

**EVALUACIÓN ENERGÉTICA Y ANALISIS ECONOMICO DE UN ESQUEMA DE
PROCESAMIENTO PARA BIOCOMBUSTIBLES LÍQUIDOS DE TERCERA
GENERACIÓN.**

Edixon Daniel Ortiz Villamizar

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERIA QUIMICA
BUCARAMANGA**

2017

**EVALUACIÓN ENERGÉTICA Y ANALISIS ECONOMICO DE UN ESQUEMA DE
PROCESAMIENTO PARA BIOCOMBUSTIBLES LÍQUIDOS DE TERCERA
GENERACIÓN.**

**TRABAJO DE GRADO PRESENTADO PARA OPTAR al título de ingeniero
químico**

Director

VIATCHESLAV KAFAROV

Ingeniero Químico. Ph. D

Co-director

VIVIANA QUINTERO DALLOS

Master en Ingeniería Química.

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERIA QUIMICA
BUCARAMANGA**

2017

Dedicatoria

A mi familia y a Venny quienes a pesar de la distancia siempre han estado mi lado

Agradecimientos

A la UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER y a la Escuela de Ingeniería Química, así como a los diversos profesores que ayudaron a mi formación académica y profesional a lo largo de la duración de la carrera

Al Dr. Viatcheslav Kafarov, Por su respaldo como director de proyecto además de la oportunidad de trabajar en el Centro de Investigación para el Desarrollo Sostenible en Industria y energía (CIDES) también agradecer a los integrantes del grupo de investigación por sus consejos y apoyo.

A mi codirectora Viviana Quintero Dallos por brindarme su apoyo y conocimientos, así mismo de no solo servir como codirectora al brindarme ayuda incondicional además de haber sido muy paciente conmigo.

TABLA DE CONTENIDO

	Pag.
INTRODUCCION	13
1. METODOLOGÍA	15
1.1 <i>CONSTRUCCIÓN DE LA TOPOLOGÍA</i>	15
1.2 SIMULACIÓN DE LA TOPOLOGÍA	19
1.4 ANÁLISIS ECONÓMICO.....	23
2. RESULTADOS Y ANÁLISIS DE RESULTADOS.....	24
2.1 EGP	24
2.2 SIMULACIÓN DEL PROCESO.	25
2.3 INTEGRACIÓN ENERGÉTICA	33
2.4 ANÁLISIS ECONÓMICO.....	38
3. CONCLUSIONES	44
4. RECOMENDACIONES	45
REFERENCIAS	46
BIBLIOGRAFÍA	50
ANEXOS.....	55

LISTA DE FIGURAS

	Pag.
Figura 1. Metodologia	15
Figura 2. Diagrama conceptual de proceso	17
Figura 3. Esquema de integracion energetica	21
Figura 4. Análisis económico	23
Figura 5. EGP	24
Figura 6. Diagrama de proceso: Biodigestion	26
Figura 7. Diagrama de proceso: Cultivo.....	27
Figura 8. Diagrama de proceso: Disrupcion celular	28
Figura 9. Diagrama de proceso: Extracción de lípidos y pigmentos	29
Figura 10. Diagrama de proceso: Produccion de biodiesel.....	30
Figura 11. Diagrama de proceso: Producción de bioetanol	31
Figura 12. Diagrama de intervalos de temperatura	33
Figura 13. Diagrama de cascada	34
Figura 14. Grand curva compuesta.....	35
Figura 15. Red de Intercambio.....	37
Figura 16. VPN acumulado	41

LISTA DE TABLAS

	Pag.
Tabla 1. Composición en base seca <i>Chorella Vulgaris</i> . [8].....	16
Tabla 2. Precio de biomasa y productos de valor agregado	16
Tabla 3 Condiciones de operacion.....	25
Tabla 4. Corrientes Biodigestión	26
Tabla 5. Composición vol./vol. biogás.....	26
Tabla 6. Corrientes Cultivo.....	27
Tabla 7. Principales corrientes etapa de disrupción celular	28
Tabla 8. Principales corrientes etapa de extracción.....	29
Tabla 9. Principales corrientes etapa de producción de biodiesel	30
Tabla 10. Principales corrientes etapa de producción de bioetanol	31
Tabla 11. Resultados	32
Tabla 12, Principales corrientes para calentar o enfriar	33
Tabla 13. Requisitos mínimos de calentamiento y enfriamiento	34
Tabla 14. Requisitos energéticos de cada corriente	35
Tabla 15. Area intercambiadores de calor	37
Tabla 16. Costo total de inversion.....	38
Tabla 17. Costos de producción	39
Tabla 18. Ingresos anuales.....	40
Tabla 19. precio minimo de venta	42
Tabla 20. Escenarios análisis Combinatorial	42
Tabla 21. Análisis Combinatorial.....	43

LISTA ANEXOS

	Pag.
Anexo A. Lista de compuestos.....	55
Anexo B. Elección modelo termodinámico.....	57
Anexo C. Principales Reacciones.....	58
Anexo D. Integración Energética.....	59
Anexo E. Análisis Económico.....	60
Anexo F. Código de optimización GAMS.....	67
Anexo G. Resultado Optimización.....	72
Anexo H. Equipos.....	77
Anexo I. Variación de precios de productos.....	78
Anexo J. Costos de producción.....	79
Anexo K. Cálculo VPN.....	80

RESUMEN

TÍTULO: EVALUACIÓN ENERGÉTICA Y ANÁLISIS ECONÓMICO DE UN ESQUEMA DE PROCESAMIENTO PARA BIOCOMBUSTIBLES LÍQUIDOS DE TERCERA GENERACIÓN.*

Autor: Edixon Daniel Ortiz Villamizar**

PALABRAS CLAVE: Biorefinería, integración energética, biocombustibles, bioetanol, microalgas, análisis económico.

DESCRIPCION:

Actualmente la producción de biocombustibles a partir de microalgas pesar de ser un proceso sostenible no es un proceso rentable, debido a que las tecnologías actuales aún son muy costosas, sin embargo, desde hace décadas, estudios en microalgas han demostrado que estas son una fuente de diversos productos, no solo carbohidratos, lípidos y proteínas sino también vitaminas, minerales, antioxidantes, entre otros. El concepto de biorefinería nace con el fin de aprovechar todo lo que la biomasa puede producir, sin embargo, aún es necesario elaborar e implementar mejores tecnologías con el fin de aumentar rendimientos y disminuir costos.

En base al concepto de biorefinería, la microalga *C. Vulgaris* fue escogida de acuerdo a su composición y condiciones de crecimiento. para la producción de bioetanol a partir de carbohidratos, biodiesel a partir de lípidos, así como glicerina, pigmentos y proteínas. Como medio de cultivo se utilizó la vinaza de caña. Para el cultivo se seleccionó el sistema open ponds y microfiltración para la recuperación de biomasa. hidrólisis para la disrupción de la pared celular y mediante extracción húmeda se obtuvo pigmentos, lípidos y una corriente rica en proteínas y carbohidratos, biodiesel fue obtenido a partir de transesterificación, bioetanol se obtuvo por sacarificación y fermentación simultánea, y se obtuvo una vinaza rica en proteínas. El proceso fue simulado en aspen para obtener balances de masa y energía. Se propuso realizar una integración energética para disminuir los requerimientos energéticos, así como disminuir los costos, mediante un modelo minlp se obtuvo una red óptima de transferencia. Por último, se realizó una evaluación económica para determinar la rentabilidad del proceso.

De acuerdo a los resultados obtenidos el proceso resulta rentable, recuperando la inversión a corto plazo, además la integración energética permite ahorrar requerimientos energéticos de 80% en calentamiento y 10 % en enfriamiento.

* Trabajo de Grado

** Facultad de ingenierías fisicoquímicas. Escuela de ingeniería química. Director PHD. Viatcheslav Kafarov. Codirector: Viviana quintero Dallos.

ABSTRACT

TITLE: ENERGY EVALUATION AND ECONOMIC ANALYSIS OF A PROCESSING SCHEME FOR THIRD GENERATION LIQUID BIOFUELS *

AUTHOR: Edixon Daniel Ortiz villamizar**

KEYWORDS: Biorefinery, energetic integration, biofuels, bioethanol, microalgae, economic analysis.

DESCRIPTION:

Actually the production of biofuels from microalgae despite being a sustainable process is not a profitable process, because current technologies are still very expensive, however, for decades microalgae studies have shown that these are a source of diverse products, not only carbohydrates, lipids and proteins but also vitamins, minerals, antioxidants, among others. The concept of biorefinery is born in order to take advantage of everything that biomass can produce, however, it is still necessary to develop and implement better technologies in order to increase yields and reduce costs.

Based on the concept of biorefinery, the microalgae *C. vulgaris* was chosen according to its composition and growth conditions. for the production of bioethanol from carbohydrates, biodiesel from lipids, as well as glycerin, pigments and proteins. Sugarcane vinasse was used as culture medium. For the culture, the open ponds and microfiltration system was selected for biomass recovery. hydrolysis for the cell wall disruption and by wet extraction pigments, lipids and a stream rich in proteins and carbohydrates were obtained, biodiesel was obtained from transesterification, bioethanol was obtained by saccharification and simultaneous fermentation, and a rich vinasse was obtained in proteins. The process was simulated in aspen to obtain mass and energy balances. It was proposed to carry out an energy integration to reduce the energetic requirements, as well as to reduce costs, by means of a minlp model an optimal transfer network was obtained. Finally, an economic evaluation was carried out to determine the profitability of the process.

According to the results obtained the process is profitable recovering the investment in the short term, besides the energy integration allows to save energy requirements of 80% in heating and 10% in cooling.

* degree work

** Faculty of Physical and Chemical Engineering. Chemical Engineering Department. Director PHD. Viatcheslav Kafarov. Codirector: Viviana Quintero Dallos

INTRODUCCION

Las microalgas han sido identificadas como una materia prima promisoría en la obtención de biocombustibles denominados de tercera generación (3G) [1]. Su investigación ha estado enfocada hacia la producción de biodiesel soportada en el alto contenido de lípidos presentes en las especies (mayor a 60 % m/m en biomasa seca) [2]. Sin embargo, en la actualidad también se ha considerado la obtención de bioetanol teniendo en cuenta que algunas especies como la *C. Vulgaris* tienen la capacidad de acumular grandes cantidades de carbohidratos (alrededor de 37-55 % m/m en base seca). A escala industrial la producción de biocombustibles a partir de biomasa de microalga no es considerada viable debido a los altos costos de producción y consumo de recursos naturales como el agua.[3] En este sentido, y teniendo en cuenta la diversidad de metabolitos presentes en la microalga, se han planteado diversos esquemas tipo biorefinería, en donde además de biocombustible se obtienen productos de alto valor agregado tales como suplementos nutricionales para seres humanos y animales, y materia prima para productos farmacéuticos y cosméticos se producen a partir de microalgas. Esta fuente de biomasa constituye un mercado de 5 kton/año [4].

Según la agencia internacional de energía (IEA según sus siglas en inglés) "biorefinería es el procesamiento sostenible de biomasa en un espectro de productos y energía. [5] Otra definición es: Instalación industrial que cubre un extenso rango de tecnologías de punta para la transformación sostenible de biomasa dentro de su producción de combustibles, energía, químicos y materiales, preferiblemente de valor agregado. la biorefinería es un concepto relativamente nuevo, actualmente solo existe un par de plantas piloto [6]. Por lo cual aún son necesarias más investigaciones que conduzcan a Tecnologías con bajos requerimientos energéticos poca generación de residuos, aumento eficiencia, reducciones tiempo de operación, no contaminantes, reciclaje. [7]

Para el presente documento la metodología planteada se dividió en 3 partes, primero se elaboró un diagrama conceptual de un proceso considerando el concepto de biorefinería, construido a partir de la utilización de vinazas como medio de cultivo de la microalga, con posterior obtención de biocombustibles líquidos (biodiesel y bioetanol) a partir de ella, pero considerando la extracción de pigmentos y proteínas como productos de alto valor agregado. Segundo se realizó una integración energética proceso que permita reducir los servicios industriales y el número de unidades de intercambio energético, y por ultimo un análisis económico para conocer la rentabilidad del proceso.

El esquema de procesamiento fue simulado en Aspen plus, donde se simularon las principales etapas de proceso basado en datos reportados de rendimientos y condiciones de operación.

1. METODOLOGÍA

La metodología seguida durante el desarrollo del presente trabajo se muestra a continuación en la figura 1.

Figura 1. Metodología



1.1 CONSTRUCCIÓN DE LA TOPOLOGÍA

La construcción de la topología se llevó a cabo en tres etapas secuenciales: En la primera etapa, se evaluó de forma preliminar la viabilidad del proceso, a partir del índice métrico Economic gross potential (EGP). En la segunda etapa se construyó el diagrama conceptual de proceso a partir de información reportada en la literatura. Y en la última etapa se simuló el diagrama de flujo con el propósito de obtener balances de masa y energía.

1.1.1 Índice Métrico: Economic Gross Potential (EGP)

El índice EGP es una herramienta útil para la toma inicial de decisiones cuando se analiza un nuevo proceso y se define mediante la siguiente ecuación (Ec. 1):

$$EGP = \sum_{P=1}^{N_{\text{productos}}} \text{Producción anual producto } P * \text{precio de venta producto } P = \\ - \sum_{r=1}^{N_{\text{reactante}}} \text{reactante requeridos anual} * \text{Precio de compra reactante } r \quad \text{Ec. 1}$$

La cepa de microalgas escogida para el análisis fue la *Chrorella Vulgaris*, debido a su adaptabilidad en diferentes medios de cultivo y composición de metabolitos la cual se presenta en la tabla 1.

Tabla 1. Composición en base seca Chrorella Vulgaris. [8]

Componentes	Composición (%)
Lípidos	12
Proteínas	20
Carbohidratos	51
Cenizas	14
Pigmentos	3

En la tabla 2, se presenta los valores utilizados en la ecuación 1, para el cálculo del EGP. La base de cálculo utilizada para la biomasa de microalgas fue de 1000 kg/año.

Tabla 2. Precio de biomasa y productos de valor agregado

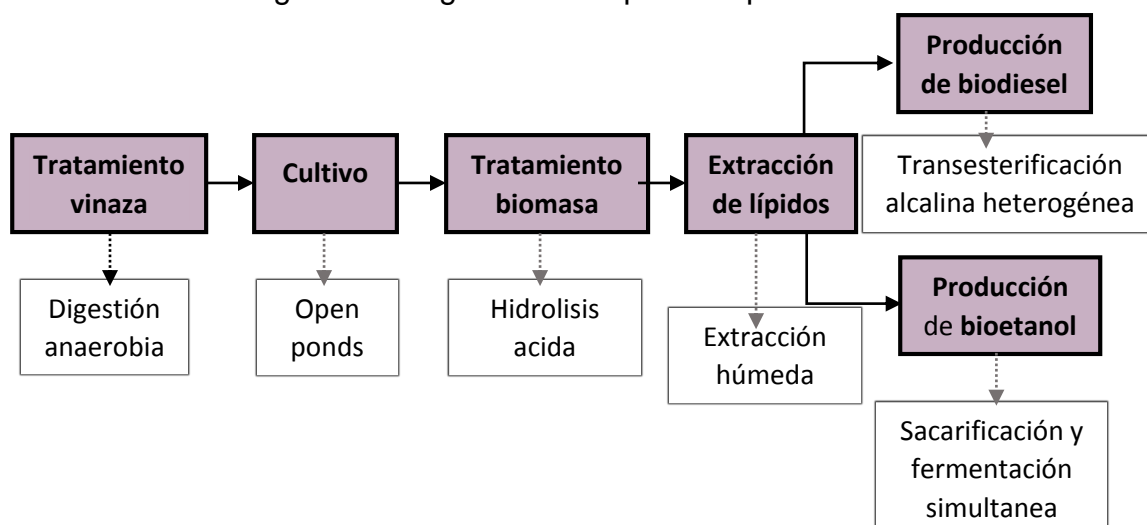
Componente	Cantidad (kg)	Precio (\$/kg)	Ref.
Biomasa	1000	0,5-2,0	[9]
Bioetanol	255,5	0,538	[10]
Biodiesel	120,5	0,7625	[11]
Proteínas	200	10	[12]
Pigmentos	30	300	[12]

Teniendo en cuenta la base de cálculo y tomando el máximo rendimiento de sus productos se obtuvo las cantidades presentadas en la Tabla 2. El precio de cada componente se tomó teniendo en cuenta información reportada en la literatura.

1.1.2 Diagrama de Flujo

El proceso se construyó con seis etapas principales tal como se muestra en la figura 2. Las tecnologías en cada etapa fueron seleccionadas teniendo en cuenta condiciones de operación, rendimiento, madurez tecnológica y costo.

Figura 2. Diagrama conceptual de proceso



- **Biodigestión**

En este trabajo se propone utilizar vinaza (residuo industrial de la destilación de etanol) como medio de cultivo para las microalgas, debido a su carga orgánica (8,9%) y niveles de micro y macronutrientes como nitrógeno, fosforo y potasio. Aunque Características como su color, y pH (3-4) hacen necesario un tratamiento previo que permita aumentar el rendimiento en la etapa de cultivo. Los tratamientos biológicos, han sido ampliamente aplicado en vinazas; la biodigestión anaerobia es la opción más común para el tratamiento de vinazas por lo cual se planteó usar biodigestión anaerobia termofilica (55°C) con 12 días de retención, la cual garantiza hasta un 90% de descomposición del COD(carbono orgánico disuelto) además permite obtener biogás con contenido de hasta 70% de metano, el cual puede generar una cantidad considerable de energía disminuyendo costos e impacto ambiental. [12] [13]

- ***Cultivo y recuperación de biomasa***

Para la etapa de cultivo se seleccionó las tecnologías open ponds, teniendo en cuenta su madurez tecnológica, rendimiento y bajos costos de implementación; se consideró como condiciones de operación temperatura de 35°C y un tiempo de retención de 8 días. [15]

Para la recuperación de la biomasa, se seleccionó la microfiltración debido al tamaño de partícula (2 a 10 micras). La microfiltración es una tecnología que presenta un alto rendimiento (factor de concentración desde 15 hasta 245) y un costo energético moderado ($>1 \text{ Kwh}^{-1}/\text{m}^3$) [16]

Disrupción celular

Considerando que la pared celular está compuesta por celulosa y que dentro proteínas, lípidos, pigmentos, otros carbohidratos, vitaminas y minerales. [17] se propone un tratamiento hidrolisis acida con ácido sulfúrico, el cual en concentraciones mayores a 2% logra un rendimiento cercano al 90%; teniendo en cuenta lo propuesto por Ho et al., 2013, la hidrolisis permite romper la pared celular lo que permite liberar los metabolitos de interés. Sin que éstos sean alterados. [18]

- ***Extracción de Lípidos***

Para la recuperación de lípidos, se siguió la metodología propuesta por *Sathish and Sims, 2012* en donde se emplea la extracción húmeda, sustentada en la disminución energética asociada con el secado de la biomasa, considerando su alto rendimiento (70%) y bajo costo, además de permitir la extracción de metabolitos importantes como los pigmentos. El proceso permite recuperar pigmentos y lípidos por separado, así como un sobrenadante rico en carbohidratos mediante el uso de un solvente orgánico (hexano) y un par de centrifugas. [19]

- **Producción de etanol**

Concluida la extracción de lípidos, es necesario hidrolizar el almidón y fermentar los azúcares, De acuerdo con Ho et al., 2013, se escogió realizar un proceso de sacarificación y fermentación simultánea SSF, usando la bacteria *Z. mobilis* en la fermentación y las enzimas endoglucanasa, b-glucosidasa, y amilasas para la hidrólisis puesto que presenta un mayor rendimiento para la producción de bioetanol respecto a hacer cada etapa de forma individual, además de ser un proceso más rápido. [18]

Producción de Biodiesel

De acuerdo a Fokuda et al., 2001 los lípidos son sometidos a transesterificación catalizada por KOH, haciéndolos reaccionar con metanol en exceso (6:1 relación molar). La reacción se lleva a cabo a 60°C por 90 minutos, la mezcla resultante se separa para recircular el metanol y obtener glicerol y biodiesel. Dando un rendimiento del 98%. [20][21]

1.2 SIMULACIÓN DE LA TOPOLOGÍA

El proceso fue simulado en el software Aspen Plus v.8.6 (Aspen Tech, Cambridge, Ma, USA); con el fin de obtener los balances de masa y energía. La simulación se organizó en 6 jerarquías que involucran las principales unidades de procesamiento.

La simulación de la topología se llevó a cabo en 3 fases.

- **Selección de Componentes en la simulación.**

La base de datos de aspen Plus cuenta con la mayoría de componentes usados en la simulación, sin embargo, algunos compuestos (*Chlorella Vulgaris*, Proteínas, lípidos, celulosa etc) se definieron mediante “user-defined component”. En el Anexo A se encuentra la tabla completa de estos compuestos.

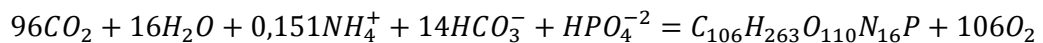
- **Selección del Modelo Termodinámico.**

De forma preliminar se utilizó el árbol de decisión propuesto por Carlson 1996 [22], obteniendo tres posibles modelos termodinámicos WILSON, NRTL, UNIQUAC. (Anexo B) Los tres modelos fueron comparados con datos experimentales reportados en la literatura para producción de biocombustibles, siendo el modelo NRTL el que mejor se aproxima para modelar sistemas de producción, separación y purificación de biocombustibles. [23] [24]

- **Diagrama de Proceso**

Para la simulación de cada etapa fue necesario representar las principales unidades de procesamiento: la biodigestión se simuló usando 4 reactores estequiométricos cada uno representando una fase de la biodigestión (hidrolisis, acidogénesis, Acetogénesis y Metanogénesis. Reacciones 1-9, Anexo C)

La etapa de cultivo, el sistema open ponds se simuló como un reactor estequiométrico, modelando el crecimiento bacteriano como una reacción (reacción 10, Anexo C), la filtración de la biomasa se simuló por medio de una Centrifuga Disc.



Los reactores de neutralización e hidrolisis se representaron como reactores estequiométricos, para la extracción de lípidos las centrifugas se simularon como splitters, la producción de bioetanol la sacarificación y fermentación simultánea (SSF) se simuló en un reactor estequiométrico. la mezcla obtenida fue destilada con 2 torres de destilación y deshidratada usando un tamiz molecular.

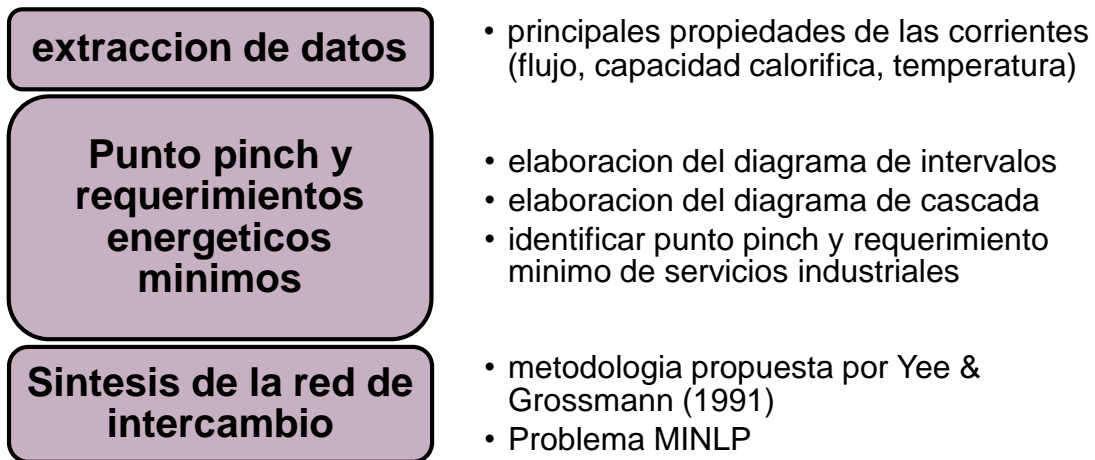
la producción del biodiesel se simuló la transesterificación con un reactor estequiométrico, y mediante un decantador se separaron el biodiesel y el glicerol.

Se usaron intercambiadores de calor tipo carcasa, para calentar o enfriar donde fuera requerido.

1.3 INTEGRACIÓN ENERGÉTICA

La integración energética del esquema de procesamiento planteado, se llevó a cabo en tres pasos como se describe a continuación:

Figura 3. Esquema de integración energética



Los detalles de la integración energética se encuentran en el Anexo D. En la síntesis de la red de intercambio se considera Mezcla isotérmica de corrientes, se plantea un problema MINLP donde las variables binarias se introducen para designar la existencia de cada intercambiador de calor. Y la función objetivo minimiza el costo total anual de la red de intercambio de calor tal como lo muestra la ecuación(ec. 2). [26]

$$\min \sum_i \sum_j \sum_k c_f z_{ijk} + \sum_i c_f z_{cui} + \sum_j c_f z_{huj} + \sum_i c_{cu} q_{cui} + \sum_j c_{hu} q_{huj} + \sum_i \sum_j \sum_k c \left(\frac{q_{ijk}}{U_{ij} LMTD_{ijk}} \right)^\beta + \sum_i \left(\frac{q_{cui}}{U_{cui} LMTD_{cui}} \right)^\beta + \sum_j \left(\frac{q_{huj}}{U_{huj} LMTD_{huj}} \right)^\beta \quad Ec. 2$$

Dónde:

I Conjunto de corrientes calientes

J Conjunto de corrientes frías

K Intervalos de temperatura

U coeficiente global de transferencia de calor,

Ccu costo por unidad para servicios industriales de enfriamiento,

- Ch_u costo por unidad para servicios industriales de calentamiento.
 C_f Carga fija para intercambiadores,
 C Coeficiente de coste de superficie,
 B Exponente para el costo de área,
 d_{tijk} Aprox. de temperatura para el emparejamiento (i, j) en la posición de temperatura k,
 d_{tcui} Aprox. de la temperatura para el emparejamiento de la corriente caliente i y servicios industriales fríos,
 d_{thuj} Aprox. de temperatura para el emparejamiento de la corriente fría j y servicios industriales calientes,
 q_{ijk} Calor intercambiado entre la corriente de proceso caliente i y la corriente de proceso en frío j en la etapa k,
 q_{cui} Calor intercambiado entre la corriente caliente i y servicios industriales fríos
 q_{huj} Calor intercambiado entre servicios industriales calientes y la corriente fría j,
 $t_{i,k}$ Temperatura de la corriente caliente i en el extremo caliente de la etapa k,
 $t_{j,k}$ Temperatura de la corriente fría j en el extremo caliente de la etapa
 Z_{ijk} Variable binaria para indicar la existencia de coincidencia (i, j) en la etapa k,
 Z_{cui} Variable binaria para indicar que los servicios industriales fríos intercambia calor con la corriente caliente i,
 Z_{huj} Variable binaria para indicar que servicios industriales calientes intercambia calor con la corriente fría j,

LMTD Aproximación de diferencia media logarítmica

Para la solución del modelo se usó el software GAMS versión 24.4.6 para un sistema de 32 bit system en Windows 7, con un procesador Intel Core I3 y RAM de 4Gb. Se aplicó el algoritmo BARON, con el complemento GDXXRW para el ingreso de los datos. El código se de optimización se muestra en el Anexo E, este se modificó del propuesto por Yee y grosstmann[]

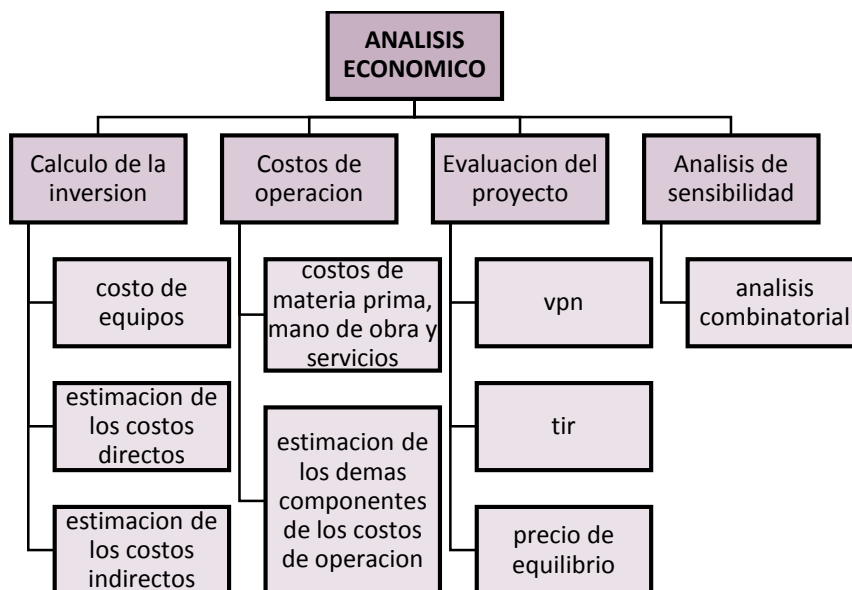
1.4 ANÁLISIS ECONÓMICO

El análisis económico es un estudio la estructura e interacción de los resultados de la empresa (ingresos y gastos) y de la rentabilidad de los capitales utilizados. Este análisis se realiza a través de la cuenta de Pérdidas y Ganancias. [26] Las cuestiones que comprende el análisis económico son:

- La productividad de la empresa, que viene determinada por el grado de eficiencia, tanto cualitativa como cuantitativa.
- La rentabilidad
- El examen de la cuenta de resultados, analizando sus componentes tanto en la vertiente de ingresos y gastos.

Para el presente trabajo el análisis económico se realizara de acuerdo a Peter, Timmerhaus & West(2006) [27], siguiendo los pasos mostrados en la figura 4, el Anexo F describe cada uno de los pasos. Se tomaron algunas suposiciones como venta total de productos, y a pesar que tanto las proteínas como los lípidos no son procesados, se les dio un valor potencial menor a su valor real de mercado..

Figura 4. Análisis económico

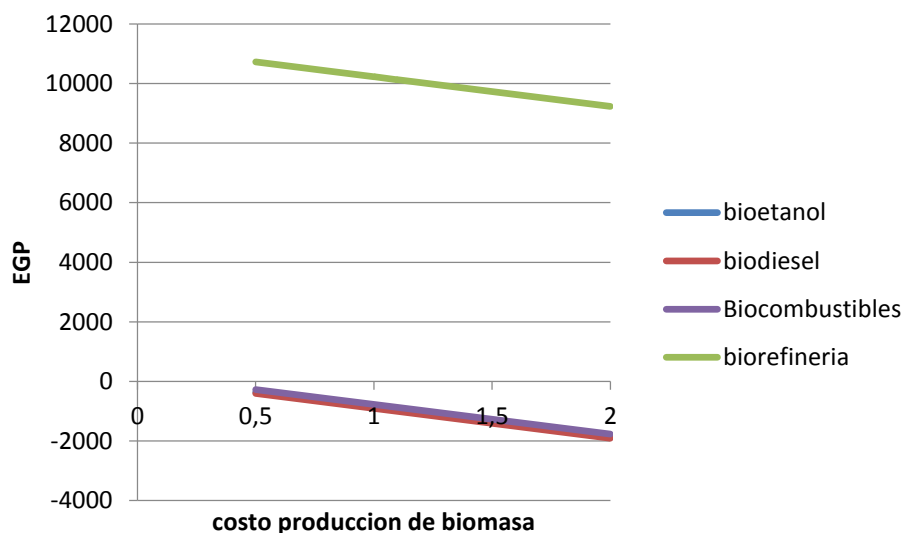


2. RESULTADOS Y ANÁLISIS DE RESULTADOS

2.1 EGP

Dependiendo de las tecnologías utilizadas y de los diferentes insumos, el costo de producción de biomasa puede variar, a continuación se planteó varios escenarios donde el costo de producción de la biomasa varía entre un mínimo de 0.5 USD y un máximo de 2 USD teniendo en cuenta las productividades de la tabla 1 así como el precio de cada producto se evalúa el EGP, la gráfica 5 muestra los diferentes escenarios en el caso de solo producir bioetanol, biodiesel, ambos biocombustibles y el concepto de biorefinería. Como resultado es apreciable que producir únicamente un producto en específico no es rentable, así mismo aprovechar todos los subproductos de la biomasa implicaría también un sobre costo en el procesamiento sin embargo permite obtener varios productos de valor agregado lo cual hacen del proyecto viable.

Figura 5. EGP



2.2 SIMULACIÓN DEL PROCESO.

De acuerdo a la simulación del proceso, para cada etapa se obtuvieron los diversos balances de masa y energía, la tabla X muestra las condiciones de operación utilizadas en la simulación.

Tabla 3 Condiciones de operación

Etapa	Tecnología	Temperatura	Tiempo de retención	Rendimiento
Tratamiento de vinaza	Biodigestión	55°C	12 Días	90% descomposición de COD
Cultivo	Open pond	35°C	8 Días	
Recuperación de biomasa	Micro filtración	-	-	FC: 27
Disrupción Celular	Hidrolisis Acida	110°C	-	90%
Extracción de lípidos	Extracción húmeda	-	-	70% lípidos
Producción de etanol	Sacarificación y fermentación simultanea	32°C	48 horas	92%
Producción de biodiesel	Transesterificación	60°C	90 min	98%

a continuación se mostrará las etapas con sus principales etapas y su diagrama de proceso.

Biodigestión

La figura 6 representa el diagrama de proceso de la etapa, y la tabla 4 representa el resultado de la simulación mostrando las corrientes de la vinaza, el biogás obtenido y el efluente tratado. Se puede apreciar la disminución de la carga orgánica (proteínas, lípidos y azúcares) en cerca de 90%, así mismo el biogás obtenido presenta un contenido de metano cercano al 60%.

Figura 6. Diagrama de proceso: Biodigestion

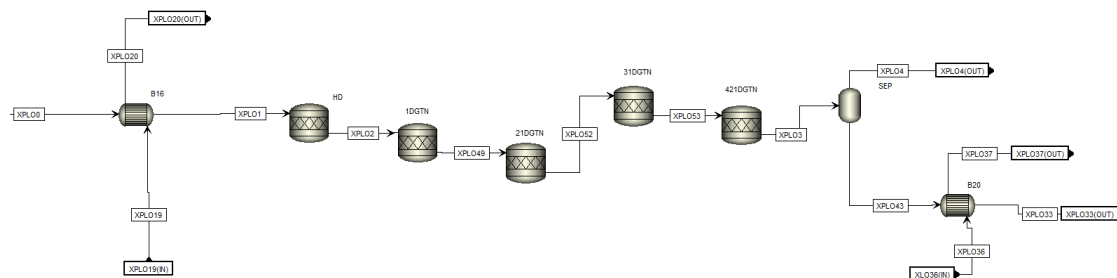


Tabla 4. Corrientes Biodigestión

Característica	Compuesto	Vinaza	Biogás	Vinaza
Corriente		XPLO0	XPLO4	XPLO33
Temperatura °C		96,40	55	35,85
flujo Kg/h		30000	332.74	29667,17
Composición de flujo	H ₂ O	0,97	0,02	0,98
	CO ₂	0,00	0,61	0,00
	CH ₄	0,00	0,35	0,00
	Otros	0,03	0,01	0,01

El biogás obtenido tiene una composición similar a la reportada en la literatura (60/70%). La tabla 5 muestra el porcentaje volumétrico de cada componente.

Tabla 5. Composición vol./vol. biogás

componente	%vol.
Agua	3,94
CO₂	36,46
CH₄	59,19
Amoniaco	0,37
H₂	0,03

Cultivo

La figura 7 muestra el diagrama de proceso de la etapa. La tabla 6 muestra el resultado y características de las principales corrientes de la etapa vinaza tratada, se puede apreciar como el CO_2 es convertido a biomasa y oxígeno, y luego de la filtración principalmente biomasa y agua componen la corriente de filtrado.

Figura 7. Diagrama de proceso: Cultivo.

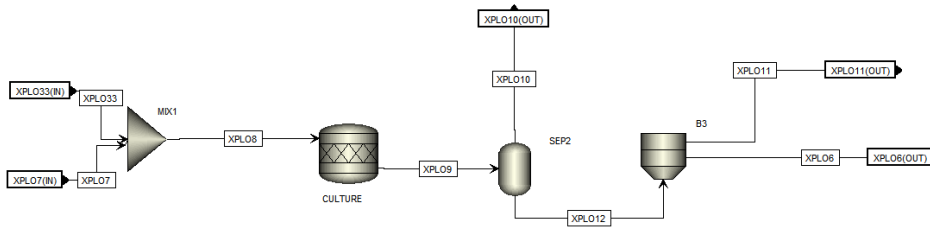


Tabla 6. Corrientes Cultivo

Característica	Compuesto	Vinaza	CO_2	Cultivo	Flujo	Filtrado
Corriente		XPLO33	XPLO7	XPLO9	XPLO12	XPLO6
Temperatura °C		35,85	30,00	30,00	35	35
flujo Kg/h		29667,17	500,00	30167,17	29693,23	1513,67
Composición de flujo	H_2O	0,98	0,00	0,97	0,97	0,71
	CO_2	0,00	1,00	0,00	0,00	0,00
	O_2	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00
	Biomasa	0,00	0,00	0,01	0,01	0,27

Disrupción celular

La figura 8 muestra el diagrama de la disrupción celular. La tabla 7 muestra las principales corrientes, antes y después de la hidrólisis de la celulosa, la hidrólisis permite que la biomasa se descomponga en sus principales componentes (almidón, lípidos y proteínas) la celulosa que componía la pared celular se convierte en glucosa.

Figura 8. Diagrama de proceso: Disrupcion celular

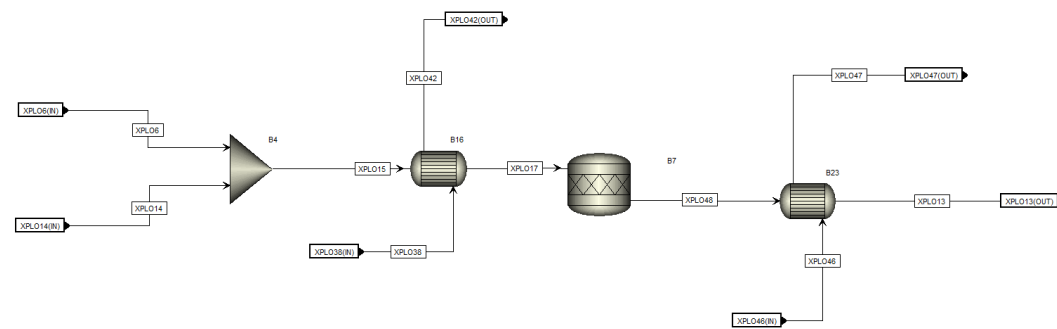


Tabla 7. Principales corrientes etapa de disrupción celular

Característica	Compuesto	filtrado	Acido	hidrolizado
Corriente		XPLO6	XPLO14	XPLO13
Temperatura °C		35,00	25,00	60,00
flujo Kg/h		1513,66	23,80	1537,46
Composición de flujo	H ₂ O	0,69	0,00	0,68
	H ₂ SO ₄	0,00	1,00	0,01
	Almidón	0,00	0,00	0,06
	Glucosa	0,00	0,00	0,09
	biomasa	0,27	0,00	0,00
	otros	0,01	0,00	0,13

Extracción de lípidos

La figura 9 muestra el diagrama de proceso de la extracción de lípidos, mostrando desde la neutralización del H₂SO₄, la inyección de hexano, la separación en los splitters hasta la recuperación del hexano y extracción de los lípidos. La tabla 8 muestra las principales corrientes de la etapa.

Figura 9. Diagrama de proceso: Extracción de lípidos y pigmentos

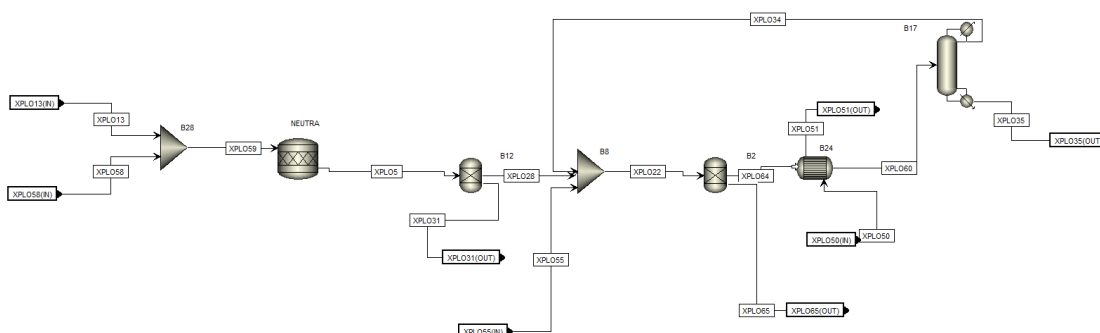


Tabla 8. Principales corrientes etapa de extracción

Características	Compuesto	hidrolizado	Pigmentos	Biomasa	lípidos
Corriente		XPLO13	XPLO65	XPLO31	XPLO35
Temperatura C°		60,00	41	41,00	101,00
flujo Kg/h		1537,45	10,23	1512,45	35,52
Composición de flujo	H ₂ O	0,67	0,00	0,68	0,00
	Lípidos	0,03	0,00	0,01	1,00
	Pigmentos	0,01	1,00	0,00	0,00
	NaOH	0,00	0,00	0,00	0,00
	Otros	0,23	0,00	0,21	0,00

Producción de biodiesel

La figura 10 muestra el diagrama de proceso de la producción de biodiesel, se puede apreciar la recuperación del metanol tras la reacción, así como la separación posterior del glicerol y el biodiesel. La tabla 9 muestra las principales corrientes de la etapa.

Figura 10. Diagrama de proceso: Producción de biodiesel

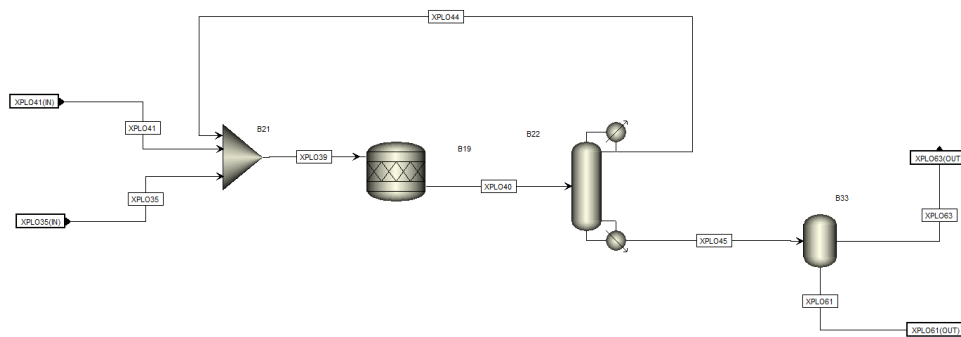


Tabla 9. Principales corrientes etapa de producción de biodiesel

Característica	Componente	lípidos	glicerol	biodiesel
Corriente		XPLO41	XPLO61	XPLO63
Temperatura C°		35,00	25,00	25,00
flujo Kg/h		35,52	3,42	35,48
Composición de flujo	Biodiesel	0,00	0,00	0,95
	Glicerol	0,00	0,91	0,00
	Lípidos	1,00	0,00	0,04
	Metanol	0,00	0,08	0,00

Producción de bioetanol

La figura 11 muestra el diagrama de proceso de la producción de bioetanol, se aprecia el reactor de sacarificación y fermentación simultánea, así como los 2 destiladores y la filtración molecular. La tabla 10 muestra las principales corrientes de la etapa.

Figura 11. Diagrama de proceso: Producción de bioetanol

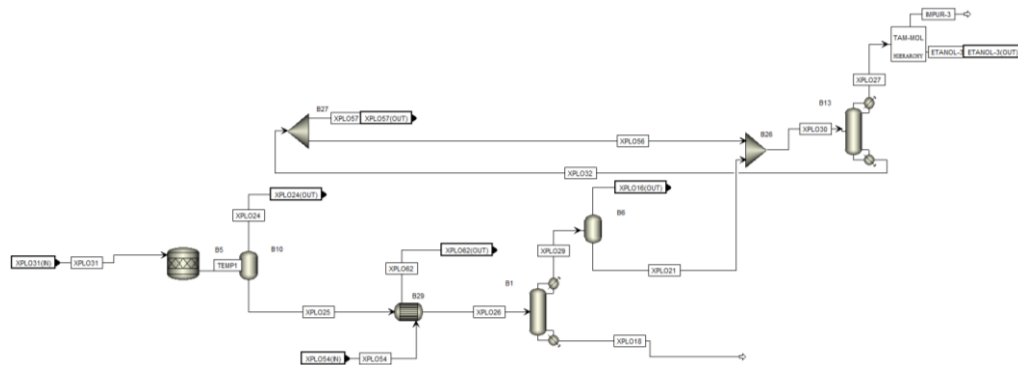


Tabla 10. Principales corrientes etapa de producción de bioetanol

Característica	Component	Remanente	Dest. 1	Vin. 1	Dest.2	Etanol
Corriente		XPLO31	XPLO29	XPLO1	XPLO27	ETANO
Temperatura C°		41,00	40	100	98,9	25
flujo Kg/h		1512,45	173,69	1227,1	144,66	119,15
Composicion de flujo	H ₂ O	0,69	0,29	0,80	0,14	0,0019
	Etanol	0,00	0,69	0,00	0,83	0,998
	Glucosa	0,09	0,00	0,01	0,00	0,0000
	Proteinas	0,05	0,00	0,07	0,00	0,0000
	Otros	0,05	0,00	0,11	0,00	0,0000

A continuación, en la tabla 11 se mostrará un resumen de resultados de la simulación

Tabla 11. Resultados

Parámetro	Cantidad
Volumen de cultivo	712 m ³ /día
Biomasa	402,33 kg/h
Pigmentos crudo	0,03 kg/kg de biomasa
Bioetanol	0,37 L/kg de biomasa
biodiesel	0,10 L/kg de biomasa
Proteína cruda	0,20 kg/kg de biomasa

2.3 INTEGRACIÓN ENERGÉTICA

Selección de Corrientes

Siguiendo la metodología propuesta el primer paso es la recopilación de las diferentes corrientes que requieren ser calentadas o enfriadas. Se consideraron 6 corrientes del proceso para realizar el análisis pinch, la caracterización de estas se muestra en la tabla 12. Inicialmente los servicios industriales corresponden a 19700 kg/h de vapor y 15150 kg/h de agua de enfriamiento, con 6 intercambiadores de calor.

Tabla 12, Principales corrientes para calentar o enfriar

	H1	H2	H3	C1	C2	C3
Corriente	vinaza	digestión	Hidrolizado	a hidrolizar	extracción	a destilar
Flujo kg/h	30000	29630	1695	1695	595	1632
CP kJ/kg C°	4	4.2	3.43	3	2	4.695
Ti C°	90	55	110	35	30	45
Tf C°	55	35	60	110	65	90
Req. kJ/h	4523925	2488920	290692.5	418241.25	51229.5	344800.8

Análisis Pinch Primero se determinaron las principales corrientes a calentar y enfriar (tabla 12). Con esta información se realiza el diagrama de intervalos con el fin representar las características de las corrientes. La figura 12 muestra el diagrama de intervalos.

Figura 12. Diagrama de intervalos de temperatura

intervalo	corrientes calientes		corrientes frías	
		120	110	
1		H3 110 ↓		100 ↑
2		100		90
3	H1 ↓	90		80
4		75		65
5		60		50
6	H2 ↓	55		45
7		45		35
8		40		30
9		35	25 ↑	C1 ↑ C2 ↑ C3 ↑

De acuerdo al diagrama de intervalos se elabora el diagrama de cascada (figura 13), a partir de este se pueden calcular los requerimientos mínimos de servicios industriales de calentamiento y enfriamiento (tabla 13), así como el punto *pinch*. La figura 14, muestra la grand curva compuesta la cual se obtiene a partir de los datos del diagrama de cascada; esta es otra forma de visualizar los requerimientos de servicios industriales así como el punto *pinch*. Al igual que con el diagrama de cascada se aprecia el punto *pinch* a 90°C y que los requerimientos de enfriamiento son mayores a los de calentamiento.

Figura 13. Diagrama de cascada

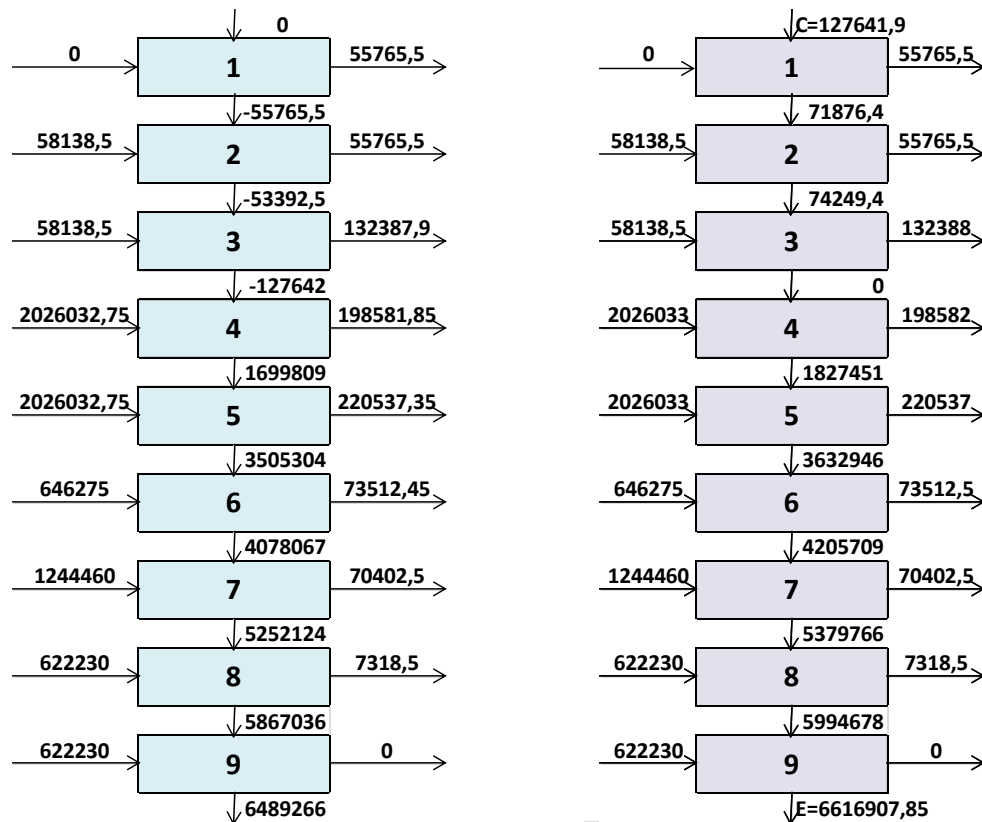


Tabla 13. Requisitos mínimos de calentamiento y enfriamiento

Requisitos	Sin integrar	Mínimos
Calentamiento	814271.55	127641.9
Enfriamiento	7303537.5	6617159.85

Como resultado de la integración se reducen en 686629.65 kJ los requisitos de calentamiento y en 686377.65 kJ los requisitos de enfriamiento. Y los intercambiadores aumentan en 3. La etapa que más requisitos requiere de enfriamiento es el pretratamiento puesto que las vinazas tienen una temperatura elevada (90 C) y es necesario enfriarlas hasta 35 °C, además este es el flujo más grande del proceso (30000 kg/h).

Figura 14. Grand curva compuesta

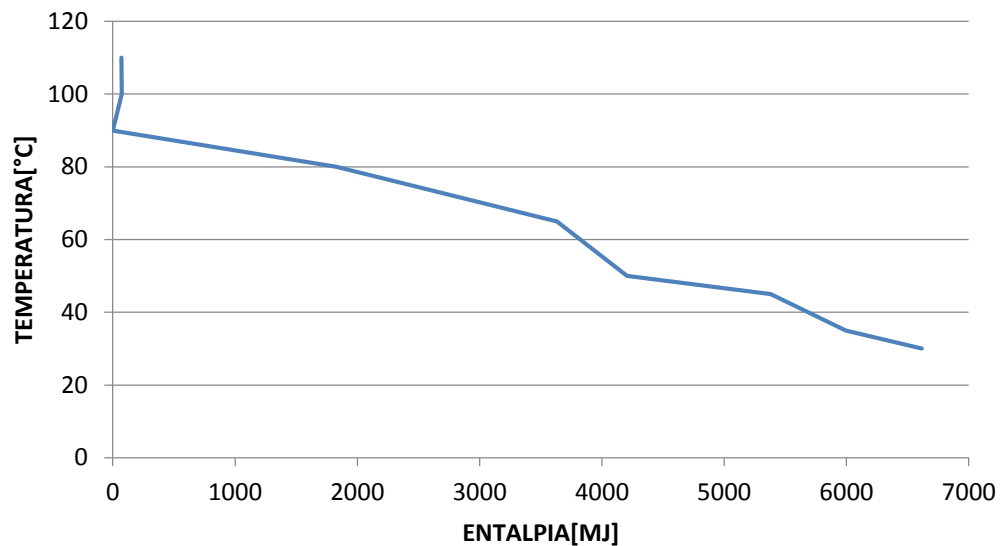


Tabla 14. Requisitos energéticos de cada corriente

Área	corriente	antes	después	%
1	vinaza	1256.65	1098.21	87.39
		691.37	691.37	100.00
	subtotal	1948.01	1789.58	91.87
3	A hidrolizar	116.18	14.17	12.20
	hidrolizado	80.75	48.45	60.00
	subtotal	196.93	62.62	31.80
4	extracción	14.23	0.00	0.00
	subtotal	14.23	0.00	0.00
5	a destilar	95.78	21.28	22.22
	subtotal	95.78	21.28	22.22
total		2254.95	1873.56	83.09

En la tabla 14 se aprecia los requisitos energéticos antes y después de la integración energética, el consumo total 2254,947 KW antes, principalmente debido a los requisitos de enfriamiento de la vinaza en la etapa de pretratamiento del medio, el consumo después de la integración es de 1873,55 KW lo que representa un ahorro de 17%.

Red de intercambio de calor

Basados en el modelo propuesto por Yee. T grosmannt (1990) se realizó una optimización matemática teniendo en cuenta las 6 corrientes mencionadas anteriormente, tas con el fin en encontrar una red de intercambio que permitiera tanto el ahorro en costos de servicios industriales como en costos de inversión. Para esto se busca una red con el menor número y área de intercambiadores de calor. La función objetivo es el cálculo del mínimo costo de inversión para esto se usa la ecuación que permite calcular el valor de un intercambiador respecto a su área de intercambio se elige u como de acuerdo a la ecuación (Ec 3), así mismo para el cálculo del área fue requerida la aproximación de cheng, la cual aproxima la temperatura media logarítmica (Ec 4) a una ecuación lineal(Ec 5):

$$\text{costo intercambiador} = 8600 + (670 * A)^{0.83} \quad \text{Ec 3}$$

$$LMTD = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} \quad \text{Ec 4}$$

$$LMTD_{CHENG} = \left[\Delta T_1 * \Delta T_2 * \frac{\Delta T_1 + \Delta T_2}{2} \right]^{\frac{1}{3}} \quad \text{Ec 5}$$

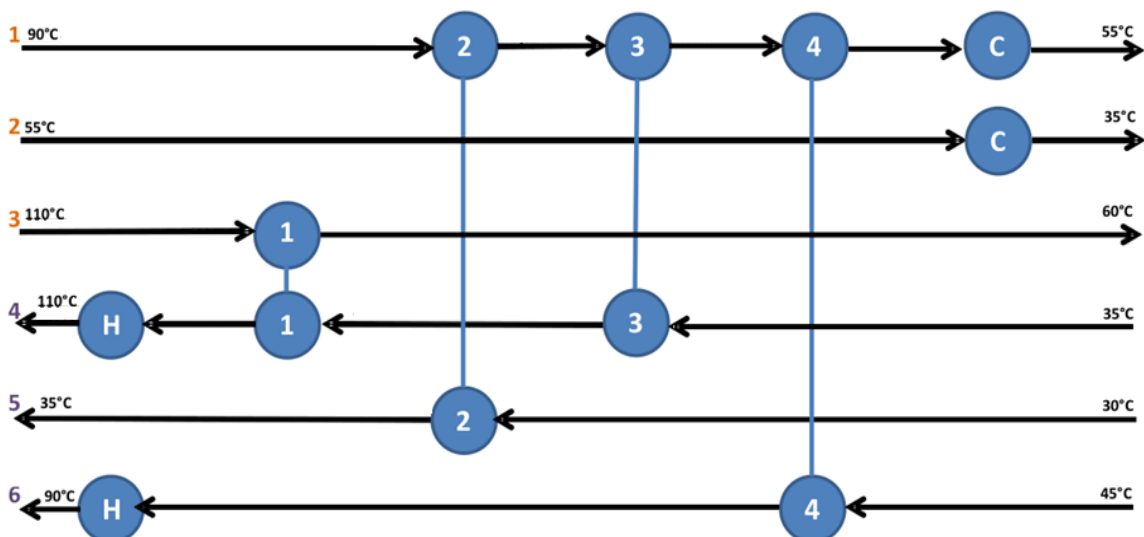
El modelo es un modelo Minlp. El resultado de la optimización se encuentra en el anexo G. luego de diversas iteraciones, el modelo converge en la solución más óptima en este caso la solución más económica; como resultado la optimización arroja la existencia de 4 intercambiadores (1-4; 1-5; 1-6; 3-4); así mismo el modelo muestra que las corrientes 1,2,4 y 6 requieren servicios industriales y existen intercambiadores para estas (4). Para un total de 8 intercambiadores. El modelo

también perite calcular el área de cada intercambiado para aproximar el costo de inversión de la red de intercambio. La figura 15 muestra la red de intercambio obtenida, con las temperaturas después de cada intercambio. La tabla x muestra el área de los intercambiadores de calor. Se aprecia que los intercambiadores de servicios industriales de enfriamiento (C1-C2) presentan una gran área, esto debido a que los flujos de la vinaza son los más grandes además de ser los más calientes. Esto conlleva a que requieran grandes cantidades de servicios industriales y su área sea mayor que la de los demás.

Tabla 15. Area intercambiadores de calor

intercambiador	Área [m]	intercambiador	Área [m]
1	52,5	C1	206,9
2	2,6	C2	345,1
3	3,0	H1	2,5
4	23,9	H2	2,4

Figura 15. Red de Intercambio



2.4 ANÁLISIS ECONÓMICO

A continuación, se presentan el análisis económico considerando los resultados de la simulación y de la integración energética, para esto se establece un tiempo de vida útil de la planta de 10 años. En base a los datos obtenidos previamente se calculan los costos y ganancias en dólares americanos (USD).

Capital de inversión:

A partir del costo de equipos (Anexo H), se estimaron los demás costos directos e indirectos, lo cual dio como resultado un capital de inversión de \$ **43.567.729,62**, USD. La tabla 15 muestra los costos para cada uno de los componentes del capital de inversión.

Tabla 16. Costo total de inversion

Calculo del FCI	%	DE	Total (\$ USD)
Costo compra de equipos		calculado	7.232.923,86
Instalación de equipos	47%	Costo de	3.399.474,22
Instrumentación	36%	Costo de	2.603.852,59
Tubería	68%	Costo de	4.918.388,23
electricidad	11%	Costo de	795.621,62
Edificios	20%	Costo de	1.446.584,77
imprevistos de terreno	10%	Costo de	723.292,39
Servicios	70%	Costo de	5.063.046,70
Terrenos	6%	Costo de	433.975,43
<i>total costos directos</i>		calculado	26.617.159,82
ingeniería y supervisión	33%	Costo de	2.386.864,87
gastos de construcción	41%	Costo de	2.965.498,78
gastos legales	4%	Costo de	289.316,95
honorarios contratistas	22%	Costo de	1.591.243,25
contingencia	44%	Costo de	3.182.486,50
total costos indirectos		calculado	10.415.410,36
capital fijo de inversión FCI		calculado	37.032.570,18
capital de trabajo	15%	FCI	6.535.159,44
Total capital de inversión		calculado	43.567.729,62

Costos de producción

Hallados los costos fijos de inversión se procedió a calcular los costos totales de producción (TPC) similar a los costos de inversión fue necesario calcular antes los costos de materias primas, servicios y operación (OL) (Anexo I) y a partir de estos se estimaron los demás componentes del costo total de producción

Tabla 17. Costos de producción

	% Of		Total (\$ USD)
Materias primas	calculado		321.614,96
Servicios industriales	calculado		143.350,00
servicios	calculado		100.000,00
Tratamiento de residuos líquidos	calculado		14.448,00
Mantenimiento y reparación (MR)	5%	FCI	1.851.628,51
Suministros	5%	MR	92.581,43
Mano de obra (OL)	calculado		900.000,00
Supervision directa y oficinistas	15%	OL	135.000,00
Cargos de laboratorio	10%	OL	90.000,00
Regalías y patentes	0%	FCI	0,00
Costos directos de producción (DPC)	calculado		3.634.232,89
Depreciación (D)	10%	FCI	3.659.859,47
Impuestos locales	2%	FCI	740.651,40
seguro	0,4%	FCI	1.481.302,81
Intereses	1%	TCI	370.325,70
Cargos fijos (FCH)	calculado		6.252.139,39
Gastos generales (POH)	60%	OL	540.000,00
Total costos de manufactura (TMC)	calculado		10.426.372,28
Gastos gerenciales (GE)	20%	TMC	2.085.274,46
Total costos de producción (TPC)	calculado		12.511.646,74

Ingresos

De acuerdo a la cantidad producida de cada producto y su precio de venta se estimaron las ganancias anuales, para el cálculo del precio de venta en los años siguientes de acuerdo al comportamiento del precio en los diez años anteriores se estimó el precio para los diez años siguientes, el Anexo J muestra la variación de los precios año a año en USD.

Tabla 18. Ingresos anuales

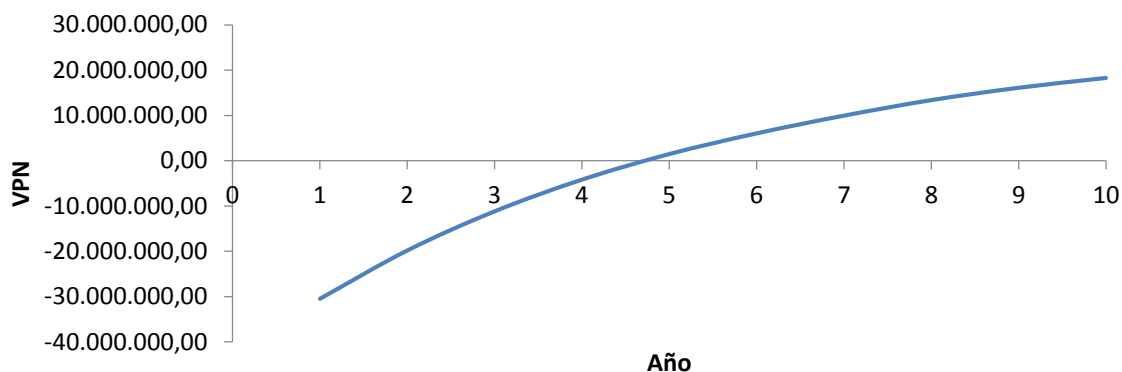
año	glicerol	etanol	biodiesel	pigmentos	proteínas	totales
2016	41.160,00	877.200,00	274.770,00	8.800.000,00	22.400.000,00	32.393.130,00
2017	29.400,00	889.496,92	280.702,47	8.989.997,87	22.883.630,93	33.073.228,18
2018	42.956,53	901.793,83	286.763,02	9.184.097,91	23.377.703,78	33.793.315,08
2019	43.883,99	914.090,75	292.954,43	9.382.388,71	23.882.443,99	34.515.761,87
2020	44.831,48	926.387,67	299.279,51	9.584.960,74	24.398.081,88	35.253.541,26
2021	45.799,42	938.684,58	305.741,15	9.791.906,43	24.924.852,73	36.006.984,31
2022	46.788,26	950.981,50	312.342,31	10.003.320,22	25.462.996,92	36.776.429,20
2023	47.798,45	963.278,42	319.085,99	10.219.298,57	26.012.760,00	37.562.221,41
2024	48.830,45	975.575,33	325.975,26	10.439.940,04	26.574.392,83	38.364.713,91
2025	49.884,73	987.872,25	333.013,29	10.665.345,30	27.148.151,68	39.184.267,25
2026	50.961,77	1.000.169,16	340.203,27	10.895.617,22	27.734.298,38	40.021.249,80

Indicadores de evaluación

VPN

Para el cálculo del VPN se consideraron los ingresos, costos de producción, salvamento e impuestos, considerando los 10 años del proyecto, da un resultado positivo, lo cual se puede apreciar en La figura 16, la cual muestra el VPN acumulado, se puede apreciar que la inversión se recupera en alrededor de 5 años, por lo cual como se predijo el proyecto es rentable, y en los 10 años de estudio el VPN alcanzo \$18'264260, el anexo K presenta la tabla completa del cálculo del VPN.

Figura 16. VPN acumulado



TIR Y TAM

La tasa atractiva mínima (TAM) utilizada para evaluar el proyecto fue del 25%. En casos del nivel de riesgo normal de los negocios comerciales o industriales bajo un nivel de inflación bajo se usan tasas cercanas al 15% sin embargo al ser un proyecto nuevo resulta más riesgoso por lo que se escogió una tasa más alta.

Variando el valor de la TAM para que el VPN fuera cero se obtuvo el valor de la TIR (46,62%) Con este resultado se puede decir que el proyecto es viable económicamente, debido a que la TIR es mayor que la TAM. El valor de la TIR es alto porque el proyecto un plazo mediano (4,5 años) en empezar a dar utilidades como se puede observar en el VPN.

Punto de equilibrio

Se determinaron los precios mínimos para compensar los costos de producción, se puede apreciar que el precio mínimo de algunos productos es muy inferior respecto al precio de venta, sin embargo aún se deben tener en cuenta los diversos impuestos y que se debe generar una ganancia para compensar la inversión inicial, en el caso del biodiesel y el glicerol, el precio mínimo es superior al precio de venta esto puede deberse al método usado, debido a que algunos productos tienen un precio de venta muy elevado lo que puede causar incertidumbre en el cálculo, en general se aprecia que el proyecto puede ser

rentable de acuerdo a que el precio de venta es superior al precio mínimo de los productos que generan los principales ingresos.

Tabla 19. precio minimo de venta

Producto	mínimo precio \$ USD/kg	Precio de venta \$USD/Kg
Proteína	9,94	30,00
Pigmento	30,02	100,00
Glicerina	7,15	1,40
Bioetanol	0,35	0,85
Biodiesel	5,02	0,90

Análisis de sensibilidad

Método combinatorial

La tabla 20 muestra los escenarios considerados mientras que la tabla 21 el resultado del análisis combinatoria realizado, se tuvieron en cuenta 3 factores (ingresos, inversión fija y costos de producción) se puede concluir que el factor que más afecta al VPN son los ingresos, a pesar de eso se puede ver que en la gran mayoría de escenarios el VPN es positivo por lo cual la inversión se recuperaría en menos de diez años para estos escenarios. Y de manera general se puede concluir que mientras no ocurra un descenso considerable en los precios de los productos, el proyecto presentara rentabilidad.

Tabla 20. Escenarios análisis Combinatorial

Escenario	Escenario base (\$ USD)	Peor escenario	Mejor escenario
precios de productos (ingresos)	33073228,18	-15%	10%
Inversión fija	37032570,18	10%	-5%
Costos producción	12511646,74	15%	-5%

Tabla 21. Análisis Combinatorial

escenario	ingresos	inversión	costos de producción	VPN
1	base	Base	base	18264260,74
2	base	base	peor	10037845,71
3	base	base	mejor	21006399,08
4	base	peor	base	12239729,4
5	base	peor	peor	4013314,367
6	base	peor	mejor	14981867,74
7	base	mejor	base	21276526,41
8	base	mejor	peor	13050111,38
9	base	mejor	mejor	24018664,75
10	peor	base	base	-1738590,414
11	peor	base	peor	-9965005,442
12	peor	base	mejor	1003547,929
13	peor	peor	base	-7763121,754
14	peor	peor	peor	-15989536,78
15	peor	peor	mejor	-5020983,411
16	peor	mejor	base	1273675,257
17	peor	mejor	peor	-6952739,772
18	peor	mejor	mejor	4015813,6
19	mejor	base	base	31599494,84
20	mejor	base	peor	23373079,81
21	mejor	base	mejor	34341633,18
22	mejor	peor	base	25574963,5
23	mejor	peor	peor	17348548,47
24	mejor	peor	mejor	28317101,84
25	mejor	mejor	base	34611760,51
26	mejor	mejor	peor	26385345,48
27	mejor	mejor	mejor	37353898,85

3. CONCLUSIONES

- Actualmente, el concepto de biorefinería es una alternativa promisorio para el aprovechamiento de biomasa de microalgas debido a que contribuye con la matriz energética y se obtienen productos de alto valor agregado lo que brinda un equilibrio económico.
- La utilización de vinaza como medio de cultivo en el crecimiento de la microalga permite la mitigación del impacto ambiental ya que en primer lugar se está utilizando una corriente de desecho proveniente del esquema de producción de bioetanol vía fermentativa y se disminuye la cantidad de agua utilizada en el crecimiento de la microalga. Por otra parte, se tiene una disponibilidad de biogás estimada de 11,1 kg/ton de vinaza debido al tratamiento previo que requiere este sustrato.
- La estrategia de integración energética permitió disminuir los requerimientos energéticos en 80% en calentamiento y 10% en enfriamiento lo cual reduce el consumo de agua un factor incidente en este esquema de procesamiento.
- El análisis económico del esquema propuesto muestra un resultado positivo, sin embargo, es necesario resaltar que el proceso no ha sido escalado y que se tomó las condiciones más promisorias lo cual puede diferir en un ámbito a escala industrial. En consecuencia, se propone para posteriores trabajos realizar la validación experimental de las tecnologías propuestas

4. RECOMENDACIONES

Las simulaciones de proceso son una herramienta útil que permiten tomar decisiones acerca de diversos procesos, en el trabajo presente para la elaboración de esta se consideraron aquellas tecnologías que presentaban mayor rendimiento y/o bajo costo, por lo cual en la realidad la mayoría de rendimientos de estas tecnologías son más bajos. Debido a esto si se busca un resultado más realista es recomendable buscar tecnologías más comunes y elaborar la simulación con sus respectivos rendimientos.

Así mismo son los análisis económicos los que se encargan de mostrar la rentabilidad de un proceso al igual que la simulación, se deben hacer varias consideraciones lo cual aleja los resultados de la realidad, se debe considerar que en muchos casos los precios de insumos y productos son muy variables y es casi imposible estimarlos para un futuro cercano; así mismo en la realidad pueden surgir imprevistos que no se consideraron en el análisis, como aumentos de impuestos, pérdida de ventas, paros, entre otros.

REFERENCIAS

- [1] Naik, S. N., Goud, V. V., Rout, P. K., & Dalai, A. K. (2010). Production of first and second generation biofuels: A comprehensive review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*,14(2), Pp 578–597.
- [2] Chen, C. Y., Zhao, X. Q., Yen, H. W., Ho, S. H., Cheng, C. L., Lee, D. J., ... Chang, J. S. (2013). Microalgae-based carbohydrates for biofuel production. *Biochemical Engineering Journal*, 78, 1–10.
- [3] De jong, ed. *Biorefineries: adding value to the sustainable utilisation of biomass*, 2009. Available at <http://www.iea-bioenergy.task42-biorefineries.com/en/ieabiorefinery.htm> [Accessed 3 Aug. 2017].
- [4] de Jong, Ed & Jungmeier, Gerfried. (2015). *Biorefinery Concepts in Comparison to Petrochemical Refineries*. Pp 3-33. Acién F.G., Fernández J.M., Molina-Grima E. (2014). *Economics of Microalgae Biomass Production*. Chapter 14. *Biofuels from Alga*. Elsevier, 313-325
- [5] .Ana RC Morais and Rafal Bogel-Lukasik. (2013) *Green chemistry and the biorefinery concept*. *Sustainable Chemical Processes 2013* pp 1:18
- [6] Acién F.G., Fernández J.M., Molina-Grima E. (2014). *Economics of Microalgae Biomass Production*. Chapter 14. *Biofuels from Alga*. Elsevier, 313-325.
- [7] Ribiero Lauro A, Da Silva P. Patricia, Mata Teresa M, Martins António A. (2015). Prospect of using microalgae for biofuels production: Results of a Delphi study. *Renewable Energy* (75). pp. 799-804.
- [8] Becker, E. (1994). *Microalgae*. 1st ed. Cambridge: Cambridge University Press, pp 178.
- [9] Slade, R. and Bauen, A. (2013). Micro-algae cultivation for biofuels: Cost, energy balance, environmental impacts and future prospects. *Biomass and Bioenergy*, 53, pp.29-38.
- [10] Tradingeconomics.com. (2017). *Ethanol | 2005-2017 | Data | Chart | Calendar | Forecast | News*. [online] Available at: <http://www.tradingeconomics.com/commodity/ethanol> [Accessed 10 Jan. 2017].

- [11] Afdc.energy.gov. (2017). *Alternative Fuels Data Center: Fuel Prices*. [online] Available at: <http://www.afdc.energy.gov/fuels/prices.html> [Accessed 10 Jan. 2017].
- [12] Koller, M., Muhr, A. and Braunegg, G. (2014). Microalgae as versatile cellular factories for valued products. *Algal Research*, 6, pp.52-63.
- [13] Moraes, B., Junqueira, T., Pavanello, L., Cavalett, O., Mantelatto, P., Bonomi, A. and Zaiat, M. (2014). Anaerobic digestion of vinasse from sugarcane biorefineries in Brazil from energy, environmental, and economic perspectives: Profit or expense?. *Applied Energy*, 113, pp.825-835.
- [14] Rajendran, K., Kankanala, H., Lundin, M. and Taherzadeh, M. (2014). A novel process simulation model (PSM) for anaerobic digestion using Aspen Plus. *Bioresour. Technol.*, 168, pp.7-13.
- [15] Kumar, K., Mishra, S., Shrivastav, A., Park, M. and Yang, J. (2015). Recent trends in the mass cultivation of algae in raceway ponds. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 51, pp.875-885.
- [16] Pahl, S., Lee, A., Kalaitzidis, T., Ashman, P., Sathe, S. and Lewis, D. (2013). Harvesting, Thickening and Dewatering Microalgae Biomass. In: *Developments in Applied Phycology: Algae for Biofuels and Energy*, 5th ed. Dordrecht: Borowitzka M., Moheimani N., pp.175-180.
- [17] Safi, C., Zebib, B., Merah, O., Pontalier, P. and Vaca-Garcia, C. (2014). Morphology, composition, production, processing and applications of *Chlorella vulgaris*: A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 35, pp.265-278.
- [18] Ho, S., Huang, S., Chen, C., Hasunuma, T., Kondo, A. and Chang, J. (2013). Bioethanol production using carbohydrate-rich microalgae biomass as feedstock. *Bioresour. Technol.*, 135, pp.191-198.
- [19] Sathish, A. and Sims, R. (2012). Biodiesel from mixed culture algae via a wet lipid extraction procedure. *Bioresour. Technol.*, 118, pp.643-647.

- [20] FUKUDA, H., KONDO, A. and NODA, H. (2001). Biodiesel Fuel Production by Transesterification of Oils. *Journal of Bioscience and Bioengineering*, 92(5), pp.405-416.
- [21] Chisti, Y. (2007). Biodiesel from microalgae. *Biotechnology Advances*, 25(3), pp.294-306
- [22] Carlson, E. (1996). Don't Gamble With Physical Properties For Simulations. *CHEMICAL ENGINEERING PROGRESS*, 92(10), pp.35-46.
- [23] Lee, M., Lo, Y. and Lin, H. (2010). Liquid–liquid equilibria for mixtures containing water, methanol, fatty acid methyl esters, and glycerol. *Fluid Phase Equilibria*, 299(2), pp.180-190.
- [24] Merzougui, A., Bonilla-Petriciolet, A., Hasseine, A., Laiadi, D. and Labeled, N. (2015). Modeling of liquid–liquid equilibrium of systems relevant for biodiesel production using Backtracking Search Optimization. *Fluid Phase Equilibria*, 388, pp.84-92.
- [25] Yee, T. and Grossmann, I. (1990). Simultaneous optimization models for heat integration—II. Heat exchanger network synthesis. *Computers & Chemical Engineering*, 14(10), pp.1165-1184.
- [26] Cervera Oliver, M. and Romano Aparicio, J. ed., (1990). Análisis de Estados Financieros. In: *Introducción a la Contabilidad*. Madrid: CENTRO ESTUDIOS FINANCIEROS, p.p 160.
- [27] Peters, M., Timmerhaus, K. and West, R. (2006). *Plant design and economics for chemical engineers*. Boston [u.a.]: McGraw-Hill.
- [28] El-Halwagi, M. (2012). *Sustainable design through process integration*. Boston, MA: Butterworth-Heinemann.
- [29] Anon, (2012). *Project 9022 : Soderal Biogas Project (SBP)*.
- [30] Davis, R. and Markham, J. (2016). *Process design and economics for the production of algal biomass*. denver: National Renewable Energy Laboratory, pp.p 99-101.
- [31] Meyer, M. and Weiss, A. (2014). Life cycle costs for the optimized production of hydrogen and biogas from microalgae. *Energy*, 78, pp.84-93.

- [32] Ww.matche.com. (2017). *Matches' Filter cost- belt, cartridge, disc, drum, gravity, leaf,pan, plate and frame, table, tube..* [online] Available at: <http://ww.matche.com/equipcost/Filter.html> [Accessed 25 Jan. 2017].
- [33] Ww.matche.com. (2017). *Matches' Centrifuge cost - separator, oscillating, reciprocating and sedimentation..* [online] Available at: <http://ww.matche.com/equipcost/Centrifuge.html> [Accessed 25 Jan. 2017].
- [34] El-Galad, M., El-Khatib, K. and Zaher, F. (2015). Economic feasibility study of biodiesel production by direct esterification of fatty acids from the oil and soap industrial sector. *Egyptian Journal of Petroleum*, 24(4), pp.455-460.
- [35] Taberero, A., Martín del Valle, E. and Galán, M. (2012). Evaluating the industrial potential of biodiesel from a microalgae heterotrophic culture: Scale-up and economics. *Biochemical Engineering Journal*, 63, pp.104-115.

BIBLIOGRAFÍA

Anon, *Project 9022 : Soderal Biogas Project (SBP)*, 2012.

CARLSON, Eric. Don't Gamble With Physical Properties For Simulations. *CHEMICAL ENGINEERING PROGRESS*, 1996. vol.92 no.10., p.35-46.

CERVERA OLIVER, Mercedes. and ROMANO APARICIO, Javier. ed., Análisis de Estados Financieros. In: *Introducción a la Contabilidad*. Madrid: CENTRO ESTUDIOS FINANCIEROS, 1990, p. 160.

CHEN, Chun-Yen., ZHAO, Xin-Qing., YEN, Hong-Wei., HO, Shih-Hsin., CHENG, Chieh-Lun., LEE, Duu-Jong., CHANG, Jo-Shu. Microalgae-based carbohydrates for biofuel production. *Biochemical Engineering Journal* 78, 2013, p. 1–10.

CHISTI, Yusuf. Biodiesel from microalgae. *Biotechnology Advances*, 2007, vol.25 no.3., p. 294-306.

DAVIS, Ryan. and MARKHAM, Jennifer. *Process design and economics for the production of algal biomass*. denver: National Renewable Energy Laboratory, 2016, p. 99-101.

DE JONG, Ed. Biorefineries: adding value to the sustainable utilisation of biomass, 2009.[en línea](recuperado en 3 agosto de 2017) Disponible en: <http://www.iea-bioenergy.task42-biorefineries.com/en/ieabiorefinery.htm>

DE JONG, Ed & JUNGMEIER, Gerfried. Biorefinery Concepts in Comparison to Petrochemical Refineries, 2015, P. 3-33.

E. W. BECKER, Samuel. *Microalgae*. 1st ed. Cambridge: Cambridge University Press, 1994. pp 178.

EL-GALAD, Mohamed., EL-KHATIB, K. M. and ZAHER, Ferial. Economic feasibility study of biodiesel production by direct esterification of fatty acids from the oil and soap industrial sector. *Egyptian Journal of Petroleum*, 2015, vol.24 no.4., p.455-460.

EL-HALWAGI, Mahmoud. *Sustainable design through process integration*. Boston, MA: Butterworth-Heinemann. 2012.

fdc.energy.gov. (2017). *Alternative Fuels Data Center: Fuel Prices*. [en línea](recuperado en 10 enero de 2017) disponible en: <http://www.afdc.energy.gov/fuels/prices.html>

FUKUDA, Hideki., KONDO, Akihiko. and NODA, Hideo. (2001). Biodiesel Fuel Production by Transesterification of Oils. *Journal of Bioscience and Bioengineering*, 2001, vol.92 no.5., p.405-416.

HO, Shih-Hsin., HUANG, Shu-Wen., CHEN, Chun-Yen., HASUNUMA, Tomohisa., KONDO, Akihiko. and CHANG, Jo-Shu. Bioethanol production using carbohydrate-rich microalgae biomass as feedstock. *Bioresource Technology*, 2013, vol.135, p.191-198.

KOLLER, Martin. MUHR, Alexander. and BRAUNEGG, Gerhart. Microalgae as versatile cellular factories for valued products. *Algal Research*, 2014, vol.6, p.52-63.

KUMAR, Kanhaiya, MISHRA, Sanjiv, SHRIVASTAV, anupama, PARK, Min. and YANG, Ji-Won. Recent trends in the mass cultivation of algae in raceway ponds. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 2015, vol.51, p.875-885.

LEE, Ming-Jer, LO, Yuan-Chen. and LIN, Ho-Mu. (2010). Liquid–liquid equilibria for mixtures containing water, methanol, fatty acid methyl esters, and glycerol. *Fluid Phase Equilibria*, 2010, vol. 299, no.2., p.180-190.

Ww.matche.com. (2017). *Matches' Centrifuge cost - separator, oscillating, reciprocating and sedimentation..* [en línea] (Recuperado en 25 de enero de 2017) disponible en: <http://ww.matche.com/equipcost/Centrifuge.html>

Ww.matche.com. (2017). *Matches' Filter cost- belt, cartridge, disc, drum, gravity, leaf,pan, plate and frame, table, tube..* [en línea] (Recuperado en 25 de enero de 2017) disponible en: <http://ww.matche.com/equipcost/Filter.html>

MERZOUGUI, A., BONILLA-PETRICIOLET, Adrian., HASSEINE, A., LAIADI, D. and LABED, N. Modeling of liquid–liquid equilibrium of systems relevant for biodiesel production using Backtracking Search Optimization. *Fluid Phase Equilibria*, 2015, vol.388, p.84-92.

MEYER, Markus. and WEISS, Annika. Life cycle costs for the optimized production of hydrogen and biogas from microalgae, *Energy*, 2014, vol.78, p.84-93.

MORAES, Bruna., Junqueira, Tassia., Pavanello, Lucas., Cavalett, Otavio., Mantelatto, Paulo., Bonomi, Antonio. and ZAIAT, Marcelo. Anaerobic digestion of vinasse from sugarcane biorefineries in Brazil from energy, environmental, and economic perspectives: Profit or expense?. *Applied Energy*, 2014, vol.113, p.825-835.

NAIK, S. N., GOUD, V. Vaibhav., ROUT, Prasant. K., & DALAI, Ajay K. Production of first and second generation biofuels: A comprehensive review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 2010, vol. 14, no.2., p. 578–597.

PAHL, Stephen. LEE, Andrew. KALAITZIDIS, Theo. ASHMAN, Peter. SATHE, Suraj. and LEWIS, David. Harvesting, Thickening and Dewatering Microalgae Biomass. In: *Developments in Applied Phycology: Algae for Biofuels and Energy.*, 5th ed. Dordrecht: Borowitzka M., Moheimani N., 2013, p.175-180.

PETERS, Max., TIMMERHAUS, Klaus. and WEST, Ronald. *Plant design and economics for chemical engineers*. Boston [u.a.]: McGraw-Hill. 2006

RAJENDRAN, Karthik, KANKANALA, Harshavardhan, LUNDIN, Magnus. and TAHERZADEH, Mohammad. A novel process simulation model (PSM) for anaerobic digestion using Aspen Plus. 2014, *Bioresource Technology*, 2014, vol.168, p.7-13.

RC MORAIS, Ana and BOGEL-LUKASIK, Rafal. Green chemistry and the biorefinery concept. *Sustainable Chemical Processes*. 2013 p.1-18.

SAFI, Carl. ZEBIB, Bachar, MERAH, Othmane, PONTALIER, Pierre-Yves. and VACA-GARCIA, Carlos. Morphology, composition, production, processing and applications of *Chlorella vulgaris*: A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 2014, vol.35, p. 265-278.

SATHISH, A. and SIMS, R. Biodiesel from mixed culture algae via a wet lipid extraction procedure. *Bioresource Technology*, 2012, vol.118, p. 643-647.

SLADE, Raphael. and BAUEN, Ausilio. Micro-algae cultivation for biofuels: Cost, energy balance, environmental impacts and future prospects. *Biomass and Bioenergy*, 2013, vol.53, p. 29-38.

Sociedad iberoamericana para el desarrollo de biorefinería,[en línea] (recuperado en 3 de agosto de 2017) disponible en: <http://www.siadeb.org>

TABERNERO, Antonio. MARTÍN DEL VALLE, Eva. and GALÁN, Miguel. Evaluating the industrial potential of biodiesel from a microalgae heterotrophic culture: Scale-up and economics. *Biochemical Engineering Journal*, 2012, vol.63, p.104-115.

The Ten Million Club Foundation; la crisis de la población mundial, (2010) [en línea] (Recuperado en 3 de agosto de 2017) disponible en: <http://www.overpopulationawareness.org/es/art%C3%ADculos/item/322-la-crisis-de-la-poblaci%C3%B3n-mundial>

Tradingeconomics.com. (2017). *Ethanol | 2005-2017 | Data | Chart | Calendar | Forecast | News*. [en línea] (Recuperado en 10 enero de 2017) disponible en: <http://www.tradingeconomics.com/commodity/ethanol>

YEE, Terrence. and GROSSMANN, Ignacio. Simultaneous optimization models for heat integration—II. Heat exchanger network synthesis. *Computers & Chemical Engineering*, 1990, vol.14 no.10., p.1165-1184.

ANEXOS

Anexo A: Lista de Compuestos:

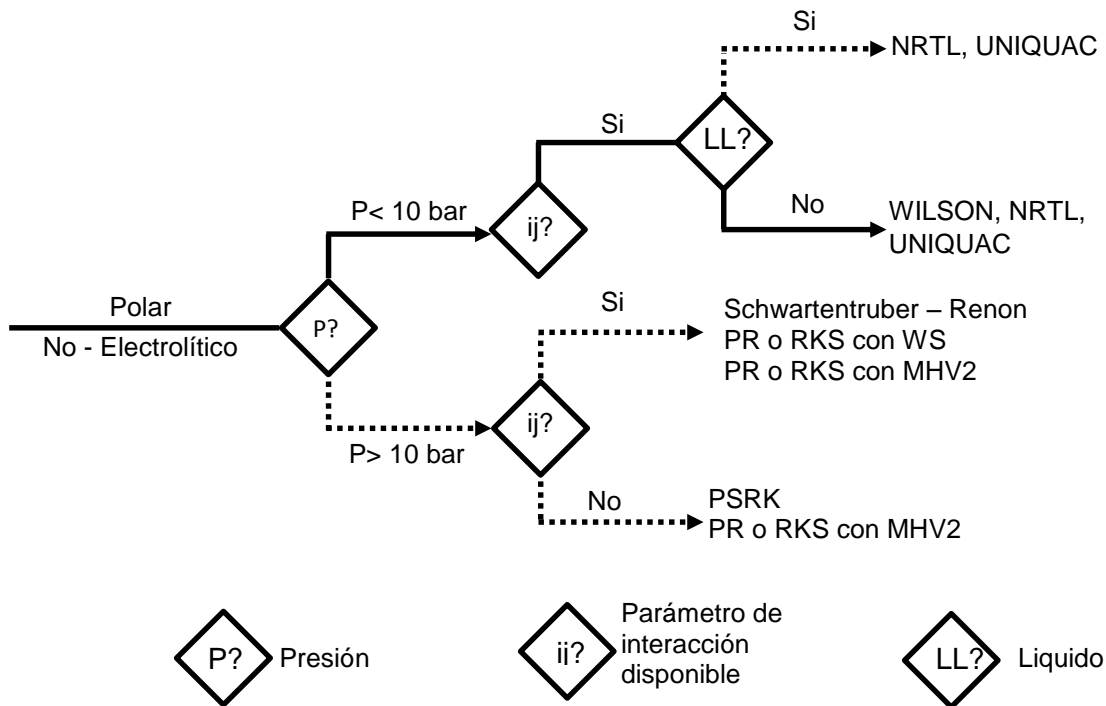
A continuación, la tabla muestra el listado de compuestos usados en la simulación, algunos compuestos no se encontraban en el software por lo que tuvieron que ser agregados mediante la herramienta "user defined"

Component ID	Type	Component name	Alias
A.ACETI	Conventional	ACETIC-ACID	C2H4O2-1
A.LACTI	Conventional	LACTIC-ACID	C3H6O3-D1
A.SUCCI	Conventional	SUCCINIC-ACID	C4H6O4-2
A.SULFUR	Conventional	SULFURIC-ACID	H2SO4
ACETALDE	Conventional	ACETALDEHYDE	C2H4O-1
AGUA	Conventional	WATER	H2O
AMONIACO	Conventional	AMMONIA	H3N
AZUCAR	Solid	SUCROSE	C12H22O11
BACTER	Conventional	ETHYL-CYANOACETATE	C5H7NO2
BENCENO	Conventional	BENZENE	C6H6
BIOMASS	Solid		CHONS-U1
BUTANOL	Conventional	N-BUTANOL	C4H10O-1
C19H36O2	Conventional	METHYL-OLEATE	C19H36O2
CA(OH)2	Solid	CALCIUM-HYDROXIDE	CA(OH)2
CAO	Solid	CALCIUM-OXIDE	CAO
CASO4	Solid	CALCIUM-SULFATE-	CASO4*2H2O
CELOBIOS	Conventional	SUCROSE	C12H22O11
CELULASA	Solid		
CELULOSA	Solid		
CO2	Conventional	CARBON-DIOXIDE	CO2
CUO	Conventional	COPPER-MONOXIDE	CUO
ETANOL	Conventional	ETHANOL	C2H6O-2
ETHER	Conventional	DIETHYL-ETHER	C4H10O-5
FE2O3	Conventional	HEMATITE	FE2O3
FURFURAL	Conventional	FURFURAL	C5H4O2
GLUCOSA	Conventional	DEXTROSE	C6H12O6
GLYCEROL	Conventional	GLYCEROL	C3H8O3

H2	Conventional	HYDROGEN	H2
H2S	Conventional	HYDROGEN-SULFIDE	H2S
H2SO4	Conventional	SULFURIC-ACID	H2SO4
HEMICEL	Solid		
HEXANE	Conventional	N-HEXANE	C6H14-1
K2O	Conventional	POTASSIUM-OXIDE	K2O
LIPID	Conventional	TRIOLEIN	C57H104O6
METANO	Conventional	METHANE	CH4
METANOL	Conventional	METHANOL	CH4O
MGO	Conventional	MAGNESIUM-OXIDE	MGO
NA	Conventional	SODIUM	NA
NA2SO4	Conventional	SODIUM-SULFATE	NA2SO4
NAOH	Solid	SODIUM-HYDROXIDE	NAOH
O2	Conventional	OXYGEN	O2
OLEIC	Conventional	OLEIC-ACID	C18H34O2
P2O5	Conventional	DIPHOSPHORUS-PENTAOXIDE	P2O5
PIGMENTO	Conventional		
PROTEIN	Conventional		PROTEIN
SACAROSA	Conventional	SUCROSE	C12H22O11
SO4--	Conventional	SO4--	SO4-2
STARCH	Solid	CELLULOSE	CELLULOSE
XILOSA	Conventional		
Z.MOBILI	Solid		Z.MOBILI
ZNO	Conventional	ZINC-OXIDE	ZNO

Anexo B: Elección modelo termodinámico

Se realizó una selección preliminar de modelos termodinámicos, basado en el árbol de decisión propuesto por *Carlson 1996*. Los parámetros de selección utilizados fueron: La polaridad del sistema (sistema con moléculas polares), la composición de la mezcla (liquido- vapor), y el rango de presiones (presiones menores a 10 atm). Los resultados obtenidos se muestran en la siguiente Figura

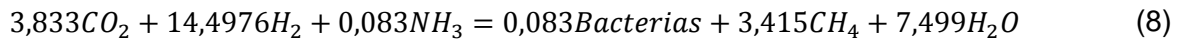
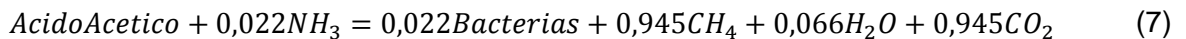
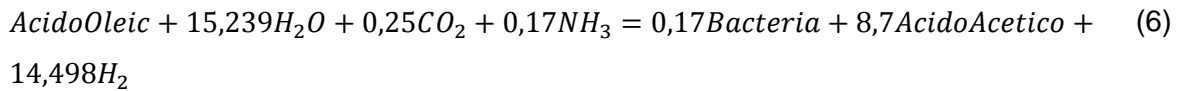
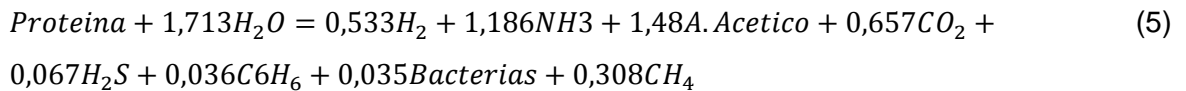
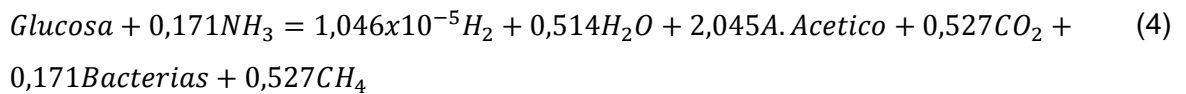
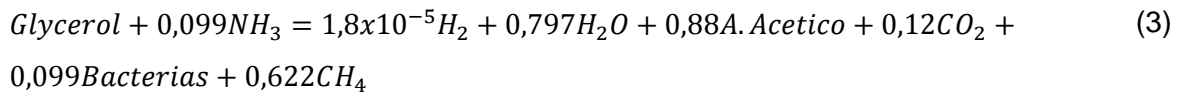


Carlson 1996

De acuerdo a la selección preliminar se tienen tres posibles modelos termodinámicos WILSON, NRTL, UNIQUAC.

Anexo C: principales Reacciones:

Principales reacciones tenidas en cuenta en la simulación con su respectivo rendimiento



ANEXO D: INTEGRACION ENERGETICA

La integración energética del esquema de procesamiento planteado, se llevó a cabo en tres pasos como se describe a continuación:

1. *Extracción de datos:* A partir de la simulación se identificaron las principales corrientes frías y calientes y sus propiedades (Flujo, capacidad calorífica, temperatura).
2. *Calculo de los requerimientos mínimos y punto pinch:* Con el fin de identificar el punto pinch y los requerimientos mínimos de utilidades de enfriamiento y calentamiento, se construyó el diagrama algebraico de cascada; siguiendo la metodología propuesta por El-Halwagi (2012)[28], y por la cual se establece un delta de 10°C como temperatura de acercamiento mínimo con el fin de garantizar el intercambio entre corrientes a enfriar y a calentar. Luego, se construyó el diagrama de intervalos de temperatura, de mayor a menor cada intervalo hace referencia a la temperatura de la corriente o la temperatura objetivo de esta, cada segmento obtenido representa un intervalo y de acuerdo a estos se elaboró el respectivo diagrama en cascada, con el diagrama de cascada se puede identificar el punto pinch además de los requerimientos mínimos.
3. *Síntesis de la red de intercambio:* la síntesis de red de intercambio de calor se llevó a cabo como un ejercicio de programación matemática basado en el modelo propuesto por Yee & Grossmann (1991) planteado como un problema MINLP, donde se supone mezcla isotérmica de corrientes.

ANEXO E: ANÁLISIS ECONÓMICO =

Estimación de costos

Inversión de capital: Una gran cantidad de dinero debe estar disponible para la compra de maquinaria, equipos, terreno, servicios materias primas entre otros. para la estimación del capital de inversión existen varias métodos, en este trabajo se propuso utilizar el métodos de porcentaje de costo de equipos entregados de acuerdo a Peter, Timmerhaus & West (2006) equivalen a un porcentaje del costo total de equipos para este método es necesario calcular el costo total de equipos y a partir de este los demás componentes del capital de inversión se estiman como un porcentaje de este costo(anexo), este porcentaje depende del tipo de planta de proceso, se espera una exactitud entre 20 al 30% y se han reportados algunos casos con exactitud de hasta 10%. Para la estimación de costos fijos y operación se realizaron de acuerdo a Peter, Timmerhaus & West (2006).[27]

En el segundo paso del análisis económico se determinó el Costo fijo de inversión (FCI, por sus siglas en inglés) es el capital necesario para la compra e instalación de los diferentes equipos y componentes necesarios para el funcionamiento del proceso estos se dividen en costos directos o costos de manufactura los cuales incluyen:

Compra e instalación de equipos: Para calcular el costo de los equipos se determinó por escalamiento, se estimó su costo en base a datos bibliográfico y de acuerdo a sus dimensiones mediante la ecuación (6), la cual permite estimar el valor el equipo para otras dimensiones dadas teniendo en cuenta el costo del equipo, alguna dimensión característica (flujo, volumen...) y el exponente de escalamiento (n) el cual tienen un valor típico entre 0,6-0,7. Sin embargo estos costos deben llevarse al 2016, para esto se emplean los index cepci (chemical engineering plant cost index) los cuales permiten llevar el costo de un equipo en un año A a un año B, siguiendo la ecuación (7).

$$\text{nuevo costo: } (\text{costo base}) \left(\frac{\text{nueva dimencion}}{\text{dimencion base}} \right)^n \quad \text{Ec. 6}$$

$$\text{costo añoB} = (\text{costo base añoA}) \left(\frac{\text{index añoB}}{\text{index añoA}} \right)$$

Ec. 7

Instrumentación y control: costos de instrumentación, instalación, gastos de equipos auxiliares, Puede variar entre el 8-50% del valor de compra de equipos, de acuerdo al tipo de procesamiento de la planta, representa hasta un 5% del FCI.

Tuberías: tuberías, válvulas, recubrimientos y accesorios, requeridos para el transporte de agua, aire, gases y otros materiales. Puede equivaler hasta 80% del costo de equipos o un 20% del FCI, de acuerdo al material que procese la planta.

Sistemas eléctricos: consta de 4 componentes básicos los cuales son: iluminación, potencia, transformación y servicio, e instrumentación y control del alambrado (red). se estima entre el 15y 30% del costo de equipos lo cual representa entre 4 y 8% del FCI.

Edificios: costo de los edificios, incluyendo servicios (plomería, calentamiento, iluminación, ventilación...), mano de obra, materiales, depende del tipo de procesamiento de la planta y si corresponde a una expansión, un lugar existente o uno nuevo, la tabla muestra la variación del costo respecto al costo de equipos y al FCI de acuerdo al tipo de procesamiento y planta

Mejoras de terreno: estos incluyen cercas, aceras, caminos, vías, paisajes y senderos. El costo aproximadamente entre 10 y 20% del costo de equipos equivalente entre 2-5% del FCI.

Servicios: suministro de vapor, agua, combustibles, energía, aire comprimido, disposición de residuos, protección de incendios, botiquines de primeros auxilios, cafetería y tiendas. El costo de servicios varía entre 30 y 80% del costo de equipos.

Salud, seguridad y medio ambiente: cada año los gastos relacionados a salud, seguridad y medio ambiente se incrementan sustancialmente, estos gastos incluyen distribución de servicios, tratamiento de aguas, disposición de residuos, protección contra fuegos, comunicaciones entre otros.

Terreno: El costo del terreno depende principalmente de la ubicación de la planta, se estima entre 4-8% del valor de los equipos, o del 1 al 2% del capital total de inversión, sin embargo el terreno no se deprecia por lo que a veces no se considera en análisis económicos.

ingeniería y supervisión: licencias de software, comunicación, viajes, contabilidad, costos de ingeniería y gastos generales de oficina, este costo no se puede ligar al costo de equipos, materia prima o mano de obra, se le considera un gasto indirecto y aproximadamente representa el 30% de la compra de equipo o el 8% del FCI.

Gastos legales: equivalen a los impuestos por compra de equipos, terreno y contratos de construcción, se estiman entre 1-3% del FCI.

Gastos de construcción: otro costo indirecto incluye gastos de construcción, herramientas, alquileres, seguros, sueldos, y otros gastos de construcción, estos gastos se estiman entre 8-10 % del FCI.

Honorarios: varían de acuerdo a las diferentes situaciones se estiman entre 2-8% del costo de equipos o 1,5 al 6% del FCI.

Contingencias: hacen parte toda situación imprevista que aumente el costo de los proyectos por ejemplo: variaciones climáticas, accidentes de transporte, cambios de precio, errores de diseño, entre otros. Se estiman entre 5-15% del FCI

COSTOS OPERACIONALES

Son el conjunto de los costos requeridos para que funcione la planta (mano de obra, servicios, materia prima, mantenimiento) al igual que con los costos de inversión se propuso calcular los costos de producción como un porcentaje de los costos de materia prima, servicios y mano de obra. Para determinar el costo de materia prima basta con conocer su precio de compra, así mismo los servicios requeridos (agua, electricidad, calor) para determinar la mano de obra esta depende del número de equipos de la planta, de acuerdo a j winley 1984 cada

equipo requiere un porcentaje de trabajo por cada turno, la suma de estos porcentajes permite conocer el número estimado de operarios por turno. los demás costos son estimados como un porcentaje de estos. La ecuación permite calcular la mano de obra requerida de acuerdo a los equipos

$$NOL = (29.6 + 31.7P^2 + 23.0 Nnp)^{0.5} \quad Ec.8$$

Dónde:

NOL = número de operadores por turno

P = número de etapas de procesamiento que involucran la manipulación de sólidos en partículas. En general, el valor de P es cero.

Nnp = número de etapas de procesamiento no parciales (compresores, torres, reactores, calentadores e intercambiadores)

De acuerdo a la ecuación (8) se puede determinar el número de operadores por cada turno, ahora asumiendo 3 turnos por días, y según el costo de trabajo por hora se puede estimar el costo anual de mano de obra.

VPN y TIR

Vpn: valor presente neto o valor actual neto (VAN), es un procedimiento que permite calcular el valor presente de los flujos de caja futuros originados por una inversión, un vpn menor a cero es un proyecto que produce perdidas y debe rechazarse, un vpn igual a cero, es un proyecto que no produce ganancias ni genera pérdidas. Y un vpn mayor a cero es un proyecto que genera ganancias por encima de la rentabilidad exigida.

$$VAN = \sum_{t=1}^n \frac{Vt}{(1+k)^t} - I_0 \quad Ec(9)$$

Dónde:

Vt= representa los flujos de caja en cada periodo t.

I_0 = Es el valor del desembolso inicial de la inversión.

n = Es el número de períodos considerado.

k = es el tipo de interés.

Tasa interna de retorno (tir) Calcula el rendimiento sobre la inversión recuperada a lo largo del periodo de duración de la planta. Se calcula asumiendo el $v_{pn}=0$ y calculado la respectiva tasa de interés.

PUNTO DE EQUILIBRIO

En términos de contabilidad de costos, es aquel punto de actividad (volumen de ventas) donde los ingresos son iguales a los costos, es decir, es el punto de actividad en donde no existe utilidad ni pérdida. Sin embargo existen varios tipos de Punto de Equilibrio:

- operacional: Considera ingresos, egresos y utilidades operacionales
- empresarial: Considera ingresos, egresos totales y las utilidades netas
- producción: Producción que se debe tener en el período para obtener la utilidad;

El punto de equilibrio permite conocer a partir de qué cantidad de ventas se generan utilidades. La viabilidad de un proyecto. Además de saber a partir de qué nivel de ventas puede ser recomendable cambiar un Costo Variable por un Costo Fijo o viceversa,

Supuestos

- Establecer un rango de producción para el análisis
- Precio de venta constante, durante el período estudiado
- diferenciar costos fijos y variables
- Costos fijos permanecen constantes para el nivel de producción analizado
- Los costos variables totales son proporcionales a Q (producción)
- Todo lo que se produce se vende (no considera existencia inventarios)
- No se analiza valor del dinero en el tiempo

Desventajas

- no se considera la inversión inicial que da origen a los beneficios calculados.
- Es difícil delimitar con exactitud si ciertos costos se clasifican como fijos o como variables. Mientras los costos fijos sean menores se alcanzará más rápido el punto de equilibrio
- Es inflexible en el tiempo, esto es, el equilibrio se calcula con un costos dados, pero si éstos cambian, también lo hace el punto de equilibrio

Existen varios métodos para determinar el punto de equilibrio o precio mínimo de venta: el caso que la planta solo produzca un producto principal sin ningún subproducto con valor agregado el precio mínimo de venta será igual a los costos fijos más los costos variable divididos entre la cantidad de producto producida, sin embargo en muchos casos las plantas producen más de un producto para estos casos existen varios métodos para calcular los puntos de equilibrio de acuerdo a un porcentaje de participación, este porcentaje se puede dar de acuerdo al precio de venta, cantidad procesada, ganancias producidas o al volumen de producción, para este caso se hizo de acuerdo a las ganancias producidas, por lo cual al ser 5 productos principales, los costos de producción (variables y fijos) se dividieron de acuerdo a las ganancias producidas, para esto fue necesario calcular los costos de producción en cada etapa y dividir los costos de acuerdo a los productos procesados en esa etapa, considerado que hay etapas donde solo se producen productos determinados, la siguiente tabla muestra el porcentaje de participación de cada producto en cada etapa, se escogió la ganancia producidas porque hay una diferencia muy grande en el precio de los productos, en caso que los productos tengan similar valor, la mejor opción es de acuerdo a la cantidad producida. Por otra parte, no se consideraron impuestos en el cálculo. La siguiente Tabla muestra los porcentajes participación de los gastos de producción por cada etapa

	Biodigestión	Cultivo	Extracción	Biodiesel	Bioetanol
Glicerol	0,0015	0,0015	0,0015	0,1303	0,0000
Etanol	0,0327	0,0327	0,0327	0,0000	0,0496
Biodiesel	0,0103	0,0103	0,0103	0,8697	0,0000
Pigmentos	0,3284	0,3284	0,3284	0,0000	0,0000
Proteínas	0,6270	0,6270	0,6270	0,0000	0,9504

Análisis de Sensibilidad

Adicionalmente, se tuvo en cuenta una vida útil de 10 años. Se efectuó un análisis de viabilidad teniendo en cuenta el valor presente neto (VPN) y la tasa interna de retorno (TIR)., así mismo, se hizo un análisis de sensibilidad teniendo en cuenta tres variables para las cuales se consideraron 3 escenarios (el peor, el mejor y uno base), y se aplicó un análisis combinatorial. Este consiste en evaluar el vpn para cada escenario posible, alternando entre cada una de las variables, lo cual da como resultado 27 combinaciones entre ellos.

ANEXO F: CODIGO DE OPTIMIZACION GAMS

GAMS 24.4.6 r52609 Released Jun 26, 2015 WIN-VS8 x86 32bit/MS Windows 01/26/17 08:31:15 Page 1
General Algebraic Modeling System
Compilation

```
1
2
3
4 Sets i hot streams /1*3/
5     j cold streams /1*3/;
6
7 Scalar nok number of stages in superstructure / 2 /;
8 Set k temperature locations nok + 1 /1*3/
9     st(k) stages
10    first(k) first temperature location
11    last(k) last temperature location ;
12
13 st(k) = yes$(ord(k) lt card(k)) ;
14 first(k) = yes$(ord(k) eq 1) ;
15 last(k) = yes$(ord(k) eq card(k)) ;
16
17 Parameters
18 fh(i) heat capacity flowrate of hot stream
19 fc(j) heat capacity flowrate of cold stream
20 thin(i) supply temp. of hot stream
21 thout(i) target temp. of hot stream
22 tcin(j) supply temp. of cold stream
23 tcout(j) target temp. of cold stream
24 ech(i) heat content hot i
25 ecc(j) heat content cold j
26 hh(i) stream-individual film coefficient hot i,
27 hc(j) stream-individual film coefficient cold j,
28 hucost cost of heating utility,
29 cucost cost of cooling utility,
30 unitc fixed charge for exchanger,
31 acoeff area cost coefficient for exchangers,
32 hucoeff area cost coefficient for heaters,
33 cucoeff area cost coefficient for coolers,
34 aexp cost exponent for exchangers,
35 hhu stream-individual film coefficient hot utility,
36 hcu stream-individual film coefficient cold utility,
37 thuin inlet temperature hot utility,
38 thuout outlet temperature hot utility,
39 tcuin inlet temperature cold utility,
40 tcuout outlet temperature cold utility,
41 gamma(i,j) upper bound of driving force,
42 a(i,j,k) area for exchanger for match ij in interval k (chen approx.),
43 al(i,j,k) area calculated with log mean,
44 acu(i) area coolers,
```

45 ahu(j) area heaters,
46 costheat costo calentamiento,
47 costcool costo enfriamiento,
48 Alpha1(i) utilidades,
49 Alpha2(j) utilidades,
50 tmapp minimum approach temperature costheat cost of heating,
51 costcool cost of cooling,
52 invcost investment cost ;
53
54 Binary Variables z(i,j,k), zcu(i), zhu(j) ;
55
56 Positive Variables
57 th(i,k) temperature of hot stream i as it enters stage k
58 tc(j,k) temperature of cold stream j as it leaves stage k
59 q(i,j,k) energy exchanged between i and j in stage k
60 qc(i) energy exchanged between i and the cold utility
61 qh(j) energy exchanged between j and the hot utility
62 dt(i,j,k) approach between i and j at location k
63 dtcu(i) approach between i and the cold utility
64 dthu(j) approach between j and the hot utility ;
65
66 Variable cost hen and utility cost ;
67
68 Equations
69 eh(i,k) energy exchanged by hot stream i in stage k
70 eqc(i,k) energy exchanged by hot stream i with the cold utility
71 teh(i) total energy exchanged by hot stream i
72 ec(j,k) energy exchanged by cold stream j in stage k
73 eqh(j,k) energy exchanged by cold stream j with the hot utility
74 tec(j) total energy exchanged by cold stream j
75 month(i,k) monotonicity of th
76 montc(j,k) monotonicity of tc
77 monthl(i,k) monotonicity of th k = last
78 montcf(j,k) monotonicity of tc for k = 1
79 tinh(i,k) supply temperature of hot streams
80 tinc(j,k) supply temperature of cold streams
81 logq(i,j,k) logical constraints on q
82 logqh(j) logical constraints on qh(j)
83 logqc(i) logical constraints on qc(i)
84 logdth(i,j,k) logical constraints on dt at the hot end
85 logdte(i,j,k) logical constraints on dt at the cold end
86 logdtecu(i,k) logical constraints on dtcu
87 logdthu(j,k) logical constraints on dthu
88 obj objective function ;
89
90 teh(i).. (thin(i)-thout(i))*fh(i) =e= sum((j,st), q(i,j,st)) + qc(i) ;
91 tec(j).. (tcout(j)-tcin(j))*fc(j) =e= sum((i,st), q(i,j,st)) + qh(j) ;
92
93 eh(i,k)\$st(k).. fh(i)*(th(i,k) - th(i,k+1)) =e= sum(j, q(i,j,k)) ;
94 ec(j,k)\$st(k).. fc(j)*(tc(j,k) - tc(j,k+1)) =e= sum(i, q(i,j,k)) ;

```

95
96 eqc(i,k)$last(k).. fh(i)*(th(i,k) - thout(i)) =e= qc(i) ;
97 eqh(j,k)$first(k).. fc(j)*(tcout(j) - tc(j,k)) =e= qh(j) ;
98
99 tinh(i,k)$first(k).. thin(i) =e= th(i,k) ;
100 tinc(j,k)$last(k).. tcin(j) =e= tc(j,k) ;
101
102 month(i,k)$st(k).. th(i,k) =g= th(i,k+1) ;
103 montc(j,k)$st(k).. tc(j,k) =g= tc(j,k+1) ;
104
105 monthl(i,k)$last(k).. th(i,k) =g= thout(i) ;
106 montcf(j,k)$first(k).. tcout(j) =g= tc(j,k) ;
107
108 logq(i,j,k)$st(k)..q(i,j,k) - min(ech(i), ecc(j))*z(i,j,k) =l= 0 ;
109
110 logqc(i)..qc(i) - ech(i)*zcu(i) =l= 0 ;
111 logqh(j)..qh(j) - ecc(j)*zhu(j) =l= 0 ;
112
113 logdth(i,j,k)$st(k)..dt(i,j,k) =l= th(i,k) - tc(j,k) + gamma(i,j)*(1 - z(i,j,k)) ;
114
115 logdth(i,j,k)$st(k)..dt(i,j,k+1) =l= th(i,k+1)-tc(j,k+1) + gamma(i,j)*(1 - z(i,j,k)) ;
116
117 logdthu(j,k)$first(k)..dthu(j) =l= (thuout - tc(j,k)) ;
118 logdthu(i,k)$last(k)..dthu(i) =l= th(i,k) - tcuout ;
119
120 obj..cost =e= uninc*(sum((i,j,st),z(i,j,st)) +
121      sum(i,zcu(i)) + sum(j,zhu(j))) +
122
123      acoeff*sum((i,j,k),(q(i,j,k)*((1/hh(i))+1/hc(j)))/
124      (((dt(i,j,k)*dt(i,j,k+1)*(dt(i,j,k) + dt(i,j,k+1)))/2
125      + 1e-6)**0.33333) + 1e-6) + 1e-6)**aexp) +
126
127      hucoeff*(sum(j,(qh(j)*((1/hc(j))+1/hhu)/
128      (((thuin-tcout(j))*dthu(j))*((thuin-tcout(j)+dthu(j))/2)+
129      1e-6)**0.33333) + 1e-6)**aexp) +
130
131      cucoeff*sum(i,(qc(i)*((1/hh(i))+1/hcu)/
132      (((thout(i)-tcuin)*dthu(i))*((thout(i)-tcuin+dthu(i))/2
133      + 1e-6)**0.33333) + 1e-6)**aexp) +
134
135      sum(j,qh(j)*hucost) + sum(i,qc(i)*cucost) ;
136
137 * process streams
138 * hot
139 thin('1')=90; thout('1')=55; fh('1')=129.25; hh('1')=1;
140 thin('2')=55; thout('2')=35; fh('2')=124.44; hh('2')=1;
141 thin('3')=110; thout('3')=60; fh('3')=5.82; hh('3')=1;
142
143 * cold
144

```

```

145 tcin('1')=35; tcout('1')=110; fc('1')=5.57; hc('1')=1;
146 tcin('2')=30; tcout('2')=65; fc('2')=1.46; hc('2')=1;
147 tcin('3')=45; tcout('3')=90; fc('3')=7.66; hc('3')=1;
148
149 * costs and coefficients
150
151 hucost =800; hucoeff =670; thuin =150; thuout =150; hhu =1;
152 cucost =200; cucoeff =670; tcuin =25; tcuout =35; hcu =1;
153
154 unitc =8600; acoeff =670; aexp =.83;
155 tmapp = 10;
156
157 * bounds
158
159 dt.lo(i,j,k) = tmapp ;
160 dthu.lo(j) = tmapp ;
161 dtcu.lo(i) = tmapp ;
162 th.up(i,k) = thin(i) ;
163 th.lo(i,k) = thout(i) ;
164 tc.up(j,k) = tcout(j) ;
165 tc.lo(j,k) = tcin(j) ;
166
167 * initialization
168
169 th.l(i,k) = thin(i) ;
170 tc.l(j,k) = tcin(j) ;
171
172 dthu.l(j) = thuout - tcin(j) ;
173 dtcu.l(i) = thin(i) - tcuout ;
174
175 ech(i) = fh(i)*(thin(i) - thout(i)) ;
176 ecc(j) = fc(j)*(tcout(j) - tcin(j)) ;
177
178 gamma(i,j) = max(0,tcin(j) - thin(i), tcin(j) - thout(i),
179                 tcout(j) - thin(i), tcout(j) - thout(i)) ;
180
181 dt.l(i,j,k) = thin(i) - tcin(j) ;
182
183 q.l(i,j,k)$st(k) = min(ech(i),ecc(j)) ;
184
185 Model super/all/ ;
186
187 Option optcr = 0 ;
188 Option limrow = 0 ;
189 Option limcol = 0 ;
190 Option solprint = off ;
191 Option sysout = off ;
192
193 Solve super using minlp minimizing cost ;
194

```

```

195 * areas by chen approximation
196
197 a(i,j,k)$st(k) = q.l(i,j,k)*((1/hh(i))+1/hc(j))/
198     (2/3*sqrt(dt.l(i,j,k)*dt.l(i,j,k+1)) +
199     1/6*(1e-8 + dt.l(i,j,k) + dt.l(i,j,k+1))) ;
200
201 * areas by log mean temperature
202
203 al(i,j,k)$st(k) = (q.l(i,j,k)*((1/hh(i))+1/hc(j)))/
204     (dt.l(i,j,k)*dt.l(i,j,k+1)*
205     (dt.l(i,j,k)+dt.l(i,j,k+1))/2)**0.33333 ;
206
207 display a,al ;
208
209 * areas of heaters and coolers
210
211 ahu(j) = (qh.l(j)*((1/hc(j)) + (1/hhu)))/(((thuin-tcout(j))*dthu.l(j)*
212     ((thuin-tcout(j)+dthu.l(j))/2) + 1e-6)**0.33333 ;
213
214 acu(i) = (qc.l(i)*((1/hh(i))+1/hcu)))/(((thout(i)-tcuin)*dteu.l(i)*
215     (thout(i)-tcuin+dteu.l(i))/2 + 1e-6)**0.33333) ;
216
217 display acu, ahu ;
218
219 * utility costs
220
221 costheat = sum(j,qh.l(j)*hucost) ;
222 costcool = sum(i,qc.l(i)*cucost) ;
223
224
225 display costheat, costcool ;
226
227
228 * investment cost
229
230 invcost = cost.l - costheat - costcool ;
231
232
233 display invcost ;
234
235 * utilidades
236
237 alpha2(j) = (qh.l(j)) ;
238
239 alpha1(i) = (qc.l(i)) ;
240
241 display alpha1, alpha2 ;
242
243 DISPLAY K;

```

ANEXO G: Resultado Optimización

GAMS 24.4.6 r52609 Released Jun 26, 2015 WIN-VS8 x86 32bit/MS Windows 01/26/17 08:31:15 Page 2
General Algebraic Modeling System
Model Statistics SOLVE super Using MINLP From line 193

MODEL STATISTICS

BLOCKS OF EQUATIONS	20	SINGLE EQUATIONS	115
BLOCKS OF VARIABLES	12	SINGLE VARIABLES	109
NON ZERO ELEMENTS	445	NON LINEAR N-Z	66
DERIVATIVE POOL	20	CONSTANT POOL	31
CODE LENGTH	466	DISCRETE VARIABLES	24

GENERATION TIME = 0.032 SECONDS 4 MB 24.4.6 r52609 WIN-VS8

EXECUTION TIME = 0.047 SECONDS 4 MB 24.4.6 r52609 WIN-VS8

GAMS 24.4.6 r52609 Released Jun 26, 2015 WIN-VS8 x86 32bit/MS Windows 01/26/17 08:31:15 Page 3
General Algebraic Modeling System
Solution Report SOLVE super Using MINLP From line 193

SOLVE SUMMARY

MODEL super	OBJECTIVE cost
TYPE MINLP	DIRECTION MINIMIZE
SOLVER DICOPT	FROM LINE 193

**** SOLVER STATUS 1 Normal Completion
**** MODEL STATUS 8 Integer Solution
**** OBJECTIVE VALUE 1676691.4104

RESOURCE USAGE, LIMIT	0.577	1000.000
ITERATION COUNT, LIMIT	478	2000000000
EVALUATION ERRORS	0	0

Dicopt 24.4.6 r52609 Released Jun 26, 2015 VS8 x86 32bit/MS Windows

Aldo Vecchietti and Ignacio E. Grossmann
Engineering Design Research Center
Carnegie Mellon University
Pittsburgh, Pennsylvania 15213

CONOPT 3 24.4.6 r52609 Released Jun 26, 2015 VS8 x86 32bit/MS Windows

C O N O P T 3 version 3.16F
Copyright (C) ARKI Consulting and Development A/S
Bagsvaerdvej 246 A
DK-2880 Bagsvaerd, Denmark

The model has 109 variables and 115 constraints
with 445 Jacobian elements, 66 of which are nonlinear.
The Hessian of the Lagrangian has 66 elements on the diagonal,
72 elements below the diagonal, and 66 nonlinear variables.

** Optimal solution. Reduced gradient less than tolerance.

CONOPT time Total	0.091 seconds
of which: Function evaluations	0.001 = 1.1%
1st Derivative evaluations	0.002 = 2.2%
Directional 2nd Derivative	0.000 = 0.0%

IBM ILOG CPLEX 24.4.6 r52609 Released Jun 26, 2015 VS8 x86 32bit/MS Windows
Cplex 12.6.2.0

Unable to load names.
MIP status(101): integer optimal solution
Cplex Time: 0.34sec (det. 8.30 ticks)
Fixing integer variables, and solving final LP...
Fixed MIP status(1): optimal
Cplex Time: 0.00sec (det. 0.11 ticks)
Proven optimal solution.

MIP Solution: 1703417.773047 (243 iterations, 35 nodes)
Final Solve: 1703417.773047 (0 iterations)

Best possible: 1703417.773047
Absolute gap: 0.000000
Relative gap: 0.000000

--- DICOPT: Setting up next NLP

CONOPT 3 24.4.6 r52609 Released Jun 26, 2015 VS8 x86 32bit/MS Windows

C O N O P T 3 version 3.16F
Copyright (C) ARKI Consulting and Development A/S
Bagsvaerdvej 246 A
DK-2880 Bagsvaerd, Denmark

The model has 109 variables and 115 constraints
with 445 Jacobian elements, 66 of which are nonlinear.

The Hessian of the Lagrangian has 66 elements on the diagonal,
72 elements below the diagonal, and 66 nonlinear variables.

** Optimal solution. There are no superbasic variables.

CONOPT time Total	0.002 seconds
of which: Function evaluations	0.000 = 0.0%
1st Derivative evaluations	0.000 = 0.0%

--- GMO Resort Time 0ms

IBM ILOG CPLEX 24.4.6 r52609 Released Jun 26, 2015 VS8 x86 32bit/MS Windows
Cplex 12.6.2.0

Unable to load names.
MIP status(101): integer optimal solution
Cplex Time: 0.05sec (det. 12.38 ticks)
Fixing integer variables, and solving final LP...
Fixed MIP status(1): optimal
Cplex Time: 0.00sec (det. 0.15 ticks)
Proven optimal solution.

MIP Solution: 1706437.304961 (205 iterations, 22 nodes)
Final Solve: 1706437.304961 (6 iterations)

Best possible: 1706437.304961
Absolute gap: 0.000000
Relative gap: 0.000000

--- DICOPT: Setting up next NLP

CONOPT 3 24.4.6 r52609 Released Jun 26, 2015 VS8 x86 32bit/MS Windows

C O N O P T 3 version 3.16F
Copyright (C) ARKI Consulting and Development A/S
Bagsvaerdvej 246 A
DK-2880 Bagsvaerd, Denmark

The model has 109 variables and 115 constraints
with 445 Jacobian elements, 66 of which are nonlinear.
The Hessian of the Lagrangian has 66 elements on the diagonal,
72 elements below the diagonal, and 66 nonlinear variables.

** Optimal solution. There are no superbasic variables.

CONOPT time Total	0.001 seconds
of which: Function evaluations	0.001 =100.0%

1st Derivative evaluations 0.000 = 0.0%

--- DICOPT: Stopped on NLP worsening

The search was stopped because the objective function of the NLP subproblems started to deteriorate.

--- DICOPT: Best integer solution found: 1676691.410435

**** REPORT SUMMARY : 0 NONOPT
0 INFEASIBLE
0 UNBOUNDED
0 ERRORS

GAMS 24.4.6 r52609 Released Jun 26, 2015 WIN-VS8 x86 32bit/MS Windows 01/26/17 08:31:15 Page 4
General Algebraic Modeling System
Execution

---- 207 PARAMETER a area for exchanger for match ij in interval k (chen app
rox.)

	1	2
1.1		3.040
1.2	2.566	
1.3		23.741
3.1	52.507	

---- 207 PARAMETER al area calculated with log mean

	1	2
1.1		3.040
1.2	2.568	
1.3		23.895
3.1	52.508	

---- 217 PARAMETER acu area coolers

1 206.868, 2 345.137

---- 217 PARAMETER ahu area heaters

1 2.486, 3 2.448

---- 225 PARAMETER costheat = 108262.753 costo calentamiento
PARAMETER costcool = 1325065.688 costo enfriamiento

---- 233 PARAMETER invcost = 243362.969 investment cost

---- 241 PARAMETER Alpha1 utilidades

1 4136.528, 2 2488.800

---- 241 PARAMETER Alpha2 utilidades

1 55.700, 3 79.628

---- 243 SET k temperature locations nok + 1

1, 2, 3

EXECUTION TIME = 0.016 SECONDS 3 MB 24.4.6 r52609 WIN-VS8

USER: Ana Maria Rosso Ceron Q150527:1655AO-WIN
Universidad Industrial de Santander DC11791
License for teaching and research at degree granting institutions

**** FILE SUMMARY

Input C:\Users\Caribe\Downloads\synheat1.gms

Output C:\Users\Caribe\Documents\gamsdir\projdir\synheat1.lst

Anexo H. Equipos

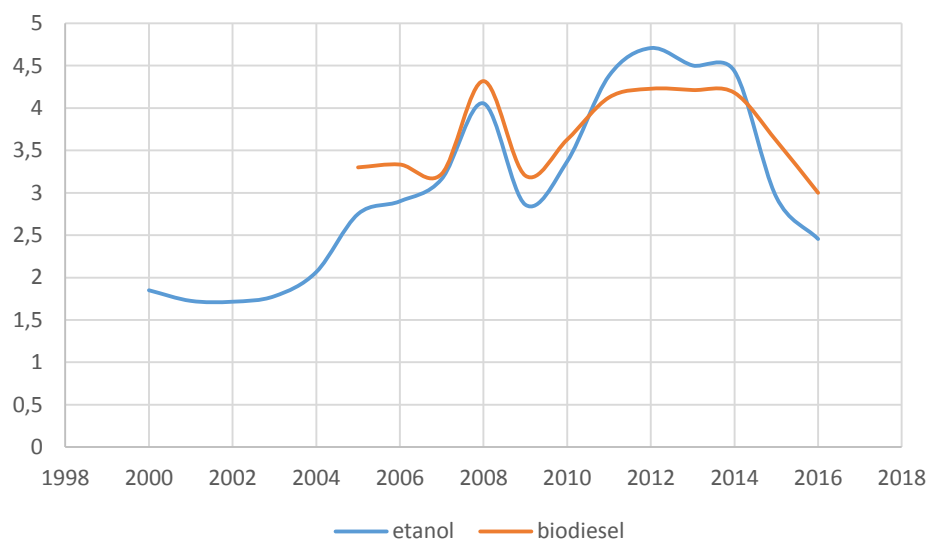
Equipo	Costo a	CAP. A	Unid.	año a	Cap. B	Total Cost	referencia
Biodigestor	1500000	8900	m3	2012	7200	1352416,7	[29]
Open Pond	3100000	4,047	ha	2011	5	3641015,2	[30]
Inyección de CO2	3006	27,4	kg/h	2001	500	77460,60	[31]
Filtro	202500	12233	kg/h	2009	29700	524518,04	[32]
Tanque de almacenamiento	418795	2839,05	m3	2009	100	15737,62	[30]
Reactor	3270800	83333	kg/h	2009	1610	67417,83	[34]
2 centrifugas**	2164500	393100	kg/h	2011	1700	8898,72	[33]
Columna de destilación,	118132	3,58	m3	2014	0,62	19773,23	[34]
2 Tanque de almacenamiento	418795	2839,05	m3	2009	100	15737,63	[30]
Tanque de almacenamiento	418795	2839,05	m3	2011	100	14023,33	[30]
Reactor de neutralización	188259	5,34	m3	2012	0,45	15110,10	[35]
Reactor de transesterificación	22420,97	1,5	m3	2011	1,35	19183,19	[35]
Torre de destilación	118132	3,58	m3	2014	4,71	150212,7	[34]
Decantador	10000	18,93	m3/h	2011	35,7	17928,40	[30]
3 tanque almacenamiento	418795	2839,05	m3	2009	1000	472128,8	[30]
Reactor SSF	400500	300	m3	2014	120	154833,12	[34]
Torre de destilación 1	118132	3,58	m3	2014	6,05	192948,43	[34]
Torre de destilación 2	118132	3,58	m3	2014	6,72	214316,28	[34]
Tamiz Molecular	2601000	22687	kg/h	2009	130	15900,78	[30]
					TOTAL	6989560,8	
					costo intercambiadores	243363	
					Total	7232923,	

Anexo I: Variación de precios de productos

Los precios de bioetanol y biodiesel varían de acuerdo a sus precios históricos, para el glicerol los pigmentos y las proteínas se estimaron a partir de la inflación la cual se considera constante de acuerdo al promedio de los últimos 15 años. La Tabla muestra la Variación de precios de productos y la gráfica los precios históricos promedio de los últimos 15 años.

precio/año	glicerol	etanol	biodiesel	pigmentos	proteínas
2016	1,40	0,85	0,90	100,00	40,00
2017	1,43	0,86	0,92	102,16	40,86
2018	1,46	0,87	0,94	104,36	41,75
2019	1,49	0,89	0,96	106,62	42,65
2020	1,52	0,90	0,98	108,92	43,57
2021	1,56	0,91	1,00	111,27	44,51
2022	1,59	0,92	1,02	113,67	45,47
2023	1,63	0,93	1,05	116,13	46,45
2024	1,66	0,95	1,07	118,64	47,45
2025	1,70	0,96	1,09	121,20	48,48
2026	1,73	0,97	1,11	123,81	49,53

Precio anual etanol y biodiesel



Anexo J: Costos de producción

Costo insumos:

Insumo	Costo
H ₂ SO ₄	131580
hexano	8000
metanol	91534.96
KOH	500
NaOH	90000

Costo Mano de obra:

operación	4.5
Nnp	17
NOL	3.19374388
operarios	14.3718475
costo operation labor	60000
año	900000

Costo tratamiento residuos

Solo se consideraron residuos líquidos

cantidad	30 m3/h	258000 m3/año
----------	---------	---------------

residuos	tratamiento	Costo/1000m3	Costo total
Tratamiento de residuos líquidos	1 (filtracion)	41	10578
	2 (1 +lodos activos)	43	11094
	3 (2+ proc. quimico)	56	14448
Residuos sólidos/ton	no hazard	36	
costos tratamiento residuos			14448

Anexo K. Calculo VPN

año	inversión	ingresos	costos	utilidades sin	depreciación	depreciación	Valor libros	Valor inv.	Valor libro
1	43567729,6	33073228,2	12511646,7	20561581,4	2831902,4	2831902,4	34200667,8	6535159,4	40735827,2
2	0	33793315,1	13137229,1	20656086,0	2831902,4	5663804,9	31368765,3	6861917,4	38230682,7
3	0	34515761,9	13794090,5	20721671,3	2831902,4	8495707,3	28536862,9	7205013,3	35741876,2
4	0	35253541,3	14483795,1	20769746,2	2831902,4	11327609,7	25704960,5	7565264,0	33270224,4
5	0	36006984,3	15207984,8	20798999,5	2831902,4	14159512,1	22873058,1	7943527,1	30816585,2
6	0	36776429,2	15968384	20808045,1	2831902,4	16991414,6	20041155,6	8340703,5	28381859,1
7	0	37562221,4	16766803,3	20795418,2	1699141,5	18690556,0	18342014,2	8757738,7	27099752,9
8	0	38364713,9	17605143,4	20759570,5		18690556,0	18342014,2	9195625,6	27537639,8
9	0	39184267,3	18485400,6	20698866,7		18690556,0	18342014,2	9655406,9	27997421,1
10	0	40021249,8	19409670,6	20611579,2		18690556,0	18342014,2	10138177,2	28480191,4

año	impuesto	Utilidades	impuesto a	utilidades	salvamento	Valor	Valor presente	VPN
1	1955319,7	17729679	2659451,9	13114907,5	40735827,2	13114907,5	40735827,2	-30452822,2
2	1835072,8	17824183,6	2673627,5	13315483,3	38230682,7	10652386,6	30584546,2	-19800435,5
3	1715610,1	17889768,9	2683465,3	13490693,5	35741876,2	8634043,9	22874800,8	-11166391,7
4	1596970,8	17937843,8	2690676,6	13650196,4	33270224,4	6988900,6	17034354,9	-4177491,1
5	1479196,1	17967097,1	2695064,6	13792836,4	30816585,2	5649545,8	12622473,3	1472054,7
6	1362329,2	17976142,7	2696421,4	13917392,1	28381859,1	4560451,0	9300167,6	6032505,7
7	1300788,1	19096276,7	2864441,5	14931047,1	27099752,9	3914084,4	7104037,6	9946590,1
8	1321806,7	20759570,5	3113935,6	16323828,2	27537639,8	3423354,9	5775061,6	13369945,0
9	1343876,2	20698866,7	3104830,0	16250160,5	27997421,1	2726324,5	4697187,8	16096269,5
10	1367049,2	20611579,2	3091736,9	16152793,1	28480191,4	2167991,2	3822546,6	18264260,7