cepillo de cerdas suaves con una solución de hipoclorito de sodio al 0,05% v/v. Luego, se removi6 manualmente la cáscara de cacao con ayuda de un cuchillo. La cáscara de cacao se tritur6 hasta un tama6o promedio de 1 cm³ para realizar la inactivaci6n de la enzima polifenol oxidasa por inmersi6n con agua caliente a 95°C por 5 min. Luego se realiz6 un proceso de choque t6rmico a 5°C y de re-lavado de la cáscara de cacao. Seguidamente, el material se sec6 a 50°C hasta alcanzar peso constante. Una vez seco, se procedi6 a efectuar una reducci6n de tama6o empleando un sistema de molino por discos hasta obtener un tama6o de part6cula promedio de 0,125 μm. El material se almacen6 en oscuridad y a 4°C.

1.1.5 Etapa de extracci6n de Polifenoles Totales de la Cáscara de Cacao. Las condiciones de la etapa de extracci6n fueron las siguientes: temperatura de 60°C, mezcla de etanol-agua 50:50 v/v, relaci6n soluto:solvente 1:60 m/v y pH 5 durante 1,5 h. Una vez la etapa de extracci6n es completada, se realiza una separaci6n de la fase acuosa (rica en polifenoles) y de la fase s6lida por filtraci6n.

Estas condiciones fueron seleccionadas porque de acuerdo con los resultados obtenidos por Toro – Uribe (2013) éstas maximizan la obtención de polifenoles (85 mgEAG/gms) en unidades de extracción de 50 y 250 ml. Así mismo, el autor concluye que no hay limitaciones difusionales para este cambio de volumen.

1.1.6 Etapa de Concentración de Polifenoles. A nivel de laboratorio, esta etapa consistió en un proceso de rotoevaporación y liofilización de la fase acuosa rica en polifenoles. Así, se implementó en SuperPro Designer, la concentración por un sistema de Spray Drying a 150°C y 4,0 bar. El rendimiento de esta etapa, a nivel de laboratorio se determinó con base en el peso de la fase concentrada y el peso del polvo liofilizado.

Finalmente, se plantea la simulación de procesos considerando un sistema sin reciclo y con reciclo.

1.2 ASPECTOS EN LA FACTIBILIDAD ECONÓMICA

Para realizar el análisis económico es necesario fijar algunas consideraciones que se mantendrán hasta el final del mismo, las cuales se detallan en la tabla 1.

Tabla 1. Aspectos en la Factibilidad Económica.

Parámetros de Inversión	
Descripción de Periodo	Año
Número de horas por periodo	7920
Tasa de Impuesto	33%
Tasa de Interés de Oportunidad	5%
Tiempo proyectado	10 Años
Método de Depreciación	Lineal - Completa

Parámetros de Costos de Operación	
Cantidad de Operarios	Sujeto a simulación
Suministros de operación	Sujeto a simulación
Maquinaria y equipos	Sujeto a simulación

La tabla 1 muestra las consideraciones iniciales básicas donde se indica la cantidad de horas por periodo a laborar (7920) correspondientes al flujo de materia prima. El software, calcula la cantidad de operarios y el costo de los equipos necesarios, teniendo en cuenta los diferentes requerimientos en cuanto a los suministros de operación total que se encuentran directamente relacionados al flujo de producción elaborado por hora. La tasa de interés de oportunidad ofrecida por los bancos no supera el 5% Efectiva anual (según el Banco de la República), por lo tanto se toma como tasa de comparación del 5%.

Además, se tuvieron en cuenta las siguientes consideraciones:

- a) El proceso tiene contemplado manejar aprox. el 33% de la producción de cáscara de cacao de Santander y con una producción en continuo.
- b) La cáscara de cacao está constituida principalmente por agua (humedad), ácido gálico (polifenoles), ácido D-galacturónico (pectinas), ácido oleico (grasa) y otros (hace referencia a la proteína, carbohidratos, minerales y fibra insoluble).
- c) Los precios de los solventes (etanol y ácido acético), la materia prima (cáscara de cacao) y otros, corresponden a los valores de importación según el DANE (Departamento Administrativo Nacional de Estadística).

- d) El precio del agua es según la tarifa para empresas del acueducto de Manantiales de Chucuri.
- e) La eficiencia de la bomba y del compresor es de 70%.
- f) Los gastos de energéticos se calcularon según la tarifa vigente para el departamento de Santander.
- g) Los valores económicos se encuentran en pesos Colombianos a la tasa de cambio de 1846,12 US\$
- h) La simulación en *SuperPro Designer* provee los balances de masa, energía, el dimensionamiento de los equipos, costos de los equipos y la potencia requerida.
- i) La extracción de polifenoles se llevó a cabo como un proceso compuesto por tres etapas: a) Pretratamiento, b) Extracción y c) Concentración.
- j) Las consideraciones del salario de los operarios están basadas en el salario mínimo y algunas heurísticas de proceso fueron basadas en Turton [27] y Couper [28].

1.3 LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA

La ubicación de la planta se tomó en consideración el aspecto más importante, proximidad a la materia prima, a partir de éste se fijó la ciudad de operación.

2. RESULTADOS

2.1 LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA Y DIMENSIONAMIENTO DE LA PLANTA

El tamaño seleccionado para la simulación se hizo con base en la producción de cacao en Colombia. De esta forma, se tomó como primera aproximación que la planta opere en el municipio de San Vicente de Chucurí y utilice el 32,6% de la producción de Santander, es decir, 15,83% de la producción nacional para el 2012 [29].

De esta forma, la planta procesará 15468 kg/día de residuos de cáscara de cacao. A su vez, la planta contempla ser flexible en la mayoría de sus unidades de proceso, e.g., las bandas de transporte, el equipo de extracción, secado, etc., permitiendo en un futuro utilizar otro tipo de material vegetal, así la planta es versátil, operaría en un flujo continuo, los rendimientos y tiempos de operación dependerán de las propiedades intrínsecas del material.

2.2 SIMULACIÓN Y DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE EXTRACCIÓN DE POLIFENOLES

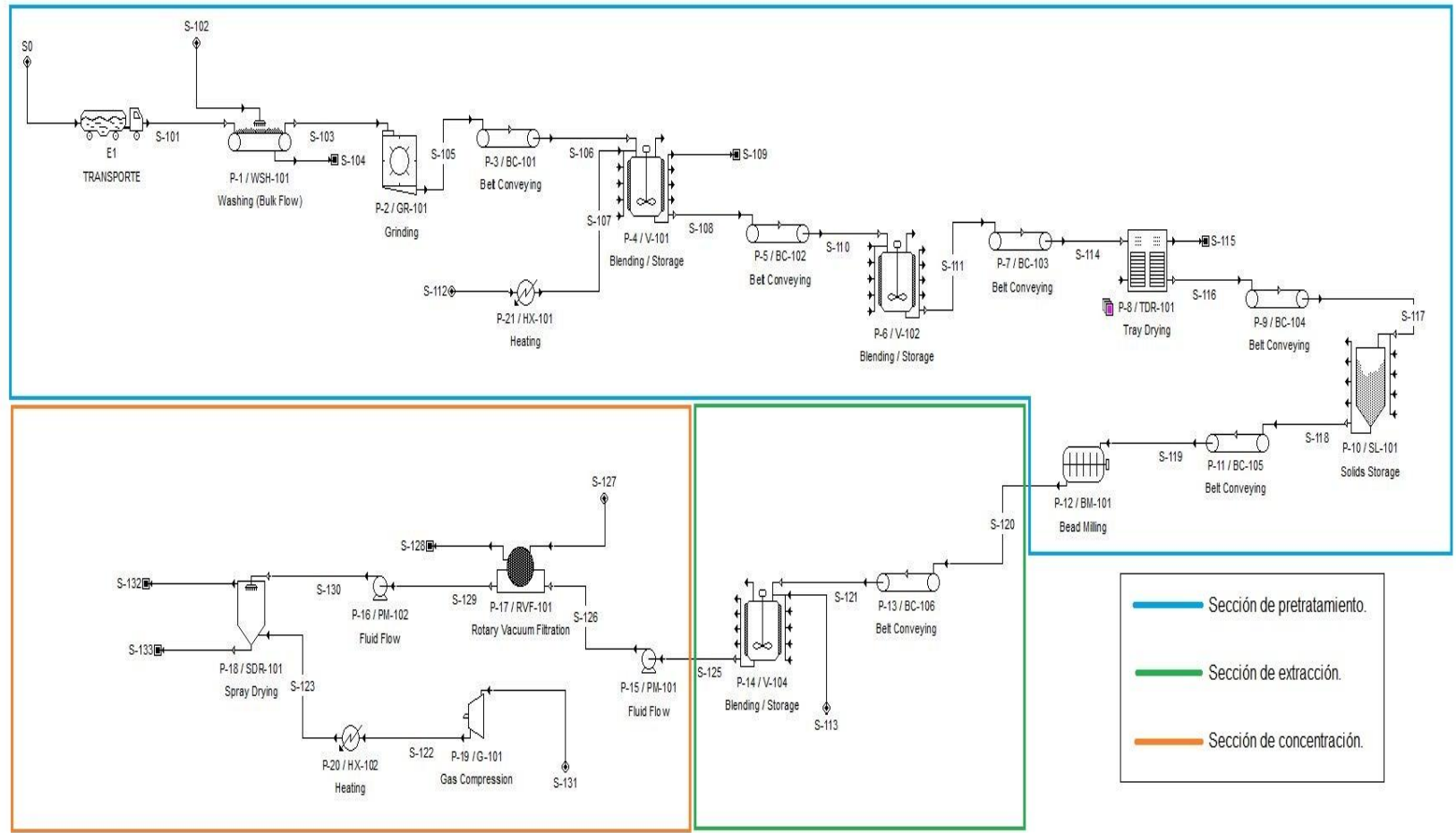
El diseño de la planta se hizo con base en tres secciones: pre-tratamiento, extracción y concentración. A su vez, se realizó un esquema de factibilidad económica asumiendo un proceso con recirculación y sin recirculación del solvente.

Se subraya, que los datos usados para la simulación están basados en resultados experimentales a escala laboratorio. Aunque, no se han realizado pruebas a escala piloto, se encontró que el rendimiento de extracción (parámetro clave en la unidad de extracción) para un volumen de 50 ml y 250 ml, fue igual para el clon de

cáscara de cacao TSH-565 (aprox. 85 mgEAG /gms), indicando que para este cambio de escala no hay limitaciones difusionales.

En las Figura 2 y 3 muestran los diagramas de flujo de procesos donde se aprecia cada una de las secciones con y sin recirculación.

Figura 3. Diagrama de proceso de recuperación de polifenoles de la cáscara de cacao sin recirculación de solvente



2.2.1 Sección de Pretratamiento. Esta sección es aplicable al diagrama de proceso con y sin recirculación. La entrada de flujos correspondiente a la materia prima (cáscara de cacao), se construyen con base en su análisis bromatológico. En efecto, la cáscara de cacao está compuesta por 93,45% de humedad, 0,43% ceniza, 0,05% grasa, 0,36% proteína, y 5,72% carbohidratos, en base húmeda.

Además, según Vriesman *et al.*, (2011) [30], los carbohidratos están compuestos por un 20,74% pectina, 9% ácido gálico y 70,26 de otros compuestos (fenoles libres, fibra insoluble, fibra soluble, etc.).

2.2.1.1 Balance de Materia sección de Pre-tratamiento: El Anexo B, muestra en resumen los flujos de materia obtenidos en la simulación de las principales corrientes de proceso. El balance está hecho para proceso en continuo (5104,44 ton/año) para un tiempo de 7920 h.

En la Tabla 2, se aprecia que durante el secado, el 99,5% del agua es retirada. Esto concuerda con lo reportado por Toro-Uribe S y Rosso-Ceron A. (2011) [6], quién encontró experimentalmente una reducción > 95%, para una cinética de secado de cinco clones (CCN-51, TSH-565, FLE-3, FSV-155 y ICS-95), en el cual se alcanza el tiempo de equilibrio alrededor de las 8h.

Tabla 2. Balance por componentes en el horno de la sección de pretratamiento.

EQUIPO	ENTRADA		Con reciclo	Sin reciclo	SALIDA		Con reciclo	Sin reciclo
			[Kg/h]	[Kg/h]			[Kg/h]	[Kg/h]
TDR-101 (SECADO)	S-114	ácido galacturonico	6,50	6,50	S-116	ácido galacturonico	6,50	6,50
		ácido gálico	4,17	4,17		ácido gálico	4,17	4,17
		ácido oleico	2,32	2,32		ácido oleico	2,32	2,32
		agua	588,20	588,20		agua	2,67	2,67
		otros	28,04	28,04		otros	28,04	28,04

EQUIPO	ENTRADA	Con reciclo		Sin reciclo		SALIDA		Con reciclo	Sin reciclo
		[Kg/h]	[Kg/h]	[Kg/h]	[Kg/h]	[Kg/h]	[Kg/h]	[Kg/h]	
		compuestos				compuestos			
		TOTAL	629,22	629,22	S-115	TOTAL	43,70	43,70	
						agua	585,53	585,53	
		TOTAL	629,22	629,22		TOTAL	585,53	585,53	

En la simulación, el material seco es transportado hacia un molino, en el cual, no se consideran pérdidas y el tamaño de la partícula promedio obtenido es de 0,125 μm .

A partir del Anexo B (Balance de Materia para cada sección incluyendo reciclo y sin reciclo) se puede concluir, que los flujos en la sección de pre-tratamiento no son influenciados por el reciclo.

2.2.1.2 Sección de Extracción: Las condiciones de extracción implementadas en la simulación son las enmarcadas en la sección 2.3.3. Asimismo, el proceso se ejecutó en un periodo de 1,5 h, el cual combina la técnica de extracción convencional sólido-líquido asistida por ultrasonido. Este tiempo de extracción, se escogió con base en la cinética de extracción (datos no publicados) del clon TSH-565, la cual se resume en la Ecuación 2.

$$PT \left(\frac{mgEAG}{g} \right) = \frac{t}{0,0018 + 0,0142t}$$

Ecuación 2. Modelo cinético de extracción de Polifenoles de la cáscara de cacao

El rendimiento experimental de polifenoles fue de aproximadamente 9%, este valor fue empleado como el límite en la simulación del proceso. En la Tabla 3, se resumen los flujos de solventes de los procesos con y sin recirculación en la sección de extracción. A partir de estos resultados se aprecia que la recirculación permite ahorrar hasta un 85,44% de solventes durante el proceso.

Tabla 3. Flujos másicos de solventes alimentados a la sección de extracción considerando y sin considerar recirculación.

	Con reciclo [Kg/h]	Sin reciclo [Kg/h]
Ácido Acético fresco	3,54	4,37
Agua fresca	188,74	1310,88
Etanol fresco	240,91	1661,44
Total Solventes	433,19	2976,69
Porcentaje de ahorro	85,44%	

2.2.1.3 Sección de Concentración: Las consideraciones realizadas fueron asumidas con base en los equipos de concentración más implementados en la industria alimenticia. En efecto, se encuentra que el *Spray Drying*, es un equipo flexible y permite un grado de concentración de la muestra a partir de un fluido líquido. La fase acuosa, es alimentada al *Spray Drying* por medio de una bomba y el contacto con aire caliente se realiza a 150°C y 4 bar (configuración recomendada de operación de un *Spray Drying*).

2.3 ANÁLISIS ECONÓMICO

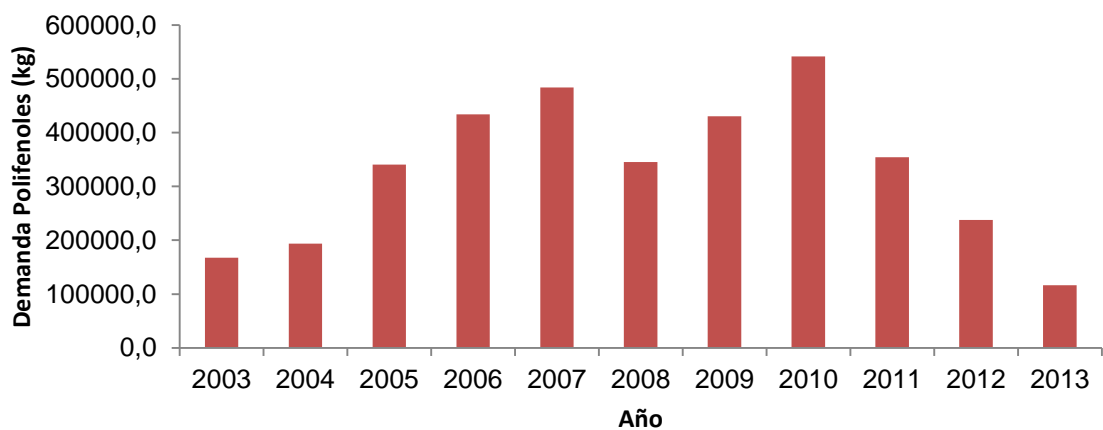
23.1 Costos fijos, de producción y de los equipos. Inicialmente se definió la cantidad de cáscara de cacao por concepto de materia prima que se procesará al año, teniendo en cuenta que el porcentaje seleccionado es del 32,6% de la producción a nivel local en el departamento de Santander.

2.3.1.1 Dimensionamiento de la Planta: Teniendo en cuenta que el porcentaje a utilizar finalmente por concepto de cáscara de cacao representa 5104,44 toneladas por año, se definió una operación en continuo de 7920 horas, realizando una producción de 29,7 Ton polifenol por año.

2.3.1.2 Localización de la Planta: Realizando diferentes cotizaciones de compra se logró encontrar un predio que cuenta con las condiciones requeridas y con una extensión de 4 Hectáreas, donde se podrá instalar la planta de producción a un precio de \$150000000.

2.3.1.3 Estudio de Mercado: Se realizó un estudio de mercado para corroborar que la oferta satisfaga la demanda del producto. Para identificar la demanda nacional, se recurrió a los registros de importaciones suministrados por el DANE, debido a que a nivel nacional no se producen polifenoles. Utilizando los registros de los últimos 10 años, se encontró la tendencia de demanda del producto, reconociendo su comportamiento junto con una desviación que permite contemplar el grado de sensibilidad de la misma (Figura 4).

Figura 4. Demanda de Polifenoles en los últimos 10 años. Fuente: DANE



Se logró identificar que la demanda del producto es suficientemente grande dentro del mercado nacional, corroborando que la oferta que producción que ofrece la planta abarca solo el 11,15 % del total demandado. Este resultado muestra la oportunidad de surgir dentro del mercado posicionándose como un proveedor local del producto a nivel nacional.

Una vez, verificada la viabilidad de la oferta con respecto a la demanda, se procedió a identificar los costos por concepto de equipos necesarios para el proceso productivo, los cuales fueron suministrados por la simulación, teniendo en cuenta dos configuraciones donde se tenía en cuenta un método con y sin recirculación de solventes.

2.3.2 Costo de las unidades de operación. El costo estimado de los equipos para el proceso de extracción y purificación de polifenoles totales a partir de cáscara de cacao, se determinó con base en los costos proporcionados por el software SuperPro Designer (Tabla 4), para el proceso con y sin recirculación de solventes. El Anexo C, incluye un mejor detalle de los costos por cada unidad de proceso.

Tabla 4. Costo de las unidades de operación. Valor del dólar \$ 1846,12

SECCIÓN	CON RECICLO		SIN RECICLO	
	Costo en USD	Costo en COP	Costo en USD	Costo en COP
Pre-Tratamiento	\$ 2 148 000,0	\$ 3 965 465 760,0	\$ 2 148 000,0	\$ 3 965 465 760,0
Extracción	\$ 395 135,0	\$ 729 466 626,2	\$ 393 000,0	\$ 725 525 160,0
Concentración	\$ 1 656 135,0	\$ 3 057 423 946,2	\$ 1 637 000,0	\$ 3 022 098 440,0
Total Inversión		\$ 7 752 356 332,4		\$ 7 713 089 360,0

Donde, los valores por concepto de depreciación y mantenimiento de los equipos, para el proceso sin reciclo es, del 10% (\$ 771 308 936) y 3% (\$ 231 392 680), respectivamente. Para el caso del proceso con reciclo, son de \$ 775 235 633 y \$ 232 570 690, respectivamente.

Se concluye que la implementación de la recirculación de solventes no presenta cambios significativos en la inversión en equipos, pero si constituye en una importante etapa que determinará una fuerte disminución en los costos de insumos requeridos en el proceso.

2.3.3 Requerimientos Energéticos. La Tabla describe la potencia por secciones y a su vez se detallan los requerimientos de energía eléctrica para cada equipo, que serán usados para el cálculo del costo de producción, para el proceso sin recirculación de solventes.

Tomando la cantidad de energía requerida para el proceso en kW/h, se calculó con el valor suministrado por la Electrificadora de Santander el kW/hora y que se trataría de un sector industrial de nivel IV (consumo trifásico). Obteniendo el costo total anual del servicio de energía eléctrica requerida para la operación.

Tabla 5. Requerimientos energéticos por etapas.

SECCIÓN	POTENCIA [kW]	
	Sin reciclo	Con reciclo
Pretratamiento	1312,00	1312,00
Extracción	9,59	9,59
Concentración	1483,18	1483,30
TOTAL ENERGIA REQUERIDA	2804,76	2804,88

A partir de la Tabla 5, se puede inferir que al complementar el proceso con la recirculación de solventes, no se obtienen aumentos significativos en los requerimientos energéticos del proceso, y que la sección de pretratamiento consume 46,78%, la de extracción 0,34% y la de purificación 52,88% de la energía del proceso. La gran cantidad de energía en el proceso de concentración se debe al alto flujo de aire que debe alimentarse al compresor y al intercambiador de calor (13386,83 kg/h) para garantizar la alta (>95%) remoción de solvente en el producto final (polifenoles totales). Se logra evidenciar que el valor total del consumo anual por concepto de energía eléctrica es muy similar en cualquiera de los dos casos, por lo tanto, se concluye que el costo de este servicio es independiente de la configuración del proceso.

Tabla 6. Costo del requerimiento energético

Proceso	Consumo kW/h	Tiempo (h)	Consumo kW/año	Costo kW/h	Costo Anual
Sin reciclo	2804,76	7920	22213699,2	\$294,28	\$6537098492
Con Reciclo	2804,88	7920	22214649,6	\$294,28	\$6537378178

2.3.4 Nómina y Prestaciones. Teniendo en cuenta las dos configuraciones (con y sin recirculación), se calcularon la nómina para cada uno de los casos, considerando la cantidad de operarios suministrada por la simulación y una referencia de la escala salarial vigente que se encuentra directamente relacionada al perfil del trabajador que se requiere para cada área.

Para el caso del proceso sin reciclo, el costo total de la nómina es de \$ 1 120 973,109 y con reciclo de \$ 1 214 218,726. La principal diferencia, radica en que el método con recirculación necesita 2 operarios adicionales por turno, lo cual incrementa el valor de la nómina mixta total. En el Anexo D, se encuentra un mayor detalle de este cálculo.

2.3.5 Costos Variables y egresos. Se definió la cantidad de materia prima e insumos para preparar una unidad de polifenol (kg) para cada uno de los métodos. La tabla 7 muestra la cantidad de materia prima e insumos utilizados por hora y por producción anual de cada una de las opciones de reciclo.

Tabla 7. Costos de Variables de proceso de recuperación de polifenoles a partir de cáscara de cacao.

		Cáscara de Cacao kg/h	Etanol kg/h	Ácido Acético kg/h	Agua kg/h	Polifenoles producidos kg/h
Con Reciclo	Flujo de Producción	644,5	240,9	3,5	1567,1	3,75
	Producción Anual (Kg)	5104440,0	1907891,0	27917,5	12411092,3	29699,4
Sin Reciclo	Flujo de Producción	644,5	1661,5	4,3	2655,9	3,75
	Producción Anual (Kg)	5104440,0	13158923,8	34451,3	21034914,0	29699,4

Para calcular el valor de compra de la materia prima, se recurrió a los registros de importación del DANE de los últimos 10 años, encontrando la tendencia de los precios de cada insumo y su desviación estándar para analizar según esta sensibilidad de variación la posibilidad de contemplar dos escenarios de compra, donde se pudiera analizar el escenario optimista y pesimista con respecto al valor de compra.

La Tabla 8, muestra la cantidad de materia prima utilizada para la elaboración de 1 kg de polifenol, así como, su costo total unitario utilizando el método con y sin recirculación de solventes

Tabla 8. Costo de producción de Polifenoles a partir de la cáscara de cacao.

Materia Prima	Sin Reciclo			Con Reciclo		
	kg materia prima/kg polifenol	Costo por kg	Costo	kg materia prima/kg polifenol	Costo por kg	Costo
Cáscara Cacao	171,87	\$ 169,2	\$ 29080,4	171,87	\$ 169,20	\$ 29080,40
Etanol	443,07	\$ 1811,5	\$ 802616,8	64,24	\$ 1811,49	\$ 116370,1
Ácido Acético	1,16	\$ 1370,3	\$ 1589,5	0,94	\$ 1370,27	\$ 1288,05
Agua	708,26	\$ 190,0	\$ 134,6	417,89	\$ 190,00	\$ 79,40
	Costo total		\$ 833421,3	Costo total		\$ 146818,0

Para el caso de los egresos (Tabla 9), se evidencia que los costos por servicios, depreciación y mantenimiento no diferían de manera significativa para el caso con y sin reciclo, mientras que, el valor de la nómina variaba por los trabajadores extra que requiere el método con recirculación. Así mismo, se evidenció la gran diferencia de costos de producción entre los dos métodos haciendo mucho más atractivo el costo en el caso de recirculación de solventes. La diferencia entre los costos de producción anual disminuyó en más de 5,6 veces utilizando el método con recirculación de solventes.

Para calcular la proyección de los egresos para los siguientes nueve años se hizo necesario encontrar la tasa a la cual varía estos valores cada año (inflación). Utilizando los registros de los indicadores económicos e información financiera suministrados por el Instituto Nacional de Contadores Públicos, se logró identificar la tendencia de este indicador calculando la tasa promedio para encontrar un estimado del valor de la tasa de inflación para los siguientes años, la cual se estimó en 4,147% (Anexo E).

Tabla 9. Costo de egresos para el primer año de producción

Egresos		Sin Reciclo	Con Reciclo
Costos Fijos	Servicios	\$ 6 537 098 492,00	\$ 6 537 378 178,00
	Nómina y prestaciones	\$ 1 120 973 109,00	\$ 1 214 258 726,00
	Depreciación	\$ 771 308 936,00	\$ 775 235 633,00
	Mantenimiento	\$ 231 392 680,00	\$ 232 570 690,00
Costo Variable	Costo de Producción	\$ 24 577 197 774,00	\$ 4 329 591 945,00
Total Egresos		\$ 33 237 970 991,00	\$ 13 089 035 172,00

2.3.6 Ingresos. Una vez calculados los egresos del proyecto, se procedió a calcular el precio de venta del extracto polifenólico para el primer año, teniendo en cuenta la cantidad de productos que se producirán.

Adicionalmente, se definió que la planta trabajará desde su inicio con una producción que cubre cerca de su capacidad total instalada, manejando un flujo de producción constante a través del tiempo durante los diez años de proyección. Para realizar la proyección, se tomó en cuenta nuevamente el valor de la tasa de inflación para estimar el crecimiento del precio de venta a razón de los indicadores financieros.

Así, el precio de venta del caso con recirculación es disminuye en un 41,33%, siendo más atractivo y competitivo al mercado (Tabla 10).

Tabla 10. Total de ingresos por venta por kg de polifenoles

		Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10
Con Reciclo	Demanda (kg)	29490	29490	29490	29490	29490	29490	29490	29490	29490	29490
	Valor de (kg)	620000,0	645711,4	672489,1	700377,2	729421,8	759670,9	791174,5	823984,5	858155,1	893742,8
	Ventas (*10 ⁶)	18283,5	19041,7	19831,4	20653,8	21510,3	22402,3	23331,4	24298,9	25306,6	26356,1
Sin Reciclo	Demanda (kg)	29490	29490	29490	29490	29490	29490	29490	29490	29490	29490
	Valor de (kg)	150000,0	1562205,0	1626989,6	1694460,9	1764730,2	1837913,6	1914131,8	1993510,9	2076181,8	2162281,0
	Ventas (*10 ⁶)	44234,3	46068,7	47979,2	49968,8	52041,1	54199,2	56446,8	58787,7	61225,6	63764,6

Es importante mencionar que cuando se compara el valor de venta obtenido de este análisis con el valor promedio del reporte desarrollado por Market Intelligence Report, se evidencia que el valor es realista. En efecto, de acuerdo con el reporte, el precio promedio por kg entre los años 2007 – 2016 es de 420 USD. Esta comparación sugiere que la configuración propuesta es competitiva a nivel internacional. Sin embargo se deberá tener un cuidado especial al interpretar este resultado porque el precio final del extracto dependerá de la aplicación final.

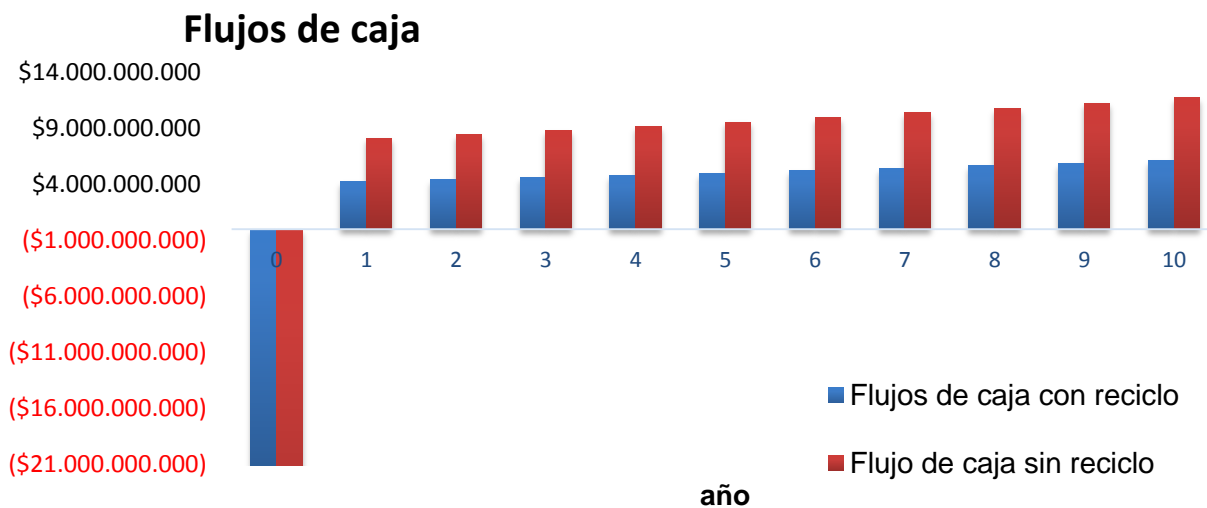
2.3.7 Patrimonio. Para realizar el cálculo del patrimonio se tuvo en cuenta el dimensionamiento de la planta y sus respectivos costos, junto con el valor del predio a utilizar. Adicionalmente, se calculó para cada método la cantidad de capital de trabajo necesario para iniciar actividades durante el primer año, el cual debía ser ligeramente superior a los egresos proyectados para el primer periodo.

Tabla 11. Patrimonio de la planta de recuperación de polifenoles

	Sin Reciclo		Con Reciclo	
Patrimonio	\$	7 863 089 360,00	\$	7 902 356 332,40
Capital de Trabajo	\$	33 500 000 000,00	\$	13 200 000 000,00
Total Patrimonio	\$	41 363 089 360,00	\$	21 102 356 332,40

2.3.8 Flujo de caja. Realizando un análisis a los informes de pérdidas y ganancias generados para cada método, se procedió a realizar una comparación en cuanto a los flujos de caja de cada periodo (Figura 5).

Figura 5. Flujos de caja del proceso con y sin recirculación de solventes



Inicialmente, se puede evidenciar que el proyecto es rentable ya que genera utilidad desde el primer año de operación para cualquiera de los dos métodos, sujeto los precios de venta seleccionados previamente en la sección de ingresos.

El factor a simple vista de decisión radica en que el precio de venta del método con recirculación es de \$ 620 000 mientras que el precio de venta del método sin recirculación es de \$1 500 000. En lo que respecta al precio de venta empleando un esquema sin recirculación, éste último se hace difícil de alcanzar ya que el precio promedio de venta a nivel mundial es de \$800 000. Otro aspecto a enfatizar es que a pesar que el flujo de caja obtenido sin recirculación es más alto; este estaría condicionado a obtener una aplicación específica que justifique su precio.

Se logró identificar que la inversión de patrimonio es menor para el método con recirculación, ya que el capital de trabajo es menor en comparación al utilizado para el método sin recirculación. Esto hace más atractivo el proyecto para los inversionistas, considerando que el monto de inversión es relativamente alto.

2.3.9 Criterios de Decisión

2.3.9.1 Criterio de decisión con base en la diferencia de ingresos y egresos:

Se calculó el Valor Presente Neto (VPN) utilizando los flujos de caja de cada uno de los dos métodos y se comparó con la tasa de interés de oportunidad ofrecida por los bancos, que corresponde a la tasa reglamentaria de captación de dinero para el presente año. La tasa de interés de oportunidad es de 5%. Entonces, la VPN con Recirculación es de \$ 17120505513 y la VPN sin de recirculación es de \$ 31787192423, es decir, un 53,85% menor con recirculación.

Los valores encontrados para los VPN de cada método resultaron ser mayores que cero, lo cual significa que la inversión producirá utilidad por encima de la rentabilidad exigida, que vendría siendo la rentabilidad producida por la tasa de interés de oportunidad. De esta manera se sugiere que cualquiera de los dos métodos podría aceptarse.

Cabe aclarar que, aunque el VPN del proceso con recirculación es mayor al VPN del proceso sin recirculación, se debe tener en cuenta que se encuentran sujetos a condiciones distintas en cuanto, a que, no se maneja un precio de venta del producto igual, siendo el precio de venta para el proceso sin recirculación 2,42 veces mayor que el precio de venta para el proceso con recirculación, disminuyendo la competitividad en el mercado para la proyección utilizando el método sin recirculación de solventes.

2.3.9.2 Criterio de decisión con base en la rentabilidad obtenida: Se determinó la Tasa Interna de Retorno (TIR) para que fuera muy similar para los dos casos, realizando un ajuste por medio de iteraciones para encontrar el precio de venta que lograra satisfacer esta condición, fijando el valor de los ingresos del proyecto.

Tabla 12. TIR del proceso de recuperación de polifenoles de cáscara de cacao.

TIR	
Con Reciclo	18,99%
Sin Reciclo	18,34%

La TIR encontrada para cada método está cerca de 13 puntos por encima de la tasa de interés de oportunidad, lo que hace del proyecto una buena oportunidad para invertir.

2.3.9.3 Escenario optimista y pesimista: Teniendo en cuenta los criterios de decisión, se descarta el método sin recirculación de solventes. Adicionalmente, se realiza un estudio donde se proyectan dos escenarios para el caso con recirculación de solventes: uno optimista y otro pesimista; para analizar el comportamiento del proyecto en cada uno y estudiar si el proyecto estaría apto para sobrellevar el escenario pesimista.

Se tiene en cuenta que, las únicas condiciones variables para nuestro caso de estudio se encuentran en las compras de materia prima, ya que, se encuentran sujetas a la fluctuación del mercado. Se utilizó los registros del DANE para calcular los promedios y desviaciones estándar para cada elemento que constituye la materia prima, calculando el precio para cada escenario (Anexo F).

2.3.10 Escenario Optimista. Realizando los cálculos mencionados previamente se encontró el valor del costo por materia prima en un escenario donde los valores son inferiores al valor promedio utilizando la desviación, encontrando que el valor sería de \$ 120992,91 por kg (Anexo G).

A partir del escenario optimista, se encuentra que para el primer año de proyección el costo de la materia prima es de \$ 3568023241,53. Las proyecciones de los siguientes años se realizaron con base en la tasa de inflación (Anexo G).

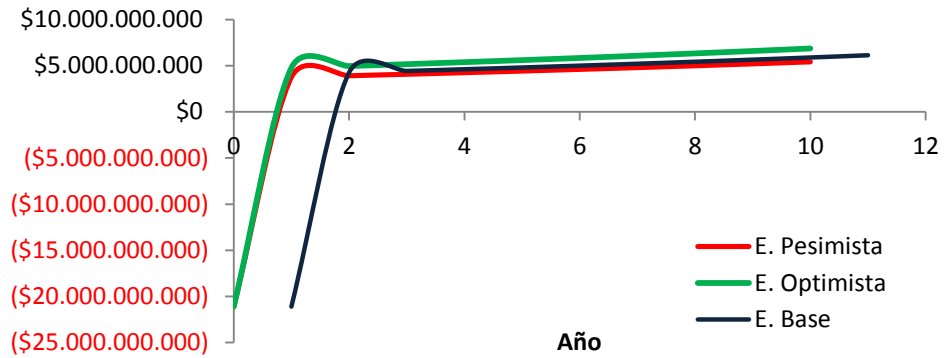
Una vez calculada la variación de los egresos por concepto de materia prima, se ajusta en el informe de pérdidas y ganancia, se encuentra que el VPN es de \$ 21583 055339 con un TIR de 22,14%. Se mantiene un VPN positivo y una TIR por encima de la tasa de Interés de Oportunidad.

2.3.11 Escenario Pesimista. El valor del costo por materia prima en un escenario donde los valores son superiores al valor promedio utilizando la desviación, sería de \$ 171943,51 por kg (Anexo G). Para este escenario, se encuentra que para el primer año el costo de la materia prima es de \$5 070 532 404,91. Las proyecciones para los siguientes años se encuentran en el Anexo G. Así, la VPN es de \$ 12 778 830 620 y la TIR de 15,78%.

Aun siendo el escenario pesimista, se observa que el VPN permanece positivo y que la TIR disminuye con respecto al escenario base pero sigue siendo superior a la tasa de interés de oportunidad.

La Figura 6, ilustra el comportamiento de los tres escenarios del proyecto, donde se puede evidenciar que la variación entre los escenarios no es altamente significativa.

Figura 6. Comportamiento de los escenarios optimista y pesimista con base a la metodología del reciclaje.



3. CONCLUSIONES

- Teniendo en cuenta las consideraciones de este primer análisis preliminar es factible construir una planta extractora de polifenoles, transformando 5 104,44 Ton/año de residuos generados en el proceso de industrialización del cacao; para una operación continua de proceso que genera 29,7 toneladas año de polifenoles totales.
- Bajo los parámetros de producción y proyección establecidos, es viable económicamente la puesta en marcha de la planta para los métodos con y sin recirculación de solventes, como lo evidencia el VPN de \$ 17 120 505 514 y \$ 31 787 192 423 respectivamente y una TIR de 18,99% y 18,34% respectivamente, estos últimos mayores a la tasa de interés de oportunidad; siendo entonces el criterio de decisión el costo de venta final del producto pues el método sin recirculación se obtiene a un costo por kilogramo de polifenol producido de \$ 1 500 000 mientras que con el método con recirculación se obtiene un costo por kilogramo de polifenol producido de \$ 620 000.
- El estudio arrojó que para un escenario pesimista se obtiene un valor de VPN de \$ 12 778 830 620 y una TIR de 15,78% (10,78 puntos porcentuales por encima de la tasa de interés de oportunidad) evidenciando aún más la viabilidad del proyecto.
- Debido al tipo de materia prima utilizada y la tecnología empleada para la extracción, se genera un impacto positivo a nivel ambiental. Esto último acorde con la tendencia tecnológica de producción más limpia y desarrollo sostenible.

4. RECOMENDACIONES

- Durante la etapa de inactivación de la enzima polifenol oxidasa se observó a nivel experimental (datos no publicados) que se retira agua junto con cantidades considerables de pectinas, por lo cual se recomienda determinar la viabilidad de la extracción de pectinas como una fuente alterna de ingresos.
- En el proceso, las etapas de pretratamiento y concentración requieren grandes cantidades de energía por lo cual implementar integración energética podría disminuir los costos por concepto de servicios.
- En la simulación del proceso se consideró como datos de entrada valores determinados experimentalmente (datos no publicados) y se asumió un escalamiento lineal, en las diferentes unidades de operación por lo que sería viable iniciar el respectivo proceso de escalamiento para confirmar o corregir los datos suministrados en el presente proyecto.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] Colombia, P. *Cacao Colombiano fino y de aroma*. 2012; Available from: www.proexport.com.co
- [2] MADR. *Agenda prospectiva de investigación y desarrollo tecnológico para la cadena productiva de cacao-chocolate en Colombia*. . 2007; Available from: <http://corpomail.corpoica.org.co/BACFILES/BACDIGITAL/55389/PublicableFinalCacao.pdf>
- [3] Organization), I.I.C. *The World Cocoa Economy: Past and Present*. 2012; Available from: http://www.icco.org/about-us/international-cocoa-agreements/cat_view/30-related-documents/45-statistics-other-statistics.html
- [4] Cacao, F.N.d. *Cacao en Colombia*. 2013; Available from: http://www.icco.org/about-us/international-cocoa-agreements/cat_view/30-related-documents/45-statistics-other-statistics.html
- [5] Syamsiro, M., et al., *A preliminary study on use of cocoa pod husk as a renewable source of energy in Indonesia*. *Energy for Sustainable Development*, 2012. 16(1): p. 74-77
- [6] Toro-Uribe, S., Rosso-Ceron, Ana M., *Optimización de las condiciones de extracción sólido-líquido de polifenoles a partir de la almendra de mango hilacha (mangifera indica. var. magdalena river) y ajuste de sus parámetros cinéticos*, in *Ingeniería Química*. 2011, Universidad Industrial de Santander: Colombia
- [7] Madrid, A. and J. Madrid, *Los aditivos en los alimentos: según la Unión Europea y la Legislación Española*. España: A. Madrid Vicente, Ediciones, 2000: p. 13-41
- [8] Tsao, R., *Chemistry and biochemistry of dietary polyphenols*. *Nutrients*, 2010. 2(12): p. 1231-1246
- [9] Meyer, A.S., M. Heinonen, and E.N. Frankel, *Antioxidant interactions of catechin, cyanidin, caffeic acid, quercetin, and ellagic acid on human LDL oxidation*. *Food Chemistry*, 1998. 61(1): p. 71-75

- [10] Kanatt, S.R., et al., *Potato peel extract a natural antioxidant for retarding lipid peroxidation in radiation processed lamb meat*. Journal of agricultural and food chemistry, 2005. 53(5): p. 1499-1504
- [11] Baydar, N.G., G. Özkan, and O. Sağdıç, *Total phenolic contents and antibacterial activities of grape (*Vitis vinifera* L.) extracts*. Food Control, 2004. 15(5): p. 335-339
- [12] Shaker, E.S., *Antioxidative effect of extracts from red grape seed and peel on lipid oxidation in oils of sunflower*. LWT-Food Science and Technology, 2006. 39(8): p. 883-892
- [13] Lu, Y. and L. Yeap Foo, *Antioxidant and radical scavenging activities of polyphenols from apple pomace*. Food chemistry, 2000. 68(1): p. 81-85
- [14] Bocco, A., et al., *Antioxidant activity and phenolic composition of citrus peel and seed extracts*. Journal of Agricultural and Food Chemistry, 1998. 46(6): p. 2123-2129
- [15] Chen, B. and Y. Tang, *Processing and stability of carotenoid powder from carrot pulp waste*. Journal of agricultural and food chemistry, 1998. 46(6): p. 2312-2318
- [16] Farhoosh, R., G.A. Golmovahhed, and M.H. Khodaparast, *Antioxidant activity of various extracts of old tea leaves and black tea wastes (*Camellia sinensis* L.)*. Food Chemistry, 2007. 100(1): p. 231-236
- [17] Vargas Arispuro, L., et al., *Actividad antioxidante de compuestos aislados del residuo no-volátil del aceite esencial de naranja*. Grasas y aceites, 1998. 49(2): p. 159-164
- [18] Matthäus, B., *Antioxidant activity of extracts obtained from residues of different oilseeds*. Journal of Agricultural and Food Chemistry, 2002. 50(12): p. 3444-3452
- [19] Youdim, K.A., et al., *Interaction between flavonoids and the blood–brain barrier: in vitro studies*. Journal of neurochemistry, 2003. 85(1): p. 180-192
- [20] Middleton, E., C. Kandaswami, and T.C. Theoharides, *The effects of plant flavonoids on mammalian cells: implications for inflammation, heart disease, and cancer*. Pharmacological reviews, 2000. 52(4): p. 673-751

- [21] Ceresana. *Market study: antioxidants*. 2008; Available from: http://www.ceresana.com/upload/Marktstudien/brochueren/Ceresana_-.
- [22] Santos, D.T., P.C. Veggi, and M.A.A. Meireles, *Extraction of antioxidant compounds from Jabuticaba (< i> Myrciaria cauliflora</i>) skins: Yield, composition and economical evaluation*. Journal of Food Engineering, 2010. 101(1): p. 23-31
- [23] Farias-Campomanes, A.M., M.A. Rostagno, and M.A.A. Meireles, *Production of polyphenol extracts from grape bagasse using supercritical fluids: Yield, extract composition and economic evaluation*. The Journal of Supercritical Fluids, 2013. 77: p. 70-78
- [24] Moura, L.S., et al., *Supercritical fluid extraction from fennel (< i> Foeniculum vulgare</i>): global yield, composition and kinetic data*. The Journal of supercritical fluids, 2005. 35(3): p. 212-219
- [25] Kwiatkowski, J.R., et al., *Modeling the process and costs of fuel ethanol production by the corn dry-grind process*. Industrial crops and products, 2006. 23(3): p. 288-296
- [26] Blank, L.T., A.J. Tarquin, and C.F.M. B., *Ingeniería económica*. 1991: McGraw-Hill
- [27] Turton, R., et al., *Analysis, synthesis and design of chemical processes*. 2008: Pearson Education
- [28] Couper, J.R., W.R. Penney, and J.R. Fair, *Chemical Process Equipment revised 2E: Selection and Design*. 2009: Gulf Professional Publishing
- [29] Ortiz-R, O.O., R.A. Villamizar Gallardo, and J.M. Rangel, *Applying life cycle management of colombian cocoa production*. Food Science and Technology (Campinas), 2014(AHEAD): p. 0-0
- [30] Vriesmann, L.C., R.D. de Mello Castanho Amboni, and C.L. de Oliveira Petkowicz, *Cacao pod husks (< i> Theobroma cacao</i> L.): Composition and hot-water-soluble pectins*. Industrial Crops and Products, 2011. 34(1): p. 1173-1181

BIBLIOGRAFÍA

BAYDAR, N.G., G. ÖZKAN, and O. SAĞDIÇ, *Total phenolic contents and antibacterial activities of grape (< i> Vitis vinifera</i> L.) extracts*. Food Control, 2004. 15(5): p. 335-339

BLANK, L.T., A.J. TARQUIN, and C.F.M. B., *Ingeniería económica*. 1991: McGraw-Hill

BOCCO, A., et al., *Antioxidant activity and phenolic composition of citrus peel and seed extracts*. Journal of Agricultural and Food Chemistry, 1998. 46(6): p. 2123-2129

CACAO, F.N.d. *Cacao en Colombia*. 2013; Available from: http://www.icco.org/about-us/international-cocoa-agreements/cat_view/30-related-documents/45-statistics-other-statistics.html

CERESANA. *Market study: antioxidants*. 2008; Available from: http://www.ceresana.com/upload/Marktstudien/brochueren/Ceresana_-.

CHEN, B. and Y. TANG, *Processing and stability of carotenoid powder from carrot pulp waste*. Journal of agricultural and food chemistry, 1998. 46(6): p. 2312-2318

Colombia, P. *Cacao Colombiano fino y de aroma*. 2012; Available from: www.proexport.com.co

COUPER, J.R., W.R. PENNEY, and J.R. FAIR, *Chemical Process Equipment revised 2E: Selection and Design*. 2009: Gulf Professional Publishing

FARHOOSH, R., G.A. GOLMOVAHHED, and M.H. KHODAPARAST, *Antioxidant activity of various extracts of old tea leaves and black tea wastes (< i> Camellia sinensis</i> L.). Food Chemistry, 2007. 100(1): p. 231-236*

FARIAS-CAMPOMANES, A.M., M.A. ROSTAGNO, and M.A.A. MEIRELES, *Production of polyphenol extracts from grape bagasse using supercritical fluids: Yield, extract composition and economic evaluation.* The Journal of Supercritical Fluids, 2013. 77: p. 70-78

KANATT, S.R., et al., *Potato peel extract a natural antioxidant for retarding lipid peroxidation in radiation processed lamb meat.* Journal of agricultural and food chemistry, 2005. 53(5): p. 1499-1504

KWIATKOWSKI, J.R., et al., *Modeling the process and costs of fuel ethanol production by the corn dry-grind process.* Industrial crops and products, 2006. 23(3): p. 288-296

LU, Y. and L. YEAP FOO, *Antioxidant and radical scavenging activities of polyphenols from apple pomace.* Food chemistry, 2000. 68(1): p. 81-85

MADR. *Agenda prospectiva de investigación y desarrollo tecnológico para la cadena productiva de cacao-chocolate en Colombia.* . 2007; Available from: <http://corpomail.corpoica.org.co/BACFILES/BACDIGITAL/55389/PublicableFinalCacao.pdf>

MADRID, A. and J. MADRID, *Los aditivos en los alimentos: según la Unión Europea y la Legislación Española.* España: A. Madrid Vicente, Ediciones, 2000: p. 13-41

MATTHÄUS, B., *Antioxidant activity of extracts obtained from residues of different oilseeds*. Journal of Agricultural and Food Chemistry, 2002. 50(12): p. 3444-3452

Meyer, A.S., M. Heinonen, and E.N. Frankel, *Antioxidant interactions of catechin, cyanidin, caffeic acid, quercetin, and ellagic acid on human LDL oxidation*. Food Chemistry, 1998. 61(1): p. 71-75

MIDDLETON, E., C. KANDASWAMI, and T.C. THEOHARIDES, *The effects of plant flavonoids on mammalian cells: implications for inflammation, heart disease, and cancer*. Pharmacological reviews, 2000. 52(4): p. 673-751

MOURA, L.S., et al., *Supercritical fluid extraction from fennel (< i> Foeniculum vulgare</i>): global yield, composition and kinetic data*. The Journal of supercritical fluids, 2005. 35(3): p. 212-219

Organization, I.I.C. *The World Cocoa Economy: Past and Present*. 2012; Available from: http://www.icco.org/about-us/international-cocoa-agreements/cat_view/30-related-documents/45-statistics-other-statistics.html

ORTIZ-R, O.O., R.A. VILLAMIZAR GALLARDO, and J.M. RANGEL, *Applying life cycle management of colombian cocoa production*. Food Science and Technology (Campinas), 2014(AHEAD): p. 0-0

SANTOS, D.T., P.C. VEGGI, and M.A.A. MEIRELES, *Extraction of antioxidant compounds from Jaboticaba (< i> Myrciaria cauliflora</i>) skins: Yield, composition and economical evaluation*. Journal of Food Engineering, 2010. 101(1): p. 23-31

SHAKER, E.S., *Antioxidative effect of extracts from red grape seed and peel on lipid oxidation in oils of sunflower*. LWT-Food Science and Technology, 2006. 39(8): p. 883-892

SYAMSIRO, M., et al., *A preliminary study on use of cocoa pod husk as a renewable source of energy in Indonesia*. Energy for Sustainable Development, 2012. 16(1): p. 74-77

TORO-URIBE, S., ROSSO-CERON, Ana M., *Optimización de las condiciones de extracción sólido-líquido de polifenoles a partir de la almendra de mango hilacha (mangifera indica. var. magdalena river) y ajuste de sus parámetros cinéticos*, in *Ingeniería Química*. 2011, Universidad Industrial de Santander: Colombia

TSAO, R., *Chemistry and biochemistry of dietary polyphenols*. Nutrients, 2010. 2(12): p. 1231-1246

TURTON, R., et al., *Analysis, synthesis and design of chemical processes*. 2008: Pearson Education

VARGAS ARISPURO, L., et al., *Actividad antioxidante de compuestos aislados del residuo no-volátil del aceite esencial de naranja*. Grasas y aceites, 1998. 49(2): p. 159-164

VRIESMANN, L.C., R.D. de Mello CASTANHO AMBONI, and C.L. de OLIVEIRA PETKOWICZ, *Cacao pod husks (< i> Theobroma cacao</i> L.): Composition and hot-water-soluble pectins*. Industrial Crops and Products, 2011. 34(1): p. 1173-1181

YOUDIM, K.A., et al., *Interaction between flavonoids and the blood–brain barrier: in vitro studies*. Journal of neurochemistry, 2003. 85(1): p. 180-192

ANEXOS

ANEXO A. Análisis Bromatológico de la Cáscara de cacao Clon TSH-565

	LABORATORIO DE ALIMENTOS -ICTA-	INFORME DE ENSAYO	FOITIE.01
			Versión: 01
			Página 1 de 2

INFORME DE ENSAYO

Número: 397-13

FECHA: Octubre 10 de 2013
NOMBRE/EMPRESA: Universidad Industrial de Santander-Proyecto 9436
DIRECCIÓN: Cra 27 Calle 9
TELÉFONO: 3136498274

CÓDIGO DE LA MUESTRA: M386-13
PRODUCTO: TSH 565 SD
FECHA DE RECEPCIÓN: Septiembre 12 de 2013
REALIZACIÓN DEL ANÁLISIS: Septiembre 27 a Octubre 09 de 2013

DESCRIPCIÓN DEL ANÁLISIS:

1. La humedad se determinó por medio de secado en estufa de aire siguiendo la metodología descrita en la norma internacional AOAC 925.10 18th Edición ("Solids (Total) and Moisture in Flour").
2. La determinación de cenizas se realizó en un horno a 550°C hasta peso constante siguiendo la norma internacional AOAC 923.03 18th Edición ("Ash of Flour").
3. La proteína fue analizada por el método de Kjeldahl que consiste en la determinación de nitrógeno total y posterior conversión a proteína siguiendo la metodología descrita en la norma internacional AOAC 920.87 18th Edición ("Protein (Total) in Flour").
4. La determinación de grasa se realizó por extracción con solvente en equipo Soxhlet durante 3 horas siguiendo la norma Internacional AOAC 920.85 18th Edición ("Fat (Crude) or Ether Extract in Flour").
5. Los carbohidratos totales y el valor calórico fueron calculados matemáticamente según la resolución 333 del 2011 del Ministerio de Protección Social.
6. La fibra cruda se llevó a cabo siguiendo la norma internacional AOAC 930.20 18th Edición mediante una hidrólisis básica y ácida a la muestra y posteriormente pesando el residuo restante a las dos hidrólisis.

	LABORATORIO DE ALIMENTOS -CICTA-	INFORME DE ENSAYO	FOITIE.01
			Versión: 01
			Página 2 de 2

TABLA 1. RESULTADOS ANÁLISIS FISCOQUÍMICO M386-13

PARÁMETROS	UNIDAD	RESULTADO	MÉTODO DE ANÁLISIS
Humedad	g/100 g mtra	6,57	AOAC 925.10 18th Edición - Gravimétrico
Ceniza	g/100 g mtra	6,07	AOAC 923.03 18th Edición - Gravimétrico
Grasa	g/100 g mtra	0,66	AOAC 920.85 18th Edición - Extracción por Soxhlet
Proteína	g/100 g mtra	5,12	AOAC 920.87 18th Edición - Kjeldahl
Fibra cruda	g/100 g mtra	21,91	AOAC 930.20 - Gravimétrico
Carbohidratos totales	g/100 g mtra	81,58	--
Valor calórico	Kcal/100 g mtra	352,74	--

REVISÓ Y AUTORIZÓ

Original Firmado

Arley R. Villamizar J.
Químico PQ2839
(E) Director Técnico

NOTA: ESTE INFORME DE RESULTADOS CORRESPONDE ÚNICAMENTE A LA MUESTRA ANALIZADA, NO PUEDE SER NI PARCIAL NI TOTALMENTE REPRODUCIDO SIN LA APROBACIÓN DEL LABORATORIO

ANEXO B. Balances de material de las unidades de proceso con y sin recirculación de solvente.

BALANCE DE MASA POR COMPONENTES

EQUI PO	ENTRADA				SALIDA				
	CORRIENTE	COMPONENTE	[kg/h]		CORRIENTE	COMPONENTE	[kg/h]		
			Con Reciclo	Sin Reciclo			Con Reciclo	Sin Reciclo	
WSH- 101	S-101	ácido galacturonico	7,65	7,65	S-103	ácido galacturonico	7,65	7,65	
		ácido gálico	4,21	4,21		ácido gálico	4,21	4,21	
		ácido oleico	2,32	2,32		ácido oleico	2,32	2,32	
		agua	602,29	602,29		agua	602,29	602,29	
		otros compuestos	28,04	28,04		otros compuestos	28,04	28,04	
		TOTAL	644,50	644,50		TOTAL	644,50	644,50	
		S-102	solución hipoclorito	315,52	315,52	S-104	solución hipoclorito	315,52	315,52
			TOTAL	315,52	315,52		TOTAL	315,52	315,52
	GR- 101	S-103	ácido galacturonico	7,65	7,65	S-105	ácido galacturonico	7,65	7,65
			ácido gálico	4,21	4,21		ácido gálico	4,21	4,21
ácido oleico			2,32	2,32	ácido oleico		2,32	2,32	
agua			602,29	602,29	agua		602,29	602,29	
otros compuestos			28,04	28,04	otros compuestos		28,04	28,04	
			TOTAL	644,50	644,50			TOTAL	644,50
BC- 101	S-105	ácido galacturonico	7,65	7,65	S-106	ácido galacturonico	7,65	7,65	
		ácido gálico	4,21	4,21		ácido gálico	4,21	4,21	

BALANCE DE MASA POR COMPONENTES

EQUI		ENTRADA		SALIDA			
		ácido oleico	2,32	2,32	ácido oleico	2,32	2,32
		agua	602,29	602,29	agua	602,29	602,29
		otros compuestos	28,04	28,04	otros compuestos	28,04	28,04
		TOTAL	644,50	644,50	TOTAL	644,50	644,50
		ácido galacturonico	7,65	7,65	ácido galacturonico	6,50	6,50
		ácido gálico	4,21	4,21	ácido gálico	4,17	4,17
	S-106	ácido oleico	2,32	2,32	S-108	ácido oleico	2,32
		agua	602,29	602,29		agua	588,20
		otros compuestos	28,04	28,04		otros compuestos	28,04
V-101		TOTAL	644,50	644,50		TOTAL	629,22
		agua	1000,00	1000,00		ácido galacturonico	1,15
	S-107				S-109	ácido gálico	0,04
						agua	1014,09
		TOTAL	1000,00	1000,00		TOTAL	1015,28
HX-101	S-112	agua	1000,00	1000,00	S-107	agua	1000,00
		TOTAL	1000,00	1000,00		TOTAL	1000,00
		ácido galacturonico	6,50	6,50		ácido galacturonico	6,50
		ácido gálico	4,17	4,17		ácido gálico	4,17
	S-108	ácido oleico	2,32	2,32	S-110	ácido oleico	2,32
BC-102		agua	588,20	588,20		agua	588,20
		otros compuestos	28,04	28,04		otros compuestos	28,04
		TOTAL	629,22	629,22		TOTAL	629,22
		ácido galacturonico	6,50	6,50		ácido galacturonico	6,50
V-102	S-110	ácido gálico	4,17	4,17	S-111	ácido gálico	4,17
		ácido oleico	2,32	2,32		ácido oleico	2,32

BALANCE DE MASA POR COMPONENTES

EQUI		ENTRADA			SALIDA		
		agua	588,20	588,20	agua	588,20	588,20
		otros compuestos	28,04	28,04	otros compuestos	28,04	28,04
		TOTAL	629,22	629,22	TOTAL	629,22	629,22
BC-103	S-111	ácido galacturonico	6,50	6,50	S-114	ácido galacturonico	6,50
		ácido gálico	4,17	4,17		ácido gálico	4,17
		ácido oleico	2,32	2,32		ácido oleico	2,32
		agua	588,20	588,20		agua	588,20
		otros compuestos	28,04	28,04		otros compuestos	28,04
		TOTAL	629,22	629,22		TOTAL	629,22
TDR-101	S-114	ácido galacturonico	6,50	6,50	S-116	ácido galacturonico	6,50
		ácido gálico	4,17	4,17		ácido gálico	4,17
		ácido oleico	2,32	2,32		ácido oleico	2,32
		agua	588,20	588,20		agua	2,67
		otros compuestos	28,04	28,04		otros compuestos	28,04
		TOTAL	629,22	629,22		TOTAL	43,70
BC-104	S-116	ácido galacturonico	6,50	6,50	S-115	agua	585,53
		ácido gálico	4,17	4,17		TOTAL	585,53
		ácido oleico	2,32	2,32		ácido galacturonico	6,50
		agua	2,67	2,67		ácido gálico	4,17
		otros compuestos	28,04	28,04		ácido oleico	2,32
		TOTAL	43,70	43,70		TOTAL	43,70
SL-101	S-117	ácido galacturonico	6,50	6,50	S-118	ácido galacturonico	6,50
		ácido gálico	4,17	4,17		ácido gálico	4,17

BALANCE DE MASA POR COMPONENTES

EQUI		ENTRADA				SALIDA			
		ácido oleico	2,32	2,32		ácido oleico	2,32	2,32	
		agua	2,67	2,67		agua	2,67	2,67	
		otros compuestos	28,04	28,04		otros compuestos	28,04	28,04	
		TOTAL	43,70	43,70		TOTAL	43,70	43,70	
BC-105	S-118	ácido galacturonico	6,50	6,50	S-119	ácido galacturonico	6,50	6,50	
		ácido gálico	4,17	4,17		ácido gálico	4,17	4,17	
		ácido oleico	2,32	2,32		ácido oleico	2,32	2,32	
		agua	2,67	2,67		agua	2,67	2,67	
		otros compuestos	28,04	28,04		otros compuestos	28,04	28,04	
		TOTAL	43,70	43,70		TOTAL	43,70	43,70	
BM-101	S-119	ácido galacturonico	6,50	6,50	S-120	ácido galacturonico	6,50	6,50	
		ácido gálico	4,17	4,17		ácido gálico	4,17	4,17	
		ácido oleico	2,32	2,32		ácido oleico	2,32	2,32	
		agua	2,67	2,67		agua	2,67	2,67	
		otros compuestos	28,04	28,04		otros compuestos	28,04	28,04	
		TOTAL	43,70	43,70		TOTAL	43,70	43,70	
BC-106	S-120	ácido galacturonico	6,50	6,50	S-121	ácido galacturonico	6,50	6,50	
		ácido gálico	4,17	4,17		ácido gálico	4,17	4,17	
		ácido oleico	2,32	2,32		ácido oleico	2,32	2,32	
		agua	2,67	2,67		agua	2,67	2,67	
		otros compuestos	28,04	28,04		otros compuestos	28,04	28,04	
		TOTAL	43,70	43,70		TOTAL	43,70	43,70	
V-104	S-121	ácido galacturonico	6,50	6,50	S-125	ácido acetico	4,37	4,37	
		ácido gálico	4,17	4,17		ácido galacturonico	6,50	6,50	

BALANCE DE MASA POR COMPONENTES

EQUI		ENTRADA		SALIDA				
		ácido oleico	2,32	2,32	ácido gálico	4,17	4,17	
		agua	2,67	2,67	ácido oleico	2,32	2,32	
		otros compuestos	28,04	28,04	agua	1313,55	1313,55	
		TOTAL	43,70	43,70	etanol	1661,44	1661,44	
		ácido acético	4,37	4,37	otros compuestos	28,04	28,04	
	S-138	agua	1310,88	1310,88				
		etanol	1661,44	1661,44				
		TOTAL	2976,69	2976,69	TOTAL	3020,38	3020,38	
		ácido acético	4,37	4,37	ácido acético	4,37	4,37	
		ácido galacturonico	6,50	6,50	ácido galacturonico	6,50	6,50	
		ácido gálico	4,17	4,17	ácido gálico	4,17	4,17	
PM-	S-125	ácido oleico	2,32	2,32	ácido oleico	2,32	2,32	
101		agua	1313,55	1313,55	agua	1313,55	1313,55	
		etanol	1661,44	1661,44	etanol	1661,44	1661,44	
		otros compuestos	28,04	28,04	otros compuestos	28,04	28,04	
		TOTAL	3020,38	3020,38	TOTAL	3020,38	3020,38	
		ácido acético	4,37	4,37	ácido acético	3,50	3,50	
		ácido galacturonico	6,50	6,50	ácido galacturonico	6,50	6,50	
		ácido gálico	4,17	4,17	ácido gálico	0,42	0,42	
		ácido oleico	2,32	2,32	ácido oleico	2,32	2,32	
RVF-	S-126	agua	1313,55	1313,55	agua	162,35	162,35	
101		etanol	1661,44	1661,44	etanol	166,14	166,14	
		otros compuestos	28,04	28,04	otros compuestos	28,04	28,04	
		TOTAL	3020,38	3020,38	TOTAL	369,27	369,27	
	S-127	agua	30,00	30,00	S-129	ácido acético	0,87	0,87

BALANCE DE MASA POR COMPONENTES

EQUI		ENTRADA		SALIDA				
					ácido gálico	3,75	3,75	
					agua	1181,20	1181,20	
					etanol	1495,30	1495,30	
		TOTAL	30,00	30,00	TOTAL	2681,12	2681,12	
PM-102	S-129	ácido acético	0,87	0,87	ácido acético	0,87	0,87	
		ácido gálico	3,75	3,75	ácido gálico	3,75	3,75	
		agua	1181,20	1181,20	S-130	agua	1181,20	1181,20
		etanol	1495,30	1495,30	etanol	1495,30	1495,30	
		TOTAL	2681,12	2681,12	TOTAL	2681,12	2681,12	
G-101	S-131	nitrógeno	10269,27	10269,27	nitrógeno	10269,27	10269,27	
		oxígeno	3117,55	3117,55	S-122	oxígeno	3117,55	3117,55
		TOTAL	13386,83	13386,83	TOTAL	13386,83	13386,83	
HX-102	S-122	nitrógeno	10269,27	10269,27	nitrógeno	10269,27	10269,27	
		oxígeno	3117,55	3117,55	S-123	oxígeno	3117,55	3117,55
		TOTAL	13386,83	13386,83	TOTAL	13386,83	13386,83	
							0,87	
SDR-101	S-123	nitrógeno	10269,27	10269,27	ácido acético	0,87		
		oxígeno	3117,55	3117,55	S-124	agua	1181,20	1181,20
		TOTAL	13386,83	13386,83	etanol	1495,30	1495,30	
					nitrógeno	10269,27	10269,27	
	S-130	ácido acético	0,87	0,87	oxígeno	3117,55	3117,55	

BALANCE DE MASA POR COMPONENTES

EQUI		ENTRADA		SALIDA			
		ácido gálico	3,75	3,75			
		agua	1181,20	1181,20		TOTAL	16064,19
		etanol	1495,30	1495,30			16064,19
		TOTAL	2681,12	2681,12			
					S-133	ácido gálico	3,75
						TOTAL	3,75
		ácido acético	0,87	NA		nitrógeno	10269,27
		agua	1181,20	NA	S-132	oxígeno	3117,55
		etanol	1495,30	NA		TOTAL	13386,83
ET-101	S-124	nitrógeno	10269,27	NA		ácido acético	0,87
		oxígeno	3117,55	NA	S-134	agua	1181,20
		TOTAL	16064,19	NA		etanol	1495,30
						TOTAL	2677,37
		ácido acético	0,87	NA		ácido acético	0,83
		agua	1181,20	NA	S-135	agua	1122,14
		etanol	1495,30	NA		etanol	1420,53
FSP-101	S-134	TOTAL	2677,37	NA		TOTAL	2543,50
						ácido acético	0,04
					S-136	agua	59,06
						etanol	74,76
						TOTAL	133,87
		ácido acético	0,83	NA		ácido acético	0,83
PM-103	S-135	agua	1122,14	NA	S-113	agua	1122,14
		etanol	1420,53	NA		etanol	1420,53
		TOTAL	2543,50	NA		TOTAL	2543,50
MX-	S-113	ácido acético	0,83	NA	S-138	ácido acético	4,37

BALANCE DE MASA POR COMPONENTES

EQUI	ENTRADA			SALIDA		
101	agua	1122,14	NA	agua	1310,88	NA
	etanol	1420,53	NA	etanol	1661,44	NA
	TOTAL	2543,50	NA	TOTAL	2976,69	NA
	ácido acético	3,54	NA			
S-137	agua	188,74	NA			
	etanol	240,91	NA			
	TOTAL	433,19	NA			

ANEXO C. Costo individual de cada una de las unidades de operación.

		\$				
Valor dólar		1.846,12	CON RECICLO		SIN RECICLO	
SECCIÓN	EQUIPO	COSTO EN USD	COSTO EN COP	COSTO EN USD	COSTO EN COP	
Pre-tratamiento	WSH-101	\$ 266.000	\$ 491.067.920	\$ 266.000	\$ 491.067.920	
	GR-101	\$ 79.000	\$ 145.843.480	\$ 79.000	\$ 145.843.480	
	BC-101	\$ 197.000	\$ 363.685.640	\$ 197.000	\$ 363.685.640	
	HX-101	\$ 8.000	\$ 14.768.960	\$ 8.000	\$ 14.768.960	
	V-101	\$ 204.000	\$ 376.608.480	\$ 204.000	\$ 376.608.480	
	BC-102	\$ 197.000	\$ 363.685.640	\$ 197.000	\$ 363.685.640	
	V-102	\$ 173.000	\$ 319.378.760	\$ 173.000	\$ 319.378.760	
	BC-103	\$ 197.000	\$ 363.685.640	\$ 197.000	\$ 363.685.640	
	TDR-101 (2 equipos)	\$ 330.000	\$ 609.219.600	\$ 330.000	\$ 609.219.600	
	BC-104	\$ 134.000	\$ 247.380.080	\$ 134.000	\$ 247.380.080	
	SL-101	\$ 74.000	\$ 136.612.880	\$ 74.000	\$ 136.612.880	
	BC-105	\$ 134.000	\$ 247.380.080	\$ 134.000	\$ 247.380.080	
	BM-101	\$ 155.000	\$ 286.148.600	\$ 155.000	\$ 286.148.600	
	Total	\$ 2.148.000	\$ 3.965.465.760	\$ 2.148.000	\$ 3.965.465.760	
Extracción	BC-106	\$ 134.000	\$ 247.380.080	\$ 134.000	\$ 247.380.080	
	V-104	\$ 261.000	\$ 481.837.320	\$ 259.000	\$ 478.145.080	
	MX-101	\$ 135	\$ 249.226	NA	NA	
	Total	\$ 395.135	\$ 729.466.626	\$ 393.000	\$ 725.525.160	
Concentración	PM-101	\$ 10.000	\$ 18.461.200	\$ 10.000	\$ 18.461.200	
	RVF-101	\$ 102.000	\$ 188.304.240	\$ 102.000	\$ 188.304.240	
	PM-102	\$ 10.000	\$ 18.461.200	\$ 10.000	\$ 18.461.200	
	G-101	\$ 1.254.000	\$ 2.315.034.480	\$ 1.254.000	\$ 2.315.034.480	
	HX-102	\$ 32.000	\$ 59.075.840	\$ 32.000	\$ 59.075.840	
	SDR-101	\$ 229.000	\$ 422.761.480	\$ 229.000	\$ 422.761.480	
	ET-101	\$ 9.000	\$ 16.615.080	NA	NA	
	FSP-101	\$ 135	\$ 249.226	NA	NA	
	PM-103	\$ 10.000	\$ 18.461.200	NA	NA	
	Total	\$ 1.656.135	\$ 3.057.423.946	\$ 1.637.000	\$ 3.022.098.440	
TOTAL INVERSION EN EQUIPOS			\$ 7.752.356.332		\$ 7.713.089.360	

ANEXO D. Tablas de Nóminas y prestaciones

PERFIL	EXPERIENCIA	SALARIO BASE MENSUAL [SMLV]
Ingeniero	Recien egresado	4,5
	Experiencia > 5 años	8
	Posgrado	12
Tecnólogo	Recien egresado	3,1
	Experiencia > 5 años	5
	Experiencia > 10 años	7,3
Técnico	Recien egresado	2,4
	Experiencia > 5 años	3,6
	Experiencia > 10 años	6

Nomina sin reciclo

Nómina	Operario	Jefe de Producción	Jefe de Calidad	Contador	Secretaria-Aux Admin	Gerente	Vigilante
Salario Base	800000	2772000	1909600		800000	3080000	800000
Aux de Transporte	72000				72000		72000
Cesantías 8.33%	72637,6	230907,6	159069,68	0	72637,6	256564	72637,6
Prima 8.33%	72637,6	230907,6	159069,68	0	72637,6	256564	72637,6
Vacaciones 4.16%	33280	115315,2	79439,36	0	33280	128128	33280
Int. Cesantías 1%	726,376	2309,076	1590,6968	0	726,376	2565,64	726,376
Salud 8.5%	68000	235620	162316	0	68000	261800	68000
Pensión 12%	96000	332640	229152	0	96000	369600	96000
Riesgos Lab. 0,522%		14469,84	9968,112	0	4176	16077,6	
Riesgos Lab. 1,044%	8352						8352
Sena 2%	16000	55440	38192	0	16000	61600	16000
ICBF 3%	24000	83160	57288	0	24000	92400	24000
Caja de Comp. 4%	32000	110880	76384	0	32000	123200	32000
Total Salario Mensual	1295633,576	4183649,31	2882069,52	200000	1291457,57	4648499,24	1295633,57
		6	9		6		6
Total Salario Anual	15547602,91	50203791,7	34584834,3	2400000	15497490,9	55781990,8	15547602,9
		9	5		1	8	1
Número de	48	3	3	1	1	1	3

Nomina sin reciclo							
Nómina	Operario	Jefe de Producción	Jefe de Calidad	Contador	Secretaria-Aux Admin	Gerente	Vigilante
Trabajadores							
Total Nómina	746284939,8	150611375,4	103754503	2400000	15497490,91	55781990,88	46642808,74
Total Nómina Mixta	\$ 1.120.973.108,7						

Nomina con reciclo							
Nómina	Operario	Jefe de Producción	Jefe de Calidad	Contador	Secretaria-Aux Admin	Gerente	Vigilante
Salario Base	800000	2772000	1909600		800000	3080000	800000
Aux de Transporte	72000				72000		72000
Cesantías 8.33%	72637,6	230907,6	159069,68	0	72637,6	256564	72637,6
Prima 8.33%	72637,6	230907,6	159069,68	0	72637,6	256564	72637,6
Vacaciones 4.16%	33280	115315,2	79439,36	0	33280	128128	33280
Int. Cesantías 1%	726,376	2309,076	1590,6968	0	726,376	2565,64	726,376
Salud 8.5%	68000	235620	162316	0	68000	261800	68000
Pensión 12%	96000	332640	229152	0	96000	369600	96000
Riesgos Lab. 0,522%		14469,84	9968,112	0	4176	16077,6	
Riesgos Lab. 1,044%	8352						8352
Sena 2%	16000	55440	38192	0	16000	61600	16000
ICBF 3%	24000	83160	57288	0	24000	92400	24000
Caja de Comp. 4%	32000	110880	76384	0	32000	123200	32000
Total Salario Mensual	1295633,576	4183649,316	2882069,529	200000	1291457,576	4648499,246	1295633,576
Total Salario Anual	15547602,91	50203791,79	34584834,35	2400000	15497490,91	55781990,88	15547602,91
Número de Trabajadores	54	3	3	1	1	1	3
Total Nómina	839570557,2	150611375,4	103754503	2400000	15497490,91	55781990,88	46642808,74
Total Nómina Mixta	\$ 1.214.258.726						

ANEXO E. Proyecciones de los egresos

Con Recirculación de Solventes											
Año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Costos Fijos											
	653737817	680848325	709083105	738488781	769113911	801009065	834226911	868822301	904852361	942376589	
Servicios	0	8	1	1	5	3	2	1	1	9	4
Nómina y prestaciones	0	121425872	126461403	131705758	137167595	142855935	148780171	154950085	161375865	168068122	175037907
Depreciación	0	775235633		840866896	875737646		949877386	989268801	103029377	107302006	111751820
Mantenimiento	0	,2	807384655	,6	,8	912054487	,6	,8	9	2	4
			242215396			273616346		296780640	309088133	321906018	335255461
	0	232570690	,5	252260069	262721294	,1	284963216	,5	,7	,6	,2
Costos Variables											
	432959194	450914012	469613416	489088284	509370775	530494382	552493984	575405909	599267992	624119636	
Costo de Venta	0	5	3	4	8	9	0	0	6	6	3
Total Egresos:	0	130890351	136318374	141971497	147859055	153990770	160376767	167027592	173954226	181168108	188681149
	0	72	61	61	61	65	91	47	73	51	97

Sin Recirculación de Solventes											
Año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Costos Fijos											
	653709849		709052768	738457187	769081006	800974796	834191220	868785130	904813650	942336272	
Servicios	0	2	6808191967	7	1	6	0	7	7	0	1
Nómina y prestaciones	0	112097310	116745986	121587442	126629673	131881006	137350111	143046020	148978139	155156262	161590592
Depreciación	0	771308936	803295117	836607766	871301890	907434779	945066099	984257991	102507517	106758503	111185778
Mantenimiento	0	,6	,1	,2	,5	,9	984257991	0	7	9	
			240988534	261390566	272230432		295277396	307522549	320275510	333557335	
	0	231392680	,4	250982329	,1	,9	283519829	,3	,9	,1	,5
Costos Variables											
	245771977	255964141	266578974	277634004	289147486	301138433	313626643	326632740	340178200	354285390	
Costo de Venta	0	74	66	62	69	87	15	97	90	66	64
Total Egresos:	0	332379709	346163496	360518896	375469615	391040340	407256783	424145721	441735045	460053797	479132228
	0	91	48	68	33	28	19	99	08	40	37

ANEXO F. Escenarios: Registro de importación DANE para las materias primas.

Cáscara de Cacao		
Año	Cantidad	Valor
2003	82761	\$ 286,31
2005	45540	\$ 208,42
2006	34600	\$ 217,85
2007	195552	\$ 118,04
2008	150182	\$ 94,56
2009	39500	\$ 73,98
2011	238625	\$ 118,53
2012	109590	\$ 100,99
2013	189710	\$ 303,79
Promedio	120673,3333	\$ 169,16
Desv. Estand		86,8
Escenario Optimista		\$ 82,41
Escenario Pesimista		\$ 255,92

Ácido Acético		
Año	Cantidad	Valor
2004	10.607.637,23	\$ 1.334,67
2005	11.327.465,2	\$ 1.498,87
2006	15.681.639,23	\$ 1.573,08
2007	14.069.116,15	\$ 1.645,76
2008	11.890.443,55	\$ 1.548,05
2009	9.010.895,43	\$ 1.250,67
2010	10.213.884,97	\$ 1.098,23
2011	11.272.093,69	\$ 1.250,38
2012	10.627.330,02	\$ 1.195,40
2013	7.211.922,46	\$ 1.307,58
Promedio	11191242,79	\$ 1.370,27

Desviación Estandar		183,675545
Escenario Pesimista	\$	1.553,9
Escenario Optimista	\$	1.186,6

Alcohol Etílico

Año	Cantidad	Valor
2004	10.574.471,06	\$ 1.699,73
2005	15.276.497,3	\$ 1.535,04
2006	41.288.506,8	\$ 1.687,41
2007	36.672.171,02	\$ 1.690,67
2008	20.986.749,36	\$ 1.884,74
2009	22.478.448,75	\$ 2.056,69
2010	51.128.791,38	\$ 1.840,67
2011	39.123.513,54	\$ 2.034,12
2012	64.761.101,19	\$ 1.928,28
2013	78.607.365,60	\$ 1.757,55
Promedio	38089761,6	\$ 1.811,49
Desviación Estándar		167,1202784
Escenario Pesimista		\$ 1.978,6
Escenario Optimista		\$ 1.644,4

**ANEXO G. Proyecciones del escenario optimista, para el caso de
recirculación de solventes.**

	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10
Demanda	29489,524	29489,524	29489,524	29489,524	29489,524	29489,524	29489,524	29489,524	29489,524	29489,524
en Kg	25	25	25	25	25	25	25	25	25	25
Cáscara de	5068364,5	5068364,5	5068364,5	5068364,5	5068364,5	5068364,5	5068364,5	5068364,5	5068364,5	5068364,5
Cacao (Kg)	33	33	33	33	33	33	33	33	33	33
	1894407,0	1894407,0	1894407,0	1894407,0	1894407,0	1894407,0	1894407,0	1894407,0	1894407,0	1894407,0
Etanol (Kg)	38	38	38	38	38	38	38	38	38	38
Ácido										
Acético	27720,152	27720,152	27720,152	27720,152	27720,152	27720,152	27720,152	27720,152	27720,152	27720,152
(Kg)	79	79	79	79	79	79	79	79	79	79
	12323377,	12323377,	12323377,	12323377,	12323377,	12323377,	12323377,	12323377,	12323377,	12323377,
Agua (Kg)	29	29	29	29	29	29	29	29	29	29
Valor de	120992,90	126010,48	131236,13	136678,49	142346,55	148249,66	154397,58	160800,44	167468,84	174413,77
(Kg):	62	2	67	93	67	84	21	99	45	75
Materia	356802324	37159891	38700912	40305839	41977322	43718121	455311124	47419287	49385765	51433793
Prima	2	65	36	20	35	91	2	65	51	21

**ANEXO H. Proyecciones del escenario pesimista, para el caso de
recirculación de solventes.**

	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10
Demanda	29489,524	29489,524	29489,524	29489,524	29489,524	29489,524	29489,524	29489,524	29489,524	29489,524
en Kg	25	25	25	25	25	25	25	25	25	25
Cáscara de	5068364,5	5068364,5	5068364,5	5068364,5	5068364,5	5068364,5	5068364,5	5068364,5	5068364,5	5068364,5
Cacao (Kg)	33	33	33	33	33	33	33	33	33	33
	1894407,0	1894407,0	1894407,0	1894407,0	1894407,0	1894407,0	1894407,0	1894407,0	1894407,0	1894407,0
Etanol (Kg)	38	38	38	38	38	38	38	38	38	38
Ácido										
Acético	27720,152	27720,152	27720,152	27720,152	27720,152	27720,152	27720,152	27720,152	27720,152	27720,152
(Kg)	79	79	79	79	79	79	79	79	79	79
	12323377,	12323377,	12323377,	12323377,	12323377,	12323377,	12323377,	12323377,	12323377,	12323377,
Agua (Kg)	29	29	29	29	29	29	29	29	29	29
Valor de	171943,51	179074,01		194234,37	202289,27	210678,20	219415,03	228514,17	237990,65	247860,13
(Kg):	33	08	186500,21	37	32	94	47	62	91	17
Materia	50705324	52808073	549980246	572787927	596541442	621280016	647044498	673877434	70182313	73092773
Prima	05	84	6	4	8	4	7	0	12	65