

DISEÑO CONCEPTUAL DE DOS ESQUEMAS DE PRODUCCIÓN DE ETANOL
COMBUSTIBLE DE SEGUNDA GENERACIÓN A PARTIR DE BAGAZO DE CAÑA
DE AZÚCAR

SERGIO FABIÁN RONDÓN PÉREZ

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

2009

DISEÑO CONCEPTUAL DE DOS ESQUEMAS DE PRODUCCIÓN DE ETANOL
COMBUSTIBLE DE SEGUNDA GENERACIÓN A PARTIR DE BAGAZO DE CAÑA
DE AZÚCAR

SERGIO FABIÁN RONDÓN PÉREZ

Trabajo de grado para optar al título de
Ingeniero Químico

Director

VIATCHESLAV KAFAROV

Ingeniero Químico Ph.D

Codirector

VIVIANA QUINTERO DALLOS

Ingeniera Química

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

2009

A la memoria de mi padre
Jerónimo Rondón Gómez

AGRADECIMIENTOS

En primer lugar, a Dios, por concederme la gracia de alcanzar este logro tan importante para mí y para mi familia.

A mi madre María Elena y a mi padre Jerónimo por la entrega y los sacrificios que hicieron, a mis hermanas, a mis tíos y tías, a mis abuelas María Helena y Zoraida y en general a todos mis familiares por el apoyo, por la compañía, por ser la base y la motivación de este trabajo.

A mis amigos de Los Rosales: Fabián, John, Joaquín, Aura, Angélica María y María Angélica, los más antiguos y queridos. A mis amigos del Colegio Salesiano: Luis Miguel, Miguel, Hernán, Ricardo, Edwin y Rafael; los incondicionales. A mis amigos y amigas de Los Piscos F.C.: Sergio V, Faver, Julio, José, Mario, Gina, Diana, Libia, Erika y Pilar; los que nunca me dejaron aburrir. A Paolo y a Andrea, fundamentales personas en mi vida; y a los amigos del equipo de rugby de Ingeniería Química, los campeones. Todos han compartido conmigo un poco de su ser; su apoyo, compañía, y las palabras de aliento cuando no veía la luz, fueron claves para seguir adelante.

Al profesor Viatcheslav Kafarov y a COLCIENCIAS por el proyecto de grado. Muy especialmente a la profesora Viviana Quintero, por su infinita paciencia, por su aporte y por la orientación en la consecución de esta meta.

A los que no he nombrado pero que saben que me han aportado grandes cosas. A ellos y a los que arriba mencioné: gracias, infinitas gracias.

TABLA DE CONTENIDO

	Pág.
1. INTRODUCCIÓN	1
2. GENERALIDADES	3
2.1 BIOMASA LIGNOCELULÓSICA	3
2.1.1 Bagazo de caña de azúcar	4
2.2 PROCESAMIENTO DE RESIDUOS LIGNOCELULÓSICOS	5
2.2.1 Pretratamiento	6
2.2.2 Hidrólisis	6
2.2.3 Fermentación	7
2.2.4 Purificación del producto	7
2.2.5 Integración de procesos	8
3. RUTAS TECNOLÓGICAS PARA LA PRODUCCIÓN DE ETANOL A PARTIR DE BAGAZO	9
3.1 SELECCIÓN DE LAS TECNOLOGÍAS	10
3.1.1 Selección del pretratamiento	10
3.1.2 Selección de la hidrólisis	10
3.1.3 Selección de la estrategia de integración de procesos	10
3.1.4 Selección del método de deshidratación	11
3.2 DESCRIPCIÓN DE LAS RUTAS TECNOLÓGICAS	11
3.2.1 Ruta 1	11
3.2.2 Ruta 2	12
3.3 SIMULACIÓN EN ASPEN HYSYS 2006	13
3.4 ANÁLISIS ECONÓMICO	14
3.4.1 Determinación de la Inversión Total de Capital	14
3.4.2 Cálculo del Costo Total de Producto	15
3.4.3 Análisis de rentabilidad	16

4. RESULTADOS Y ANÁLISIS	17
5. CONCLUSIONES	20
6. BIBLIOGRAFÍA	21
ANEXOS	23

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Esquema de un proceso de obtención de etanol lignocelulósico.	5
Figura 2. Diagrama de las etapas metodológicas	9
Figura 3. Esquema de la Ruta 1	12
Figura 4. Esquema de la Ruta 2	12

LISTA DE TABLAS

	Pág
Tabla 1. Composición del bagazo de caña de azúcar	5
Tabla 2. Tecnologías disponibles para hidrólisis	7
Tabla 3. Tecnologías disponibles para deshidratación	18
Tabla 4. Estrategias de integración de procesos	18
Tabla 5. Parámetros de la simulación	13
Tabla 6. Ecuaciones de escalamiento y valor presente	14
Tabla 7. Factores de costo para Inversión total de capital	15
Tabla 8. Cálculo del Costo total de producto.	16
Tabla 9. Resumen de resultados para la Ruta 1	18
Tabla 10. Resumen de resultados para la Ruta 2	19

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
Anexo 1. Tecnologías disponibles para pretratamiento	24
Anexo 2. Esquema de integración de procesos	28
Anexo 3. Descripción de la Ruta 1	29
Anexo 4. Descripción de la Ruta 2	32
Anexo 5. Inflación de Estados Unidos entre 1.990 y 2.008	34
Anexo 6. Costos de producción de etanol	35
Anexo 7. Resultados de la simulación	36
Anexo 8. Diseño de equipos y estimación de costos	40
Anexo 9. Detalles del análisis económico	49
Anexo 10. Flujo de efectivo y cálculo de la TIR	54

RESUMEN

TÍTULO	DISEÑO CONCEPTUAL DE DOS ESQUEMAS DE PRODUCCIÓN DE ETANOL COMBUSTIBLE DE SEGUNDA GENERACIÓN A PARTIR DE BAGAZO DE CAÑA DE AZÚCAR*
AUTOR	SERGIO FABIÁN RONDÓN PÉREZ**
PALABRAS CLAVES	Etanol lignocelulósico, bagazo, ácido diluido, explosión de vapor, proceso

CONTENIDO

El objetivo principal de este trabajo fue la comparación de dos procesos industriales de obtención de etanol combustible a partir de bagazo de caña de azúcar. En primer lugar, se hizo una revisión bibliográfica de las etapas involucradas en la producción de etanol a partir de material lignocelulósico, que arrojó como resultado un proceso de cuatro etapas: pretratamiento, hidrólisis, fermentación y purificación del producto. En segundo lugar se revisaron las tecnologías disponibles en cada una de las etapas mencionadas anteriormente y previa selección, se elaboraron las rutas tecnológicas. Ruta 1: Pretratamiento con explosión de vapor, hidrólisis enzimática, fermentación con *S. Cerevisiae* y tamices moleculares; Ruta 2: pretratamiento con ácido diluido, hidrólisis enzimática, fermentación con *S. Cerevisiae* y tamices moleculares.

Las rutas fueron simuladas utilizando el software ASPEN HYSYS 2006® (Aspen Technologies Inc.). De los resultados operacionales de la simulación se hizo un análisis económico determinando la Inversión Total de capital, Los costos totales de producto y la TIR con el fin de establecer la ruta más promisoría. La ruta 2 fue la seleccionada con un rendimiento operacional del 74,8% sobre el máximo de celulosa y hemicelulosa presente en el bagazo, una producción de 0,382 m³ etanol/ton bagazo seco y un TIR de 32,22%

* Trabajo de Grado

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Director: D. Sc. Viatcheslav Kafarov. Codirector: Viviana Quintero Dallos.

ABSTRACT

TÍTULO CONCEPTUAL DESIGN OF TWO PROCESS FOR PRODUCTION OF SECOND GENERATION FUEL ETHANOL FROM SUGAR CANE BAGASSE*

AUTHOR SERGIO FABIÁN RONDÓN PÉREZ**

KEYWORDS Lignocellulosic ethanol, sugar cane bagasse, steam explosion, dilute acid pretreatment, proces

CONTENT

The main objective of this work was the comparison of two industrial process for production of fuel ethanol from sugar cane bagasse. At first place, a checking for steps involved in production of ethanol from lignocellulosics was done, next, the actual technologies in each step were studied and a selection was performed. In a third place, the technological routes were made up. Route 1: Steam explosion pretreatment, enzymatic hydrolysis, fermentation using *S. Cerevisiae* and dehydration with molecular sieves; Route 2: Dilute acid pretreatment, enzymatic hydrolysis, fermentation using *S. Cerevisiae* and dehydration with molecular sieves.

The process were simulated using ASPEN HYSYS 2006® (Aspen Technologies Inc.). From simulations results, an economic analysis was performed and Total Capital Investment, Total Product Cost were calculated for both routes. Profitability was analyzed through IRR calculations. The Route 2 was the selected: 74,8% operational yield based in maximum content of cellulose and hemicellulose in bagasse, 0,382 m³ ethanol/ ton dry bagasse and 32,22% for IRR.

* Degree Project

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Director: D. Sc. Viatcheslav Kafarov. Codirector: Viviana Quintero Dallos.

1. INTRODUCCION

Los biocombustibles de segunda generación surgen como una solución potencial a las diversas crisis energéticas que se han producido en los últimos años. El uso intensivo y prolongado de combustibles fósiles ha tenido consecuencias importantes: por una parte, las reservas de los mismos se agotan rápidamente, con el inherente aumento de precios, y segundo, el fuerte impacto en el calentamiento global ocasionado por los gases de invernadero emitidos en los procesos de combustión. Una alternativa precedente la ofrecen los combustibles de primera generación. Sin embargo, éstos han generado nuevos problemas en la medida en que han encarecido las materias primas, las cuales también hacen parte de la dieta alimenticia del hombre.

Las primeras investigaciones sobre éstos señalan que efectivamente disminuyen las emisiones de gases de invernadero, cuando se utilizan en mezclas con combustibles fósiles, solucionando en parte, el problema de contaminación. Por otro lado, la materia prima de los biocombustibles de segunda generación está constituida por biomasa lignocelulósica no comestible como los desechos agroindustriales y de papel, con un costo muy bajo y de una gran disponibilidad, lo cual tiene como resultado una incidencia mínima en los precios de los alimentos y unas reservas importantes.

En Colombia, el bagazo ofrece la mayor disponibilidad de biomasa lignocelulósica en lo que respecta a residuos agroindustriales. El bagazo es el residuo fibroso obtenido en la molienda de la caña de azúcar y actualmente se utiliza en la cogeneración de energía y producción de papel y últimamente ha sido objeto de investigación en varios países productores de caña de azúcar, con el fin de evaluar su potencial de conversión en etanol.

Este proceso involucra 4 etapas con múltiples alternativas de funcionamiento: pretratamiento, hidrólisis, fermentación y separación. En el presente trabajo, se hizo una selección, con base en la revisión bibliográfica, de las mejores opciones y se elaboraron dos rutas tecnológicas utilizando bagazo de caña de azúcar como materia prima. Éstas fueron simuladas utilizando el software ASPEN HYSYS ® Versión 2006.5 (Aspen Technology Inc.).

Con base en los resultados de las simulaciones, se realizaron los respectivos análisis económicos. Éstos demuestran, en primer lugar, que el proceso de producción de etanol combustible a partir de bagazo de caña es rentable, y segundo, que la ruta compuesta por pretratamiento con ácido diluido, SSF, destilación simple con adsorción con tamices moleculares, presenta los mayores índices de rentabilidad.

2. GENERALIDADES

Actualmente, el bioetanol constituye la alternativa energética más promisoría, su producción mundial para el año 2007 fue de 55.700 millones de litros, los mayores productores son Brasil con 20.000 millones a partir de caña de azúcar y EE. UU, con 26.000 millones a partir de almidón de maíz [1]. Sin embargo el uso de estas materias primas ha causado un impacto negativo en los precios de los alimentos, lo que restringe la industria de éste biocombustible. En este sentido, nuevas tecnologías de producción han sido desarrolladas con el objetivo de de obtener etanol a partir de biomasa lignocelulósica aprovechando su alto contenido de celulosa y hemicelulosa y a nivel mundial, los retos tecnológicos centran la producción de bioetanol de segunda generación a partir de biomasa lignocelulósica, de manera que se obtengan los beneficios ambientales sin afectar la oferta alimentaría. Alemania, España, Japón, China y Brasil entre otros, están desarrollando procesos de producción de biocombustibles de Segunda generación. EEUU está poniendo en marcha las primeras 4 plantas de etanol lignocelulósico a escala industrial, aún con subsidio del estado.

2.1 Biomasa Lignocelulósica

Los materiales lignocelulósicos, incluyendo los productos de origen agrícola y forestal, están constituidos por tres polímeros estructurales (celulosa, hemicelulosa y lignina) y una serie de compuestos de bajo peso molecular solubles en agua o solventes orgánicos. También presentan pequeños contenidos en proteína y sales minerales. La proporción de estos componentes varia con la especie, entre arboles de la misma especie y en diferentes partes del propio árbol. Se han realizado una gran cantidad de estudios enfocados a la caracterización e identificación fisicoquímica del material lignocelulósico procedente de diferentes materias primas y a la aplicación de sus componentes [2]

En Colombia, diversas regiones poseen plantaciones tales como caña de azúcar, palma africana, plátano, papa entre otros; los cuales pueden ser cultivados durante todo el año, permitiendo obtener fuentes de biomasa primaria y a su vez un gran número de residuos agrícolas que pueden ser utilizados en la producción de biocombustibles de segunda generación. En este sentido el Valle geográfico del Rio Cauca, con los cultivos de la caña ofrecen una productividad superior a 200 ton/ha. De esta forma es posible obtener entre 15 y 40 ton/ha de residuos secos, dependiendo de la variedad de caña y 36 ton/ha de bagazo aproximadamente [3], lo que constituye una alternativa promisorio para la obtención de etanol de segunda generación.

2.1.1 Bagazo de caña de azúcar.

El bagazo de caña de azúcar es definido por la Sociedad Internacional de Técnicos de Caña de Azúcar como el residuo lignocelulósico fibroso obtenido en el molino después de la extracción del jugo de los tallos de la caña de azúcar, y está constituido por una serie de partículas de diferentes tamaños, correspondientes en su mayoría a la pared celular de la caña.[4]

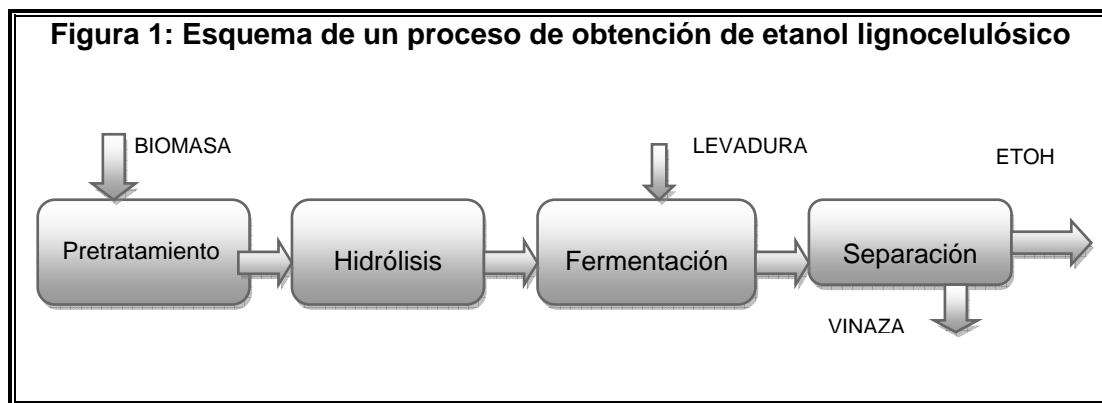
Físicamente es un manejo de hebras fibrosas de la corteza, mezcladas con haces de fibras y polvillo de médula que constituyen aproximadamente el 15% del peso de la caña de azúcar [5]. El bagazo de caña de azúcar está constituido en su mayoría de celulosa, hemicelulosa y lignina [Tabla 1]. Las dos primeras son polisacáridos de larga y corta cadena respectivamente y se pueden descomponer en sus azúcares. La lignina es un material cementante que brinda rigidez a la biomasa, pero no se puede producir alcohol a partir de esta e inhibe también la acción de las enzimas en la hidrólisis, razones por las que se retira del proceso.

Tabla 1. Composición de bagazo de caña [5]

Análisis Físico		Análisis Final	
Humedad	50%	Carbono	23%
Fibra	48%	Hidrogeno	3%
Sólidos Solubles	2%	Oxigeno	23%
Total	100	Ceniza	2%
Análisis Químico		Humedad	49%
Celulosa	45%	Total	100
Hemicelulosa	26%	Análisis Físico Fibroso	
Lignina	21%	Fibras verdaderas	55%
Ceniza	3%	Pared Celular	20%
Otras sustancias Orgánicas	5%	Medula	20%T
Total	100	Otros no fibroso	5%
		Total	100

2.2 Procesamiento de Residuos Lignocelulósicos para la Producción de Etanol Combustible

Una configuración simplificada de los procesos para la producción de etanol a partir de material lignocelulósico puede verse en la figura 1, las principales etapas son: el pretratamiento de la biomasa, la hidrólisis de celulosa, la fermentación de azúcares y la separación del producto [6].

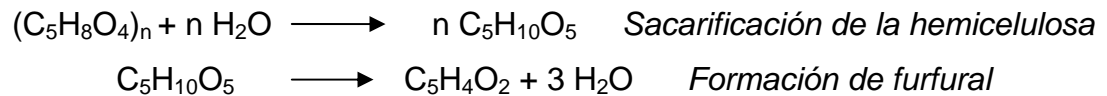


Para cada paso existen varias tecnologías y configuraciones basadas en la integración de procesos. La combinación de los métodos utilizados en las cuatro etapas constituye una ruta tecnológica

2.2.1 Pretratamiento

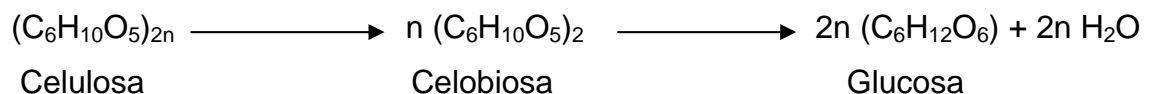
El pretratamiento tiene como objetivo desintegrar la matriz lignina-carbohidratos de tal manera que la celulosa reduzca su grado de cristalinidad, y sea más accesible al posterior tratamiento físico o químico. El pretratamiento permite que los rendimientos de la hidrólisis de celulosa aumenten de menos del 20% de los rendimientos teóricos a valores mayores al 90% [7]. Cada tipo de biomasa requiere un pretratamiento particular para minimizar la degradación del sustrato, y así incrementar el rendimiento de azúcar [8]. Los principales métodos empleados en el pretratamiento se muestran en el Anexo 1.

Si la temperatura del pretratamiento es mayor de 160°C se produce la solubilización de la lignina junto con la degradación de la hemicelulosa según las reacciones:



2.2.2 Hidrólisis.

El material pretratado se somete al proceso de hidrólisis. En esta etapa la celulosa se hidroliza y se transforma en azúcares fermentables:



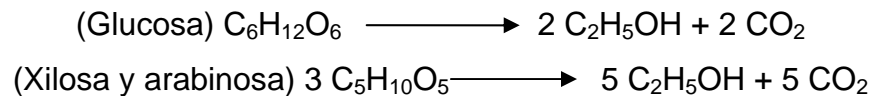
El rendimiento teórico de la reacción es de 1,1g glucosa/g celulosa. Las alternativas en el proceso de hidrólisis se muestran en la tabla 2

Tabla 2. Tecnologías para hidrólisis [9]

Tecnología	Catalizador	T (°C)	Tiempo	Rendimiento
Ácido Diluido	< 1% H ₂ SO ₄	215	3 min	50-70%
Ácido concentrado	30-70% H ₂ SO ₄	70	2-6 h	90%
Enzimática	Celulasa	40	1,5 días	75-95%

2.2.3 Fermentación

La fermentación es un proceso biológico en plena ausencia de oxígeno originado por la actividad de algunos microorganismos que procesan los hidratos de carbono (por regla general azúcares y almidones) para obtener como productos finales: un alcohol en forma de etanol, dióxido de carbono (CO₂) en forma de gas y unas moléculas de ATP que consumen los propios microorganismos en su metabolismo celular energético anaeróbico. Las reacciones químicas del proceso son:



Los métodos para fermentación de glucosa son conocidos hace más de 6.000 años, pero las investigaciones sobre fermentación de pentosas sólo dieron resultado hasta 1.985 cuando un tipo de levadura nativa pudo convertir xilosa a etanol.[9]

2.2.3 Purificación del producto

La corriente del producto de la fermentación es una mezcla de etanol, agua y los azúcares no fermentados, que tiene una concentración muy baja de etanol (<10%) Para concentrar el etanol, el método más utilizado es la destilación, que purifica el etanol hasta un poco por debajo de la concentración azeotrópica (95%). Para deshidratar el alcohol son necesarias técnicas diferentes a la destilación simple, las cuales se muestran en la Tabla 3.

Tabla 3. Tecnologías para deshidratación de etanol [10]

TECNOLOGÍA	CONSUMO ENERGÉTICO (kcal/kg etOH)
Destilación a vacío	3.682,7
Destilación azeotrópica	2.958,6
Destilación extractiva	2.555,3
Adsorción por tamices moleculares	2.325,5

2.2.4 Integración de Procesos

Cuando se selecciona la hidrólisis enzimática, puede aplicarse el concepto de integración de procesos, es decir, la combinación de varias etapas en una sola unidad. En este aspecto se han desarrollado múltiples estrategias que han mejorado el desempeño de procesos. Como se puede ver el Anexo 2, la Integración puede llevarse a diferentes niveles [11]. Las características de cada una de estas estrategias se muestran en la Tabla 4.

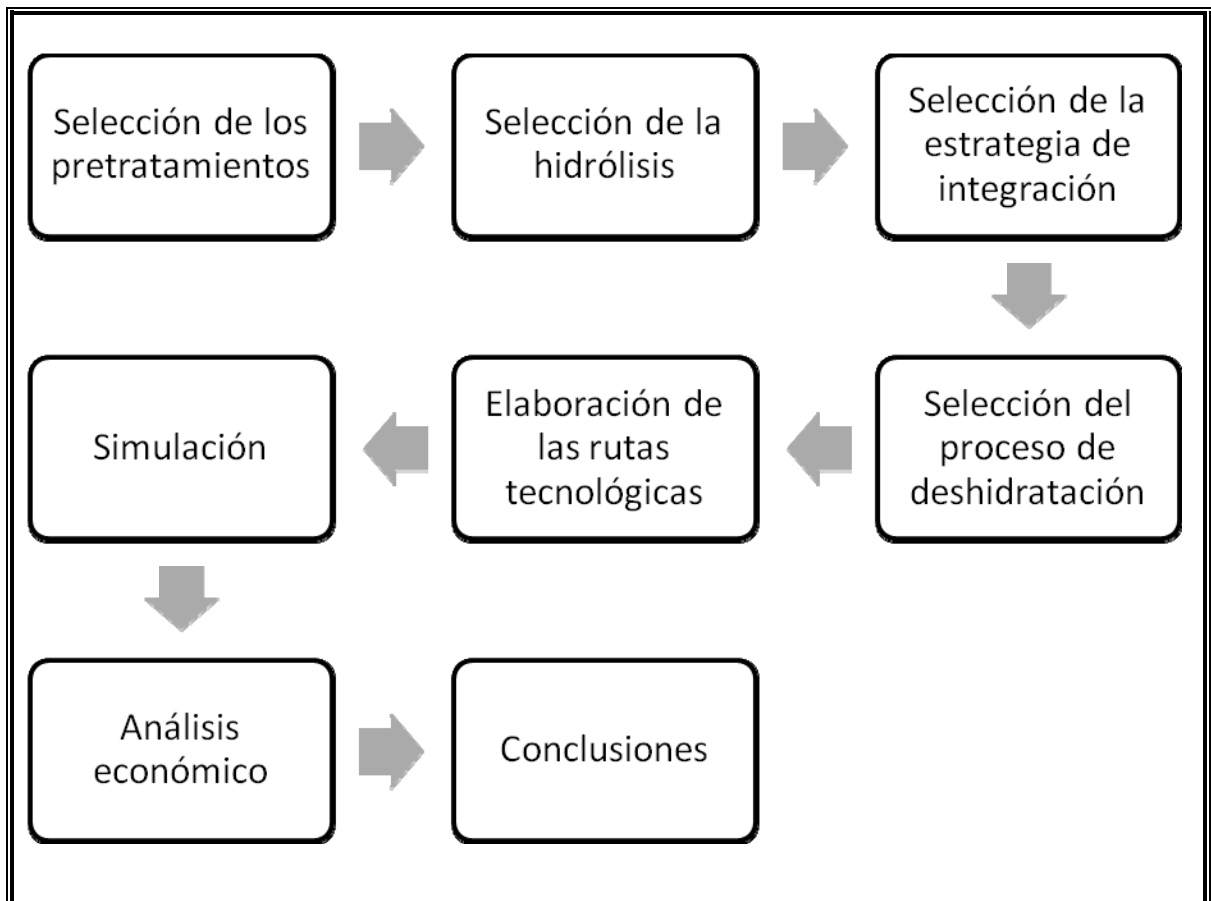
Tabla 4. Características de las estrategias de Integración de procesos [9]

	Microorganismo	Conversión		
		Celulosa a Glucosa	Glucosa a Etanol	Xilosa a Etanol
SHF	<i>S. cerevisiae</i>	75%	100%	85-90%
SSF	<i>S. cerevisiae</i>	80%-90%	92,5%	80-92%
SSCF	Celulasa <i>Z. mobilis</i>	88%	92%	85%
CBP	Desconocido	90%		92-95%

3. RUTAS TECNOLÓGICAS PARA LA PRODUCCIÓN DE ETANOL A PARTIR DE BAGAZO

De acuerdo a la revisión bibliográfica realizada, se pudo identificar las principales etapas para la obtención de etanol combustible a partir de material lignocelulósico y se realizó la selección de las mejores tecnologías para cada una de ellas, teniendo en cuenta la madurez tecnológica, criterios ambientales y económicos. A continuación se presenta la metodología que se utilizó para la construcción y evaluación de las rutas tecnológicas, así como también una descripción de cada una de ellas

Figura 2 Diagrama de las etapas metodológicas.



3.1 SELECCIÓN DE LAS TECNOLOGÍAS

Para cada etapa del proceso se hizo la selección de la tecnología con base al tipo de información descrita en el capítulo anterior.

3.1.1 Selección del pretratamiento: Los pretratamientos fueron escogidos de acuerdo a los siguientes criterios:

- a) Grado de deslignificación y solubilización de la hemicelulosa.
- b) Rendimiento de azúcares de cinco carbonos y facilidad para recuperarlos.
- c) Rendimiento en la posterior hidrólisis enzimática

El Anexo 1 indica que se obtienen los mejores resultados para los pretratamientos con Explosión de Vapor y Ácido Diluido. El pretratamiento con Ácido diluido consiste en someter las astillas de bagazo a un ataque con ácido sulfúrico al 1,5%, durante diez minutos a 160 °C, temperatura que se alcanza por inyección de vapor a 1300 kPa. En la Explosión de vapor las astillas de bagazo son tratadas con vapor saturado a 220°C durante dos minutos y luego se realiza una descompresión súbita hasta la presión atmosférica [12]. Los azúcares producidos por la degradación de la hemicelulosa se recuperan en ambos casos en la corriente líquida después de precipitar la lignina.

3.1.2 Selección de la hidrólisis: Según la Tabla 2 la hidrólisis enzimática opera a más baja temperatura y no presenta el problema de corrosión que es evidente en los procesos de hidrólisis acida.

3.1.3 Selección de la estrategia de Integración de procesos: Se escogió la SSF, por los altos grados de conversión que muestra la Tabla 4. En la SSF (Simultaneous Saccharification and Fermentation) la conversión de la celulosa a glucosa y luego a etanol, se realiza en una sola unidad. En la SSF la hidrólisis

enzimática es llevada a cabo por el complejo de enzimas producido por el hongo *T. reesei*, La fermentación se realiza por *S. cerevisiae*. La SSF opera a 32°C con un tiempo de residencia de tres días, por lo que se utiliza una serie de reactores en cascada. La fermentación de los azúcares de cinco carbonos se realiza en otro tanque durante 1,5 días. En los procesos de fermentación se produce una gran cantidad de CO₂ la cual se conduce a una torre de absorción con agua para recuperar el etanol que es arrastrado con esta corriente. Esta columna es llamada generalmente la *torre de lavado de CO₂*

3.1.4 Selección del proceso de deshidratación: Un criterio importante en esta selección, es el ambiental, puesto que ciertas tecnologías involucran el uso de sustancias tóxicas como el benceno, el ciclohexano y el etilenglicol, que permanecen en las corrientes de residuo y como trazas en el producto. De la mano de este criterio, y la información de la Tabla 3, se seleccionó la adsorción por tamices moleculares. En esta tecnología se utilizan dos lechos gemelos por los cuales se hace pasar el vapor de alcohol hidratado a 115°C. El tamaño del poro es muy pequeño para las moléculas de etanol, pero no para las de agua, por lo que quedan retenidas. [10]

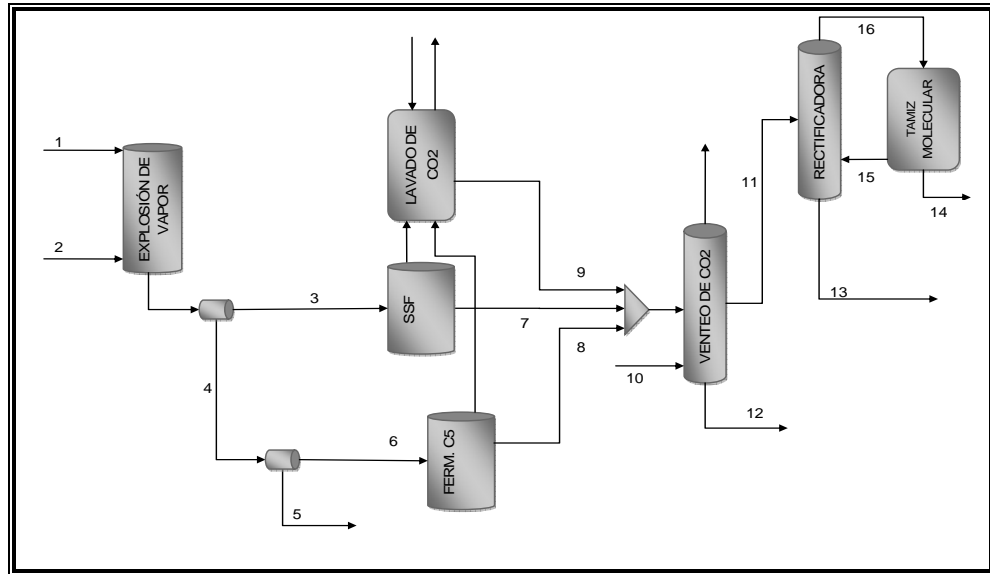
3.2 DESCRIPCIÓN DE LAS RUTAS TECNOLÓGICAS

De acuerdo a la revisión bibliográfica y teniendo en cuenta los parámetros mencionados, se seleccionaron dos rutas tecnológicas para la producción de etanol combustible a partir de bagazo de caña de azúcar

3.2.1 Ruta 1.

La Ruta 1 está compuesta por pretratamiento con Explosión de Vapor, SSF, Destilación Simple y Deshidratación utilizando Tamices Moleculares. El diagrama de flujo de la ruta seleccionada se representa mediante la figura 3 y en el Anexo 3 se realiza la descripción del proceso.

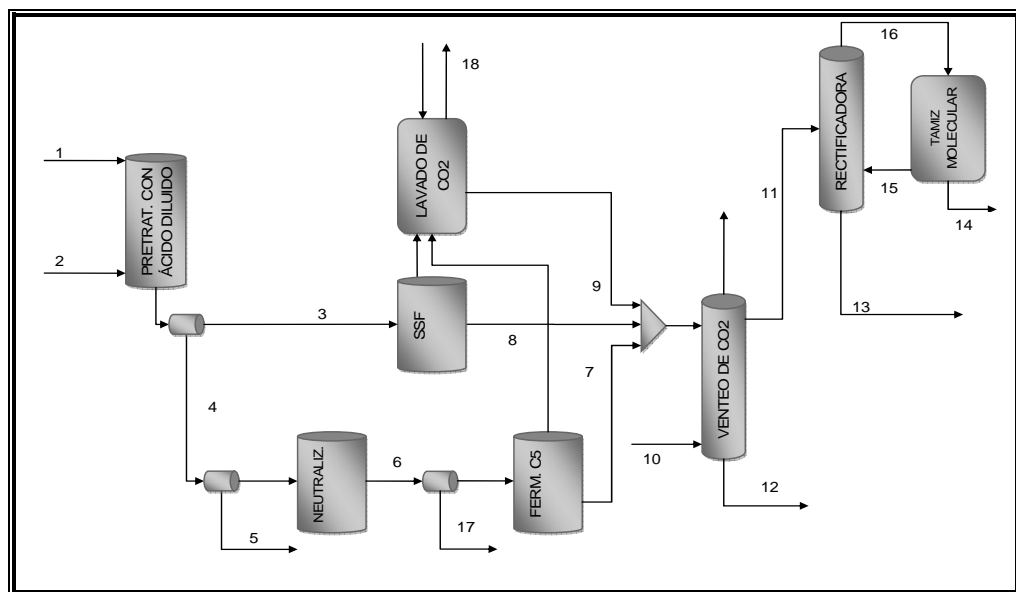
Figura 3: Esquema general de la ruta #1



3.2.2 Ruta 2

La Ruta 2 está compuesta por pretratamiento con ácido diluido, SSF, Destilación Simple, Deshidratación utilizando Tamices Moleculares. En la figura 4 se muestra el diagrama de flujo de la ruta y en el Anexo 4 se describe el proceso.

Figura 8: Esquema general de la ruta #2



3.3 SIMULACIÓN EN ASPEN HYSYS 2006®

Para la evaluación del potencial de producción de alcohol lignocelulósico, mediante las rutas seleccionadas, se realizó la respectiva simulación en estado estacionario utilizando el software ASPEN HYSYS ® Versión 2006.5 (Aspen Technology Inc.) en la que se cuantificaron las variables operacionales y energéticas del proceso. La Tabla 5, muestra los parámetros utilizados en la simulación.

Tabla 5. Parámetros de la simulación

BASIS ENVIRONMENT			
Componentes	Water	Furfural	Glucosa*
	CO ₂	Celulosa*	Xilosa*
	Ethanol	Hemicelulosa*	Ca(OH) ₂ *
	H ₂ SO ₄	Lignina*	CaSO ₄ · 2 H ₂ O*
	*Componentes hipotéticos, información de [14]		
Paquetes de fluidos	<ul style="list-style-type: none"> · Fase gaseosa: Virial. · Fase líquida: NRTL. 		
Reacciones		Conv. Ruta 1	Conv. Ruta 2
	Celulosa* + Water → Glucosa*	90%	85%
	Hemicelulosa* + Water → Xilosa*	60%	90%
	Hemicelulosa* → Furfural + 2 H ₂ O	5%	5%
	Glucosa* → 2 Ethanol + 2 CO ₂	92%	92%
	3 Xilosa* → 5 Ethanol + 5 CO ₂	85%	85%
	Ca(OH) ₂ * + H ₂ SO ₄ → CaSO ₄ · 2 H ₂ O*	0%	100%
PROCESS FLOW DIAGRAM			
Modo	Steady State		
Columnas de destilación	Aproximación: Short Cut Distillation Solver: Modified HYSYM Inside Out		
Intercambiad. calor	Heat Exchanger: Exchanger Design (End Point)		
Reactores	Conversión Reactor		

3.4 ANÁLISIS ECONÓMICO

El análisis económico fue realizado, para las dos rutas seleccionadas teniendo en cuenta el procedimiento descrito en el libro de M. Peters y K. Timmerhaus [13]. En primer lugar se efectuó el cálculo de la Inversión Total de capital I_{TC} , luego se cuantificaron los Costos Totales de Producto C_{TP} , y por último se realizó un análisis de rentabilidad mediante el cálculo de índices de rentabilidad.

3.4.1 Cálculo de la Inversión total de capital

El cálculo de la Inversión total de capital, se realizó mediante el método de factores de costo, en el cual los rubros que conforman la inversión se calculan como un porcentaje del costo total del equipo utilizado en la planta.

El costo total es la suma de los costos individuales de los equipos, en el estado en que se compran al vendedor. Para determinar el valor de un determinado equipo, se parte de un costo de referencia, el cual está establecido para una capacidad en un año determinado. Este costo se escala a la capacidad requerida y se transforma al valor actual. En la Tabla 6, se presentan las ecuaciones empleadas en el escalamiento y el valor presente. Los factores utilizados en el cálculo de la Inversión total de capital se listan en la tabla 7.

Tabla 6. Ecuación de escalamiento y ecuación de valor presente

<p>Ecuación de escalamiento</p> $C_{EE} = C_{BE} \left(\frac{Q_R}{Q_B} \right)^m$	<ul style="list-style-type: none"> ▪ C_{EE} = Costo escalado del equipo ▪ C_{BE} = Costo base del equipo ▪ Q_R = Capacidad requerida ▪ Q_B = Capacidad base. ▪ m = Exponente de escalamiento, varía según el equipo.
<p>Ecuación de valor presente</p> $C_A = C_{EE} \times (1 + 0,0281)^{(2008-AB)}$	<ul style="list-style-type: none"> ▪ C_A = Costo actual del equipo ▪ AB = Año base <p>La inflación promedio de U.S.A. fue de 2.81% en el período 1991-2008 [Anexo 5]</p>

Tabla 7 . Factores de costo para Inversión total de capital

RUBRO	DESCRIPCIÓN	FACTOR
Costos directos		
Equipo comprado	Total equipo comprado	C_P
Instalación equipo comprado	Gastos relacionados con la instalación del equipo como labor, plataformas, soportes, aislamiento y pintura	$0,27 C_P$
Instrumentación y control	Instrumentos, trabajo y gastos auxiliares	$0,18 C_P$
Tubería, instalada	Tubos, accesorios y trabajo de instalación	$0,31 C_P$
Instalaciones eléctricas	Costo del trabajo y materiales para conexiones eléctricas y transformación.	$0,25 C_P$
Edificios y servicios	Trabajo y materiales implicados en la construcción de las edificaciones, incluye plomería, iluminación, ventilación	$0,29 C_P$
Mejoras de tierra	Mejoras al terreno para construcción y vías	$0,05 C_P$
Unidades para servicios	Caldera, planta eléctrica, PTAR, sistema de protección contra incendios y auxiliares	$0,30 C_P$
Terreno	Costo del predio donde se ubica la planta	$0,03 C_P$
Costos indirectos		
Ingeniería y supervisión	Costo de ingeniería, diseño y supervisión más el trabajo de oficina involucrado.	$0,32 C_P$
Construcción	Alquiler equipo de construcción , labor de oficina y construcciones temporales	$0,34 C_P$
Tarifa del contratista		$0,18 C_P$
Contingencia	Previsión para gastos inesperados	$0,36 C_P$
Capital de trabajo		$0,15 Icf$

3.4.2 Cálculo del Costo Total de Producto

El Costo Total de Producto es el costo anual de los materiales, servicios y el trabajo involucrado en la producción, administración, investigación y comercialización del producto. Se divide en costos de manufactura y gastos generales, y se utilizan factores de costo y gráficas para calcularlos. En la tabla 8 se muestra la forma en que se calcula cada uno de los rubros involucrados.

Tabla 8. Cálculo del Costo Total de producto

I) Costos directos de manufactura	
Materias primas y reactivos	Precio unitario multiplicado por el consumo anual
Mano de obra	Ver anexo []
Supervisión y oficina	25% del costo de mano de obra
Mantenimiento y reparación	4% de la Inversión de capital fijo
Insumos para operación.	15% del costo de mantenimiento
Cargos de laboratorio	20% del costo de mano de obra
Servicios industriales	Precio unitario multiplicado por el consumo anual
Depreciación	Método de línea recta con 10% de salvamento, tiempo: 5 años
Impuestos	1% Inversión de capital fijo
Seguros	1% Inversión de capital fijo
Otros cargos [ref]	6% Mano de obra + mantenimiento
II) Gastos generales	
Costos administrativos	15% mano de obra y mantenimiento
Distribución y venta	2% Costo total de producto
Financiamiento	10% capital prestado

3.4.3 Análisis de rentabilidad

Este análisis se realiza por medio del cálculo de índices de rentabilidad. Los índices utilizados en el trabajo son la tasa de retorno TR, y el tiempo de recuperación de la inversión, calculados al 80% de la capacidad productiva de la planta según las ecuaciones mostradas en la tabla 9.

Tabla 9. Ecuaciones para el cálculo de los índices de rentabilidad

Tasa de retorno	$TR = \frac{\text{Utilidad neta}}{\text{Inversión capital fijo}}$
Tiempo de recuperación de la inversión	$\frac{\text{Inversión de capital fijo}}{\text{Utilidad Neta + depreciación}}$

4. RESULTADOS Y ANÁLISIS

El pretratamiento es la etapa en la que radican las diferencias operativas y económicas dentro de las dos rutas, específicamente el rendimiento en la reacción de degradación de hemicelulosa, donde existe una marcada diferencia entre los dos pretratamientos. En este aspecto el pretratamiento con ácido diluido permite un rendimiento global 8.1% mayor en la ruta dos. A pesar de esta característica los índices de rentabilidad no guardan esta proporción debido a que la inversión total es mayor en 4% para la ruta dos basado en los costos adicionales asociados a la etapa de neutralización.

Un aspecto interesante se revela al analizar los costos del producto. Para la ruta dos los costos totales de producto son mayores en un 16%; en contraste, el costo por unidad de producto (\$708.6/ l de etanol) es 13.2% menor y competitivo con las otras tecnologías de producción de etanol (Anexo 6) Lo anterior indica que los costos adicionales generados por la compra de ácido sulfúrico y cal, y material resistente a la corrosión, son justificados ampliamente por el aumento en el rendimiento global y por consiguiente, en la rentabilidad del proceso.

Los costos energéticos son mayores para la ruta uno debido a la gran cantidad de vapor utilizado en el proceso, sin embargo, no presenta los inconvenientes asociados al manejo de sustancias corrosivas.

El menor rendimiento en la etapa de pretratamiento genera mayores cantidades de residuos, con un alto contenido de material orgánico. Esta desventaja en la ruta uno se compensa con la producción de yeso de la ruta dos y de la cual hay que hacer tratamiento de disposición.

Para el análisis económico se tuvo en cuenta que en Colombia el precio de venta del etanol, vigente desde Abril 1 de 2.009, es de \$1617,26 por litro y que la tasa de interés del préstamo de capital para la inversión. En las tablas 9 y 10, se muestran los resultados del análisis económico para cada uno de los procesos. En el anexo 7, se muestran los diagramas de flujo de las rutas junto con las composiciones de las principales corrientes. El diseño de equipos, junto con la estimación de los costos, se indican en el Anexo 8. La información detallada de la estimación del cálculo de la inversión inicial y los costos totales de producto se encuentran en el Anexo 9. Finalmente, en el anexo 10 se muestra el flujo anual de fondos, a partir del cual se realiza el cálculo de la tasa interna de retorno.

Tabla 9. Resumen de resultados para la Ruta 1			
RUTA # 1			
EXPLOSIÓN DE VAPOR- SSF- TAMICES MOLECULARES			
Producción de etanol: 72 334,8 m ³ /año			
Rendimiento: 0,169 m ³ /ton bagazo			
Costo de materia prima \$32 000/ ton			
Tasa de retorno: 52,14%			
Tiempo de recuperación de la inversión: 1,59 años			
Inversión total de capital (millones)		Costos totales de producto (millones/año)	
Costo de equipo	\$ 13 114,06	Costos directos	\$ 33 815,02
Costos directos	\$ 22 032,63	Cargos fijos	\$ 7 433,28
Costos indirectos	\$ 15 736,88	Gastos generales	\$ 6 868,14
Capital de trabajo	\$ 7 632,39	Total	\$ 48 116, 45
Total	\$ 58 514,95		
Consumos del proceso /m³ Etanol		Costos operativos (miles \$/m³ Etanol)	
Bagazo	5, 88 ton	Materias primas	\$ 467,48
Vapor	1819 kg	Mano de obra	\$ 6,41
Electricidad	4,11 kW	Servicios ind.	\$ 134,74
Agua enf.	42 m ³	Cargos fijos	\$ 102,76
		Gastos generales	\$ 94,94
Rendimiento global	69,15%	Total	\$ 806.33,19

Tabla 10. Resumen de resultados para la ruta 2

RUTA # 2			
PRETRATAMIENTO CON ÁCIDO DILUIDO- SSF- TAMICES MOLECULARES			
Producción de etanol: 81 340,44 m ³ /año			
Rendimiento: 0,382 m ³ /ton bagazo seco			
Costo de materia prima \$32 000/ ton			
Tasa de retorno: 51,67%			
Tiempo de recuperación de la inversión: 1,61 años			
Inversión total de capital (millones)		Costos totales de producto (millones/año)	
Costo de equipo	\$ 13 716,13		
Costos directos	\$ 23 013,11	Costos directos	\$ 42 272,49
Costos indirectos	\$ 16 459,36	Cargos fijos	\$ 7 717,77
Capital de trabajo	\$ 7 982,799	Gastos generales	\$ 7 359,85
Total	\$ 61 201,39	Total	\$ 57.394,12
Consumos del proceso /m3 Etanol		Costos operativos (miles \$/m3 Etanol)	
Bagazo	2,62 ton	Materias primas	\$ 441,92
Vapor	2340 kg	Mano de obra	\$ 5,76
Electricidad	4,26 kW	Servicios ind.	\$ 72,67
Agua enf.	39 m ³	Cargos fijos	\$ 96,40
		Gastos generales	\$ 91,41
Rendimiento global	74,79 %	Total	\$ 708,16

5. CONCLUSIONES

- Se diseñaron dos procesos de producción de etanol combustible de segunda generación a partir de bagazo de caña de azúcar, con base en las tecnologías disponibles para cada una de las distintas etapas
- En Colombia producir etanol combustible de segunda generación a partir de bagazo de caña de azúcar es una alternativa promisoría aprovechando el bajo costo, la disponibilidad y los altos contenidos de celulosa y hemicelulosa que ofrece esta materia prima.
- Los costos unitarios de producción de etanol son competitivos con los reportados de otros procesos de producción de etanol, diferentes en tecnología y materia prima.
- Las diferencias operacionales y económicas entre los procesos están centradas en la etapa de pretratamiento fundamentalmente en el rendimiento de azúcares de cinco carbonos. Los mejores índices de rentabilidad los ofrece la ruta dos.

6. BIBLIOGRAFÍA

- [1] RENEWABLE FUELS ASSOCIATION. Industry Statistics: Annual World Ethanol Production by Country. 2008
- [2] FENGEL, D.; WEGENER, G. Wood Chemistry, Ultrastructure, Reactions. Berlin: Walter de Gruyter, 613p. 1989.
- [3] ASOCAÑA: Asociación de cultivadores de caña de azúcar de Colombia. Informe anual 2007-2008. 2008.
- [4] STHEPHENSON, Newell J., Preparation and Treatment of Wood Pulp, Vol 1, New York, McGraw-Hill BOOK COMPANY, 1950, p 67-69.
- [5] PATURAU, Maurice. El uso del bagazo como materia prima industrial para la obtención de derivados. En: Seminario Internacional Sobre Derivados de la Caña de Azúcar. (1: 1988: Cuba). Memorias del Seminario Internacional Sobre Derivados de la Caña de Azúcar. Cuba: publicación del grupo de países latinoamericanos y del Caribe, 1988. p. 369-411.
- [6] MONTOYA M.I., QUINTERO J.A., CARDONAC.A (2004). Selección de tecnologías apropiadas para la producción de etanol carburante. Revista EIDENAR, vol. 2, no. 2
- [7] LYND, Lewis, Overview and evaluation of fuel ethanol from cellulosic biomass: Technology, Economics, the Environment, and Policy. *Annu. Rev. Energy Environ.* 21: 403-465.
- [8] HENDRIKS, G. Pretreatments to enhance the digestibility of lignocellulosic biomass *Bioresource Technology* 100 (2009) 10–18.
- [9] HAMELINCK, C.N. & et al (2005) Ethanol from lignocellulosic biomass: techno-economic performance in short-, middle-, and long-term. *Biomass and Bioenergy* 28, 384-410.

- [10] QUINTERO Julián, MONTOYA María y CARDONA Carlos. Evaluation of fuel ethanol dehydration through process Simulation. Facultad de Ciencias Agropecuarias. Vol 5 No. 2 Agosto
- [11] SÁNCHEZ, Oscar y CARDONA, Carlos. Producción biotecnológica de alcohol carburante II: Integración de procesos. INTERCIENCIA. Caracas, Venezuela, 2005. Vol. 30 no. 11 p. 679-686.
- [12] LASER, Mark. et al. A comparison of liquid hot water and steam pretreatments of sugar cane bagasse for bioconversion to ethanol. Bioresources Technology 81 (2002)
- [13] TIMMERHAUS, Klaus D y PETERS Max S. Plant design and economics for chemical engineers. McGraw-Hill chemical engineering series 4th ed. ISBN 0-07-0496137
- [14] WOOLEY, R. y PUTSCHE, V. Development of an ASPEN PLUS physical property database for biofuels components. Golden, Colorado: National Renewable Energy Laboratory, Technical Report NREL/MP-425-20685, 1996.
- [15] WOOLEY, R. et al. Lignocellulosic biomass to ethanol process design and economics utilizing co-current dilute acid prehydrolysis and enzymatic hydrolysis: current and futuristic scenarios. Golden, CO, USA: National Renewable Energy Laboratory. Technical Report NREL/TP-580- 26157, 1999. 123 p.

ANEXOS

ANEXO 1
TECNOLOGÍAS DISPONIBLES PARA PRETRATAMIENTO

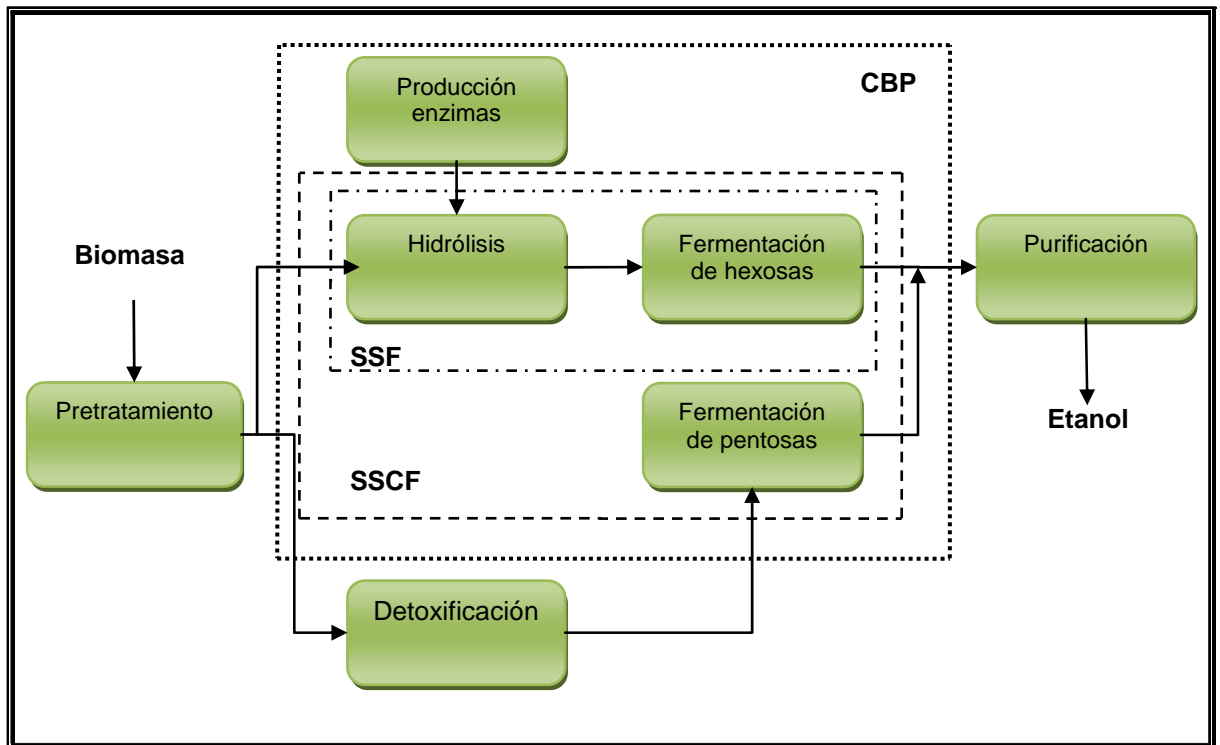
PRETRATAMIENTOS FÍSICOS		
ESPECIFICACIONES	FORTALEZAS	INCONVENIENTES
<p>CONMINUCIÓN MECÁNICA Por corte, picado y molienda utilizando molinos de bolas o cuchillas. Mejor el molino de bolas vibratorio. Consumo de energía depende del tamaño final de partícula y de las características de la biomasa a tratar, que generalmente es de 0.2-2 mm.</p>	<p>Aumento del área de contacto. Disminuye la cristalinidad de la celulosa.</p>	<p>Consumo de energía muy alto.</p>
<p>PIRÓLISIS Tratamiento del material a $T > 300^{\circ}\text{C}$ con el fin de descomponer la celulosa a productos gaseosos.</p>	<p>Se puede mejorar con la adición de catalizadores como O_2, ZnCl_2,</p>	<p>Para mejorar el rendimiento hay que someter luego a hidrólisis ácida. No es indicado para bagazo.</p>
PRETRATAMIENTOS FÍSICOQUÍMICOS		
ESPECIFICACIONES	FORTALEZAS	INCONVENIENTES
<p>EXPLOSIÓN CON VAPOR Se trata la biomasa con vapor saturado a $160\text{-}260^{\circ}\text{C}$ durante unos cuantos segundos a minutos para luego descompresión rápida hasta presión atmosférica. Causa degradación hemicelulósica y transformación de la lignina debido a la temperatura. Para bagazo de caña de azúcar las condiciones óptimas son: 220°C, 30 s de tiempo de residencia, relación agua-sólidos de 2 y 1% de H_2SO_4 para un rendimiento del 65% azúcar/bagazo inicial.</p>	<p>Bajo requerimiento de energía respecto a las conminuciones mecánicas. Ocurre despolimerización de la celulosa. Con adición de H_2SO_4, CO_2 o SO_2 se mejora la hidrólisis enzimática, y reduce la formación de compuestos inhibitorios y la remoción de hemicelulosa, Hidrólisis del 80-100% de la hemicelulosa. Excelente para maderas duras.</p>	<p>Ruptura incompleta de la matriz lignina-carbohidrato. Generación de compuestos inhibidores para los microorganismos que se utilizan posteriormente, lo que hace necesario un tratamiento de destoxificación que por lo general es agua lo que provoca la pérdida de algunos azúcares formados. Destrucción de una porción de la fracción de xilano.</p>
<p>EXPLOSIÓN CON AMONÍACO Tratamiento con NH_3 a alta temperatura y presión para luego descompresión súbita como la explosión con vapor. Dosis: 1-2 kg de NH_3/Kg de biomasa seca. $T = 90^{\circ}\text{C}$. 30 min.</p>	<p>Mejora ampliamente la sacarificación. No produce compuestos inhibidores. El amoníaco es fácil de recuperar debido a su volatilidad. Conversión $>90\%$ en la hidrólisis enzimática para el bagazo de la caña. Ocurre despolimerización de la celulosa. Solubiliza la lignina (10-20%)</p>	<p>No es efectiva para materiales con más de 25% de lignina. No disuelve significativamente la celulosa en comparación con el pretratamiento ácido y la explosión con vapor catalizada con ácido.</p>
<p>EXPLOSIÓN CON CO_2 El proceso es muy similar a</p>	<p>Para el caso del bagazo es más rentable que el proceso</p>	<p>Los rendimientos por etapa son relativamente bajos con</p>

la explosión con amoníaco. Se supone que forma ácido carbónico y así mejora la velocidad de la hidrólisis. Dosis 4 kg de CO ₂ /Kg de biomasa seca.	AFEX No forma inhibidores	respecto a la explosión con vapor y la explosión con amoníaco.
PRETRATAMIENTOS QUÍMICOS		
ESPECIFICACIONES	FORTALEZAS	INCONVENIENTES
OZONÓLISIS Contacto con ozono a T y P ambientales	Degradación se limita a la lignina, casi sin afectar la hemicelulosa y la celulosa. No forma productos tóxicos para los siguientes procesos. Las condiciones de reacción son las ambientales.	Se requiere gran cantidad de O ₃ , lo que hace el proceso costoso.
HIDRÓLISIS CON ÁCIDO DILUIDO Con H ₂ SO ₄ , HCl o HNO ₃ al 1-5%. Existen dos tipos, Proceso batch con alta carga de sólidos (10-40%) a T=120-160°C, y el proceso continuo con baja carga de sólidos (5-10%) a 160-200°C. Presiones cercanas a 1 MPa para ambos procesos.	Hidrólisis de 80-100% de hemicelulosa. Alto rendimiento para la conversión de xilano a xilosa. Recomendada para la posterior hidrólisis enzimática en la que se consigue más del 90% de conversión a glucosa. Reactivo barato. Ocurre despolimerización de la celulosa.	Requiere de la neutralización de pH. Alto costo de equipos. Ligamiento improductivo de enzimas a la lignina. El costo es mayor en comparación con la explosión con vapor y con la explosión con amoníaco.
HIDRÓLISIS CON ÁCIDO CONCENTRADO Con H ₂ SO ₄ al 10-30% a 170-190°C, relación 1:1,6 sólido-líquido. Ácido peracético 21-60%.		Los ácidos concentrados son tóxicos, peligrosos y requieren equipo resistente a la corrosión. Se requiere de la recuperación del ácido para hacer el proceso rentable. Se requieren tiempos de residencia mayores
HIDRÓLISIS ALCALINA NaOH diluido, 24 h, 60°C. El mecanismo de reacción se supone que es la saponificación de los enlaces éster que entrecruzan la xilano-hemicelulosa con la lignina y otras hemicelulosas. Causa inflamación del material lignocelulósico.	Disminuye la cristalinidad, aumenta la porosidad, aumenta el área superficial interna, disminuye el grado de polimerización de la celulosa y rompe el enlace lignina-carbohidratos. Mejora la digestibilidad de la celulosa. Si se utiliza amoníaco se incrementa la hidrólisis enzimática de celulosa.	Bases son costosas lo que complica el proceso. Alcalis se convierten en sales difíciles de recuperar.

<p>DESIGNIFICACIÓN OXIDATIVA Peroxidasa y H₂O₂ al 2%, 30°C, 8h.</p>	<p>Mejora ampliamente la susceptibilidad a la hidrólisis enzimática. Solubilización del 50% de la lignina y de casi la totalidad de la hemicelulosa. Conversión del 95% en la hidrólisis de la celulosa.</p>	
<p>PROCESO ORGANOSOLV Solventes orgánicos como metanol, etanol, acetona, etilenglicol, trietilenglicol o su mezcla con un 1% de H₂SO₄ o HCl y agua. Se utilizan como catalizadores ácidos orgánicos. Ruptura de la lignina interior y de las uniones de hemicelulosa.</p>	<p>Solubilización casi total de la lignina. Hidrólisis casi total de la hemicelulosa. Altos rendimientos de xilosa con la adición de un ácido.</p>	<p>Se requiere remoción y recuperación de los solventes para evitar inhibición en los procesos subsecuentes y para hacer rentable el proceso</p>
<p>EXPLOSIÓN DE FIBRA CON AMONIACO Dosis de 4 Kg CO₂/Kg de Fibra, a presión de 5.62 Mpa. Conversión del 75% en la hidrólisis enzimática.</p>	<p>No forma compuestos inhibitorios</p>	<p>Baja conversión respecto a los otros pretratamientos. Presión alta es requerida</p>
PRETRATAMIENTO BIOLÓGICO		
ESPECIFICACIONES	FORTALEZAS	INCONVENIENTES
<p>PRETRATAMIENTO BIOLÓGICO Hongos de la pudrición blanca, blanda y parda. Producción de celulasa por fermentación en sustrato sólido.</p>	<p>Bajo requerimiento de energía. Condiciones ambientales.</p>	<p>Velocidad de conversión muy baja., se habla de semanas.</p>

ANEXO 2

ESQUEMA DE ESTRATEGIAS DE INTEGRACIÓN DE PROCESOS



- SHF: (Separated hydrolysis and fermentation): Hidrólisis enzimática y fermentación de pentosas y hexosas por separado.
- SSF: Simultaneous Fermentation and Saccharification. Hidrólisis enzimática y fermentación de hexosas en una sola unidad. Fermentación de pentosas por separado.
- SSCF: Simultaneous Sacarification and Co-Fermentation: Hidrólisis enzimática y fermentación de hexosas y pentosas en la misma unidad. No disponible.
- CBP (Consolidated BioProcess): Conversión directa de celulosa y hemicelulosa en etanol, por la acción de un solo microorganismo. No disponible.

ANEXO 3

DESCRIPCIÓN DE LA RUTA 1

PRETRATAMIENTO

Las astillas de bagazo, alimentadas a razón de 50 ton/h, se alimentan al tanque de pretratamiento donde son tratadas con vapor saturado a 2320 kPa durante dos minutos, y luego el tanque se descomprime súbitamente hasta la presión atmosférica. El rendimiento de la reacción de degradación de hemicelulosa es del 60%. Y la formación de furfural del 5% sobre la alimentación de hemicelulosa. Se obtienen como productos, una corriente gaseosa formada por vapor, y furfural, y por fondos, una solución acuosa de los productos de degradación de la hemicelulosa y la pulpa de celulosa. Esta corriente se alimenta a un filtro de tambor rotatorio para separar la pulpa y el filtrado se recupera para enfriarlo a 50°C, temperatura a la cual la lignina se recondensa y se precipita. La lignina es separada mediante un filtro de tambor rotatorio y el filtrado se enfría a 32°C para alimentarse al tanque de fermentación de pentosas.

SACARIFICACIÓN DE CELULOSA Y FERMENTACIÓN

La torta de celulosa obtenida en el primer filtrado se transporta mediante bandas a un tanque de mezclado en donde se le adiciona agua, luego se pasa a un intercambiador de calor en donde se disminuye la temperatura a 32°C. Después de enfriar, se alimenta la suspensión a los tanques de sacarificación y fermentación simultánea (32°C, 101,3 kPa, 72 horas t_{RES}) junto con el complejo biológico (enzimas producidas por *T. reesei*, *S. cerevisiae*, y las fuentes de nitrógeno DAP y CSL). Se mantiene la temperatura de operación mediante un

serpentín interior por el que circula agua a 13°C. El flujo de agua adicionada previamente está ajustado para obtener una carga de sólidos del 20% en los tanques.

Para fermentar los azúcares C5, la solución se alimenta al tanque de fermentación (32°C, 101,3 kPa, 36 horas t_{RES}).

Los rendimientos de esta etapa son: sacarificación de celulosa del 90%, fermentación de glucosa del 92% y fermentación de azúcares C5 del 85%.

El producto gaseoso de la fermentación se retira continuamente por encima. Dicho producto está compuesto por una mezcla de dióxido de carbono y etanol. Se colectan los productos gaseosos de los tanques y se envían a una torre empacada de absorción (5 m de empaque) con agua en contracorriente. La corriente de tope contiene un 98% m/m de CO₂ y puede purificarse para la obtención de hielo seco. La corriente de fondos se mezcla con las corrientes líquidas de los fermentadores y se envían a la etapa de purificación.

DESTILACIÓN Y DESHIDRATACIÓN DEL PRODUCTO

El primer paso en la purificación del producto es el retiro de dióxido de carbono. Esto se realiza mediante absorción con el vapor obtenido en la separación flash en la torre de venteo (25 etapas, 48% ef.), la corriente de tope esta formada por CO₂, agua y un poco de etanol, los fondos están compuestos por una mezcla acuosa de la celulosa y la hemicelulosa que no fue hidrolizada y los azúcares que no se fermentaron, esta corriente recibe el nombre de vinazas y son enviadas al sistema de tratamiento de agua; el 99,5% del etanol se retira en una corriente lateral en una mezcla gaseosa del 20,4% m/m de etanol y se alimenta al sistema de destilación.

La destilación se realiza en dos torres que trabajan a presión menor de 110 kPa. La primera es la Torre Fraccionadora (6 etapas, 48% ef.), con el alimento ingresando por el plato 3. Se utiliza un condensador total y el destilado es una

solución de etanol al 55% m/m. La corriente de fondo es agua que puede ser reutilizada en el proceso. El destilado es alimentado a la Torre Rectificadora (48 etapas, 59% ef.) con el alimento ingresando por el plato 22. Se utiliza un condensador con reflujo total y el destilado tiene una pureza del 94,5% m/m de etanol. La corriente de fondo es agua que puede ser reutilizada en el proceso. El destilado en fase vapor es alimentado al sistema de deshidratación con tamices moleculares.

Las especificaciones de las condiciones de operación del tamiz molecular son propiedad del fabricante, pero el proceso es el siguiente: el vapor procedente de la columna de rectificación se sobrecalienta a 115°C y se pasa por el tamiz molecular que opera en adsorción, las moléculas de agua son más pequeñas que las de etanol y quedan retenidas en los poros de la resina mientras el etanol fluye a través de la misma. El vapor obtenido tiene una pureza del 99,5% que es la requerida para utilizarse como combustible. Para regenerar el tamiz, se recircula a vacío una pequeña corriente de etanol puro que arrastra el agua retenida, el producto de ésta regeneración es una corriente que contiene cerca del 28% en agua, que se recircula a la Torre rectificadora. Esta tecnología es llamada Pressure Swing Adsorption (PSA), y utiliza dos lechos gemelos: mientras uno está adsorbiendo, el otro se va regenerando. Se escogió ésta tecnología puesto que en el trabajo de Cardona *et al.*¹ se establece como la mejor entre las analizadas.

¹ QUINTERO Julián, MONTOYA María y CARDONA Carlos. Evaluation of fuel ethanol dehydration through process Simulation. Facultad de Ciencias Agropecuarias. Vol 5 No. 2 Agosto

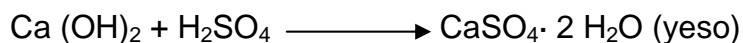
ANEXO 4

DESCRIPCIÓN DE LA RUTA 2

PRETRATAMIENTO CON ÁCIDO DILUIDO

Las astillas de bagazo, alimentadas a razón de 50 ton/h, se alimentan al tanque de pretratamiento, el cual, es alimentado también con una corriente de ácido sulfúrico al 1,5% (825 kmol, 30°C), el producto del mezclado es una suspensión pastosa que es conducida al tanque de pretratamiento (160°C, 617 kPa, 10 min t_{RES}) en el que se alcanza la temperatura de operación por medio de la inyección de vapor saturado a 1300 kPa. Se obtiene una conversión de hemicelulosa del 90%, una disolución de lignina del 100% y una formación de aldehídos del 5%. Los productos de esta etapa son alimentados a un tanque de descarga (100°C, 101 kPa, 15 min t_{RES}) donde se realiza una separación flash. La corriente gaseosa contiene los componentes volátiles del bagazo, gran parte del furfural, hidroximetilfurfural y ácido acético formados en la etapa del pretratamiento. La corriente del fondo es una suspensión pastosa que se alimenta a un filtro de tambor rotatorio donde se obtiene una torta (40% humedad) que contiene primordialmente celulosa y un filtrado que consiste en una solución acuosa de ácido sulfúrico, lignina y los azúcares de cinco carbonos.

Para aumentar el rendimiento del proceso, se deben recuperar los azúcares de cinco carbonos para fermentarlos, para ello se debe retirar la lignina y neutralizar el ácido sulfúrico. Primero se enfría el filtrado a 50°C para precipitar la lignina, la cual es separada en un segundo filtro de tambor rotatorio. Se obtiene la correspondiente torta de lignina (50% humedad) y el filtrado ácido se bombea al reactor de neutralización (50°C, 101,3 kPa, 330 min t_{RES}) donde reacciona con cal según la reacción:

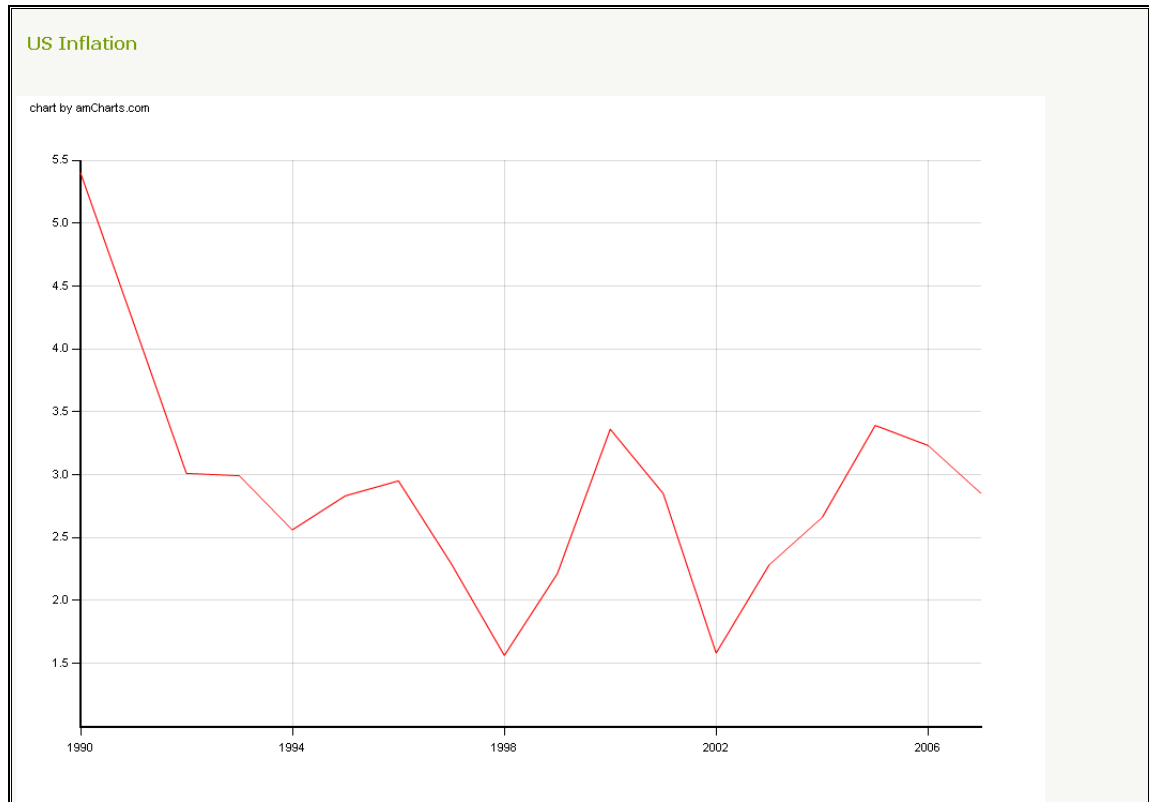


Se adiciona un exceso del 20% de cal para garantizar una conversión del 100% de ácido. El tiempo de reacción es grande para que el yeso forme cristales lo suficientemente grandes que permitan separarse fácilmente en un filtro de tambor rotatorio. En este filtro se obtiene la correspondiente torta de yeso (45% humedad) y finalmente este filtrado se enfría hasta la temperatura de fermentación.

Las demás difieren en las conversiones en la hidrólisis y las cantidades de energía requeridas en los intercambios de calor.

ANEXO 5

INFLACIÓN DE ESTADOS UNIDOS ENTRE 1990 Y 2008*



Year	Inflation Rate US	Annualized Inflation Rate US 1990 - 2008
Plot Series		2.61
1990	5.40	
1991	4.21	
1992	3.01	
1993	2.99	
1994	2.56	
1995	2.83	
1996	2.95	
1997	2.29	
1998	1.56	
1999	2.21	
2000	3.36	
2001	2.85	
2002	1.58	
2003	2.28	
2004	2.66	
2005	3.39	
2006	3.23	
2007	2.85	
2008	3.84	

* <http://www.measuringworth.com/calculations/inflation/result.php>

ANEXO 6
COSTOS DE PRODUCCIÓN DE ETANOL

País	Fuente	Costo US\$/litro
Brasil	Jugo de caña de azúcar ²	0,22
Estados Unidos	Maíz ³	0,30
Colombia	Jugo de caña de azúcar ⁴	0,24
Simulación Ruta 1	Bagazo de caña de azúcar	0,30
Simulación Ruta 2	Bagazo de caña de azúcar	0,25

² *The Economist*, March 3-9th, 2007 "Fuel for Friendship" p. 44

³ *The Economist*, March 3-9th, 2007 "Fuel for Friendship" p. 44

⁴ <http://www.anif.org/includes/styles/estilosanif.css>

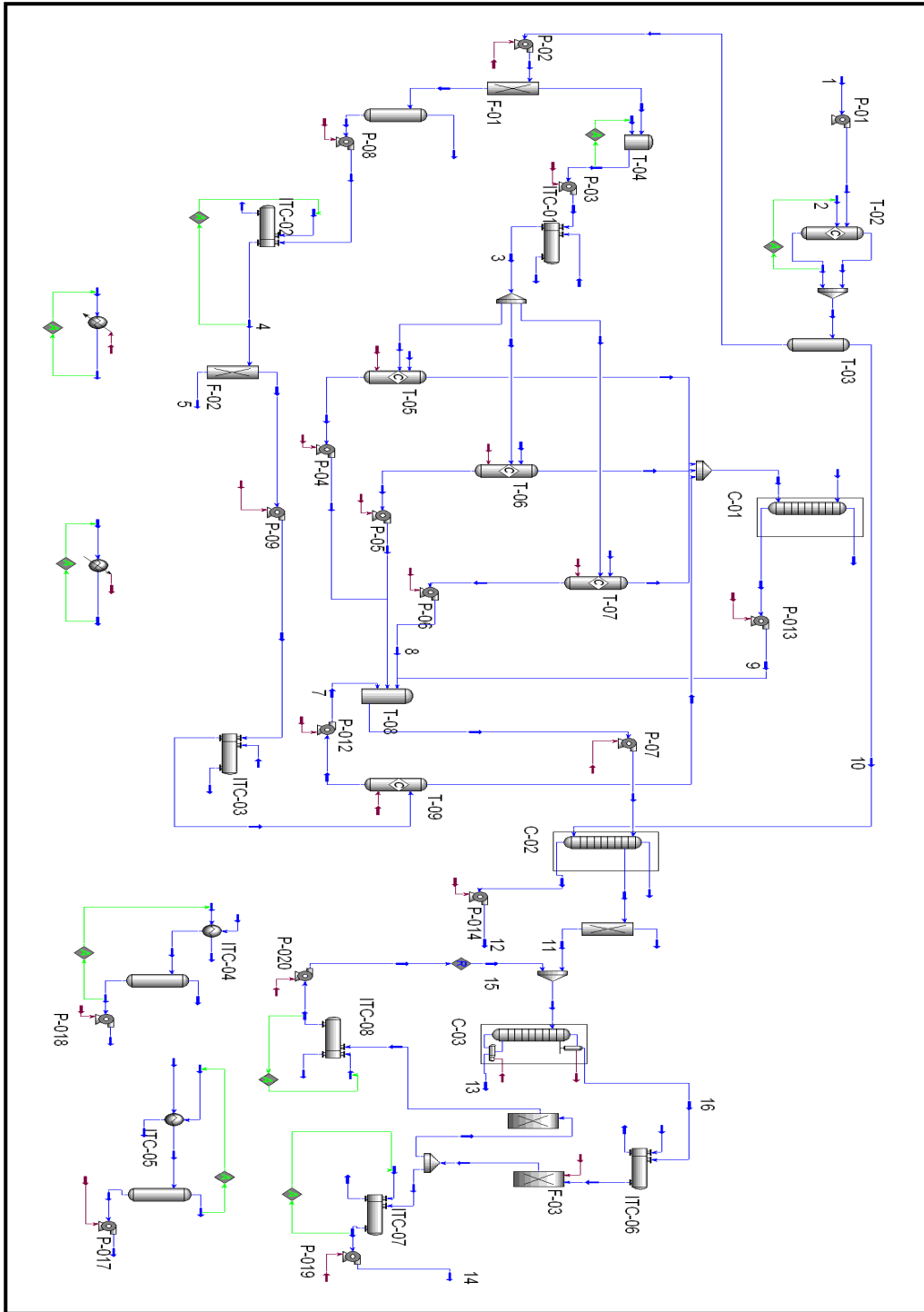
ANEXO 7

RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN

1. Resultados de la ruta 1

Descripción de las principales corrientes de la ruta 1								
	1	2	3	4	5	6	7	8
Flujo (kg/h)	50000	50000	81970	69250	17810	51440	76680	50200
Temperat. (°C)	30	220	32,81	50	50	32	32	32
Presión (kPa)	101,3	2320	101,3	168,3	101,3	101,3	101,3	101,3
Etanol	0	0	0	0	0	0	0,069	0,026
Agua	0,50	1,0	0,799	0,871	0,477	0,938	0,839	0,961
CO₂	0	0	0	0	0	0	0,001	0,001
Glucosa	0	0	0	0	0	0	0,011	0
Xilosa	0	0	0,006	0,043	0,002	0,061	0,006	0,009
Celulosa	0,23	0	0,140	0	0	0	0,014	0
Hemicelulosa	0,11	0	0,025	0	0	0	0,027	0
Lignina	0,135	0	0,012	0,083	0,521	0	0,013	0
Otros	0,025	0	0,015	0,001	0,002	0,001	0,016	0,002
	9	10	11	12	13	14	15	16
Flujo (kg/h)	5167	28000	16690	144000	9946	6749	3772	10520
Temp. (°C)	35,53	100	92,44	99,91	99,91	50	80,59	115
Presión (kPa)	101	101,3	101	101	101	101	101	101
Etanol	0,025	0	0,402	0	0,002	0,996	0,72	0,942
Agua	0,973	1,0	0,597	0,947	0,998	0,004	0,28	0,058
CO₂	0,001	0	0	0	0	0	0	0
Glucosa	0	0	0	0,006	0	0	0	0
Xilosa	0	0	0	0,006	0	0	0	0
Celulosa	0	0	0	0,008	0	0	0	0
Hemicelulosa	0	0	0	0,014	0	0	0	0
Lignina	0	0	0	0	0	0	0	0
Otros	0	0	0,001	0,009	0	0	0	0

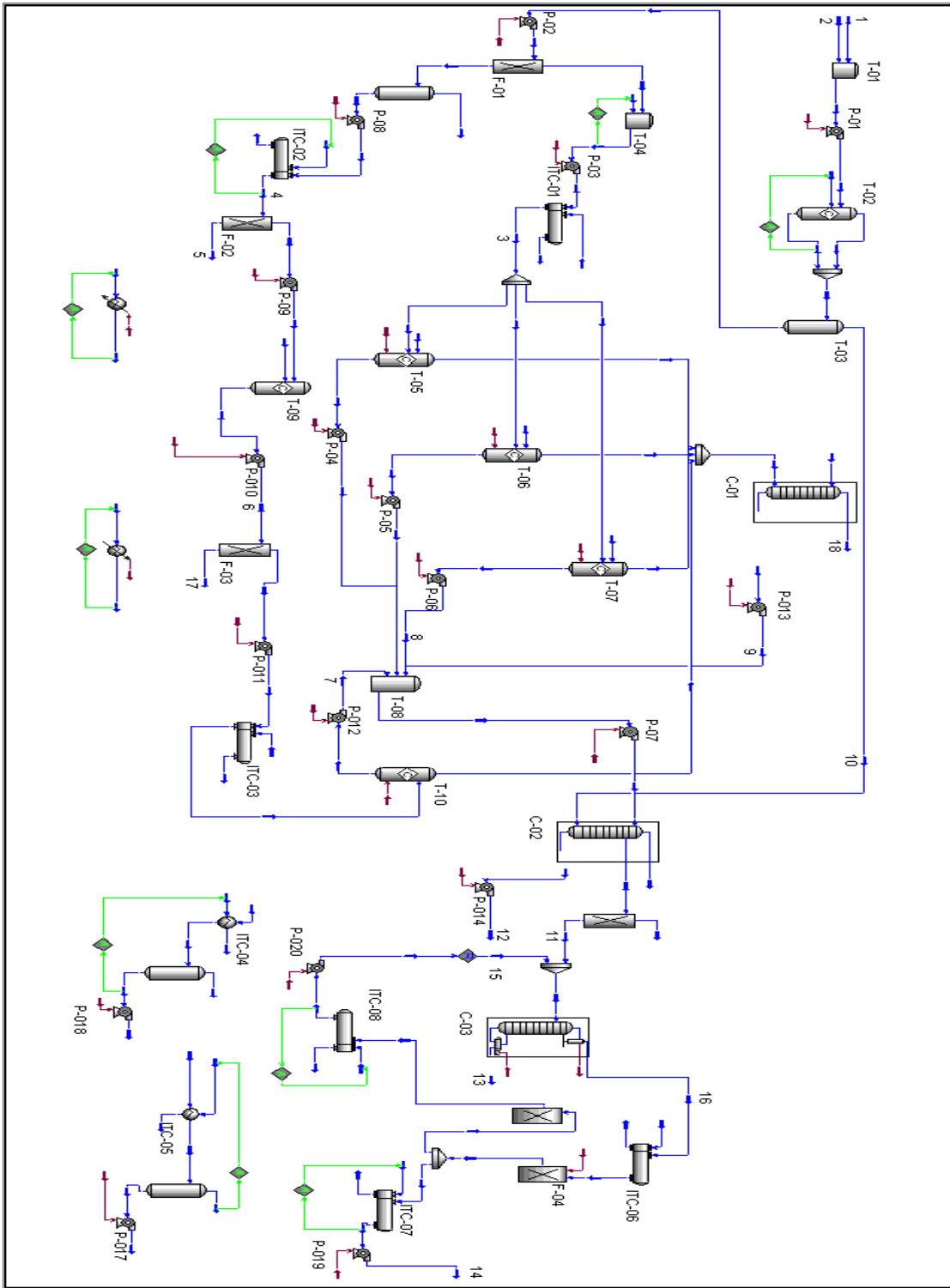
Diagrama de flujo del proceso, generado por Aspen Hysys



Resultados de la ruta 2

Condiciones de las principales corrientes de la ruta 2									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Flujo (kg/h)	50000	50000	78150	44660	10121	38980	37150	72810	5212
Temperat. (°C)	30	30	32,7	50	50	32	32	32	34,86
Presión (kPa)	101,3	101,3	101,3	168,3	101,3	101,3	101,3	101,3	101,3
Etanol	0	0	0	0	0	0	0,049	0,032	0,013
Agua	0,50	0,95	0,799	0,774	0,382	0,887	0,929	0,955	0,013
CO₂	0	0	0	0	0	0	0,001	0	0
Glucosa	0	0	0	0	0	0	0	0,001	0
Xilosa	0	0	0,006	0,096	0,002	0,111	0,017	0	0
Celulosa	0,23	0	0,140	0	0	0	0	0,002	0
H₂SO₄	0	0,05	0,001	0,004	0,004	0	0	0	0
Hemicelulosa	0,11	0	0,025	0,006	0	0	0	0,001	0
Lignina	0,135	0	0,012	0,122	0,521	0	0	0,003	0
Otros	0,025	0	0,015	0,001	0,002	0,002	0,002	0,003	0
	10	11	12	13	14	15	16	17	18
Flujo (kg/h)	44840	50000	125500	27040	7371	3316	10630	574	6974
Temperat. (°C)	100	95,49	99,99	99,93	50	71,43	78,24	53,09	27,38
Presión (kPa)	101,3	101,3	101,3	101,3	101,3	101,3	101,3	101,3	90
Etanol	0	0,252	0	0	0,995	0,765	0,938	0	0
Agua	1	0,748	0,992	0,774	0,005	0,235	0,062	0,392	0,017
CO₂	0	0	00	0	0	0	0	0	0,983
Glucosa	0	0	0,001	0	0	0	0	0	0
Xilosa	0	0	0,002	0,096	0	0	0	0,067	0
Celulosa	0	0	0,001	0	0	0	0	0	0
H₂SO₄	0	0	0,001	0,004	0	0	0	0	0
Hemicelulosa	0	0	0,001	0,006	0	0	0	0	0
Lignina	0	0	0	0,122	0	0	0	0	0
Otros	0	0	0,001	0,001	0	0	0	0,541	0

Diagrama de flujo del proceso, generado por Aspen Hysys



ANEXO 8
DISEÑO DE EQUIPOS Y ESTIMACIÓN DE COSTOS

Las referencias de los equipos permiten su ubicación en el diagrama de flujo del proceso de la simulación

DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO UTILIZADO EN LA RUTA UNO

REF.	NOMBRE	TIPO	DESCRIPCIÓN	MATERIAL
P-01	Bomba de tanque de mezclado	Reciprocante	Acción directa- doble acción 15,8 hp	SS 304
P-02	Bomba de tanque de separación flash	Reciprocante	Acción directa-doble acción-1 hp	SS 304
P-03	Bomba de T-03	Reciprocante	Acción directa-doble acción-3 hp	SS 304
P-04	Bomba de reactor SSF	Centrífuga	0,11 hp- 0,0066 m3/s	SS 304
P-05	Bomba de reactor SSF	Centrífuga	0,11 hp- 0,0066 m3/s	SS 304
P-06	Bomba de reactor SSF	Centrífuga	0,11 hp- 0,0066 m3/s	SS 304
P-07	Bomba de T-08	Centrífuga	1,2 hp- 0,031 m3/s	SS 304
P-08	Bomba de F-01	Centrífuga	2,5 hp- 0,11 m3/s	SS 304
P-09	Bomba de F-02	Centrífuga	1,25 hp- 0,01 m3/s	SS 304
P-0-12	Bomba del fermentador de C5	Centrífuga	0,2 hp- 0,106 m3/2	SS 304
P-013	Bomba de torre de lavado	Centrífuga	0,03 hp- 0,0015 m3/s	SS 304
P-014	Bomba de vinazas	Centrífuga	0,6 hp- 0,035 m3/s	SS 304
P-017	Bomba condensador de torre rectificadora	Centrífuga	0,3 hp- 0,012 m3/s	SS 304
P-018	Bomba fondos de torre rectificadora	Centrífuga	0,04 hp- 0,0016 m3/s	SS 304
P-019	Bomba de producto	Centrífuga	0,15 hp- 0,0026 m3/s	SS 304
P-020	Bomba Lazo de regeneración	Centrífuga	0,006 hp- 0,001 m3/s	SS 304
C-01	Torre de lavado de CO2	Absorbedor	2 m D X 5 m H- Empaque Jaeger Tripack-10 etapas	SS 304-
C-02	Torre de venteo de CO2	Absorbedor	1,5 m D- 12 etapas	SS 304
C-04	Torre rectificadora	Destilación	3 m D- 48 etapas- Platos Nutter V-grid 60% ef.	SS 304
	Banda transportadora de bagazo	Banda	Depresión a 45°-0,35 X 60 m- 2 hp	Caucho

	Banda transportadora de celulosa	Banda	Depresión a 45°-0,35 X 18,3 m- 0,7 hp	Caucho
F-01	Filtro de separación de celulosa	Tambor rotatorio	A=97 m ² - t ciclo=100 s- 0,011 m ³ /s	SS 304
F-02	Separador de lignina	Tambor rotatorio	A= 68 m ² , t ciclo= 100 s	SS 304
ITC-01	Enfriador de celulosa	Tubo y carcaza	3-6- 200 m ² - E	SS 316
	Enfriador de reactor SSF	Serpentín	0,0762 m D, 28,52 m ² , tubo cédula 40	SS 304
	Enfriador de reactor SSF	Serpentín	0,0762 m D, 28,52 m ² , tubo cédula 40	SS 304
	Enfriador de reactor SSF	Serpentín	0,0762 m D, 28,52 m ² , tubo cédula 40	SS 304
ITC-02	Enfriador del filtrado de F-01	Tubo y carcaza	2-4- 120 m ² - E	SS 304
ITC-03	Enfriador del filtrado de F-03	Tubo y carcaza	1-2- 60 m ² E	SS 304
ITC-04	Condensador torre rectificadora	Tubo y carcaza	1-2- 76 m ² E	SS 304
ITC-05	Rehervidor torre rectificadora	Tubo y carcaza	1-2- 77 m ² - E	SS 304
ITC-06	Supercalentador	Tubo y carcaza	1-2- 60,6 m ² - E	SS 304
ITC-07	Enfriador producto	Tubo y carcaza	1-2- 60 m ² - E	SS 304
ITC-08	Enfriador corriente de regeneración	Tubo y carcaza	1-2- 60 m ² - E	SS 304
F-03	Tamiz molecular	Adsorbedor	Dos columnas gemelas, más implementos Delta T	SS 304
T-02	Tanque de pretratamiento	Vertical	11,63 m D X 17,44 m H, 1853 m ³ (Incluido agitador)	SS 304
T-03	Tanque de separación flash	Vertical	11,63 m D X 17,44 m H, 1853 m ³ (Incluido agitador)	SS 304
T-04	Tanque mezclado celulosa	Vertical	1,84 m D X 2,76 m H, 7,3 m ³ (Incluido agitador)	SS 304
T-05	Reactores SSF (3)	Vertical	12,11 m D X 18,16 m H, 2090 m ³ (Incluido agitador)	SS 304
T-06	Reactores SSF (3)	Vertical	12,11 m D X 18,16 m H, 2090 m ³ (Incluido agitador)	SS 304
T-07	Reactores SSF (3)	Vertical	12,11 m D X 18,16 m H, 2090 m ³ (Incluido agitador)	SS 304
T-08	Mezclador productos de SSF	Vertical	2,69 m D X 4 m H, 23 m ³ (Incluido agitador)	SS 304
T-09	Fermentador de C5	Vertical	11,50 m D X 17,25 m H- 1702 m ³ (Incluido agitador)	SS 304

COSTOS DEL EQUIPO UTILIZADO EN LA RUTA UNO

REF	NOMBRE	AÑO BASE	COSTO ORIGINAL	RAZÓN TAMAÑO	EXPONENTE ESCALAM.	VALOR ESCALADO AÑO BASE (US\$)	COSTO EN AÑO 2009
P-01	Bomba de tanque de mezclado	1991	\$ 38.000,00	1,00	0,60	\$ 38.000,00	\$ 69.587,26
P-02	Bomba de tanque de separación flash	1991	\$ 48.000,00	1,00	0,60	\$ 48.000,00	\$ 87.899,69
P-03	Bomba de T-03	1991	\$ 48.000,00	1,00	0,60	\$ 48.000,00	\$ 87.899,69
P-04	Bomba de reactor SSF	2000	\$ 34.600,00	0,23	0,80	\$ 10.677,22	\$ 15.236,54
P-05	Bomba de reactor SSF	2000	\$ 34.600,00	0,23	0,80	\$ 10.677,22	\$ 15.236,54
P-06	Bomba de reactor SSF	2000	\$ 34.600,00	0,23	0,80	\$ 10.677,22	\$ 15.236,54
P-07	Bomba de T-08	2000	\$ 34.600,00	0,30	0,80	\$ 13.206,06	\$ 18.845,21
P-08	Bomba de F-01	2000	\$ 34.600,00	0,12	0,80	\$ 6.144,82	\$ 8.768,74
P-09	Bomba de F-02	2000	\$ 34.600,00	0,12	0,80	\$ 6.144,82	\$ 8.768,74
P-012	Bomba del fermentador de C5	2000	\$ 34.600,00	0,12	0,80	\$ 6.144,82	\$ 8.768,74
P-013	Bomba de torre de lavado	2000	\$ 34.600,00	0,01	0,80	\$ 1.174,47	\$ 1.675,99
P-014	Bomba de vinazas	2000	\$ 34.600,00	0,34	0,80	\$ 14.596,85	\$ 20.829,90
P-017	Bomba condensador de torre rectificadora	2000	\$ 34.600,00	0,12	0,80	\$ 6.144,82	\$ 8.768,74
P-018	Bomba fondos de torre rectificadora	2000	\$ 34.600,00	0,02	0,80	\$ 1.234,07	\$ 1.761,04
P-019	Bomba de producto	Asumido por el costo del tamiz molecular					
P-020	Bomba Lazo de regeneración	Asumido por el costo del tamiz molecular					
C-01	Torre de lavado de CO2	2000	\$ 126.355,00	0,20	0,78	\$ 35.768,78	\$ 51.042,51
C-02	Torre de venteo de CO2	2000	\$ 526.380,00	0,35	0,68	\$ 257.789,75	\$ 367.869,29
C-04	Torre rectificadora	2000	\$ 633.530,00	0,23	0,68	\$ 231.203,73	\$ 329.930,69
	Banda transportadora de bagazo	1991	\$ 12.500,00	1,00	0,60	\$ 12.500,00	\$ 22.890,54
	Banda transportadora de celulosa	1991	\$ 12.500,00	0,25	0,60	\$ 5.440,94	\$ 9.963,69

F-01	Filtro de separación de celulosa	1991	\$ 95.000,00	1,00	0,60	\$ 95.000,00	\$ 173.968,14
F-02	Separador de lignina	1991	\$ 95.000,00	0,70	0,60	\$ 76.697,72	\$ 140.452,20
ITC-1	Enfriador de celulosa	2000	\$ 624.111,00	0,01	0,60	\$ 39.378,74	\$ 56.193,97
	Enfriador de reactor SSF	2000	\$ 18.800,00	1,00	0,60	\$ 18.800,00	\$ 26.827,84
	Enfriador de reactor SSF	2000	\$ 18.800,00	1,00	0,60	\$ 18.800,00	\$ 26.827,84
	Enfriador de reactor SSF	2000	\$ 18.800,00	1,00	0,60	\$ 18.800,00	\$ 26.827,84
ITC-02	Enfriador del filtrado de F-01	2000	\$ 624.111,00	0,06	0,60	\$ 112.945,51	\$ 161.174,70
ITC-03	Enfriador del filtrado de F-03	2000	\$ 624.111,00	0,03	0,60	\$ 74.562,57	\$ 106.401,74
ITC-04	Condensador torre rectificadora	2000	\$ 624.111,00	0,04	0,60	\$ 85.941,60	\$ 122.639,77
ITC-05	Rehervidor torre rectificadora	2000	\$ 624.111,00	0,04	0,60	\$ 86.613,90	\$ 123.599,15
ITC-06	Supercalentador	Asumido por el costo del tamiz molecular					
ITC-07	Enfriador producto	Asumido por el costo del tamiz molecular					
ITC-08	Enfriador corriente de regeneración	Asumido por el costo del tamiz molecular					
F-03	Tamiz molecular	2000	\$ 3.112.319,00	0,31	0,70	\$ 1.379.841,28	\$ 1.969.054,67
T-02	Tanque de pretratamiento	1991	\$ 60.000,00	8,66	0,60	\$ 219.091,67	\$ 401.210,92
T-03	Tanque de separación flash	1991	\$ 30.000,00	8,66	0,60	\$ 109.554,95	\$ 200.622,14
T-04	Tanque mezclado celulosa	1991	\$ 29.000,00	1,00	0,60	\$ 29.000,00	\$ 53.106,16
T-05	Reactores SSF (3)	1991	\$ 30.000,00	9,78	0,60	\$ 117.848,64	\$ 215.809,94
T-06	Reactores SSF (3)	1991	\$ 30.000,00	9,78	0,60	\$ 117.848,64	\$ 215.809,94
T-07	Reactores SSF (3)	1991	\$ 30.000,00	9,78	0,60	\$ 117.848,64	\$ 215.809,94
T-08	Mezclador productos de SSF	1991	\$ 30.000,00	0,11	0,60	\$ 7.865,45	\$ 14.403,59
T-10	Fermentador de C5	1991	\$ 30.000,00	7,95	0,60	\$ 104.098,96	\$ 190.630,89
COSTO TOTAL DE EQUIPO							\$ 5.592.351,46

DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO UTILIZADO EN LA RUTA DOS

REF	NOMBRE	TIPO	DETALLES	MATERIAL
P-01	Bomba de tanque de mezclado	Reciprocante	Acción directa- doble acción 15,8 hp	SS 304
P-02	Bomba de tanque de separación flash	Reciprocante	Acción directa-doble acción-1 hp	SS 304
P-03	Bomba de T-03	Reciprocante	Acción directa-doble acción-3 hp	SS 304
P-04	Bomba de reactor SSF	Centrífuga	0,11 hp- 0,0066 m3/s	SS 304
P-05	Bomba de reactor SSF	Centrífuga	0,11 hp- 0,0066 m3/s	SS 304
P-06	Bomba de reactor SSF	Centrífuga	0,11 hp- 0,0066 m3/s	SS 304
P-07	Bomba de T-08	Centrífuga	1,2 hp- 0,031 m3/s	SS 304
P-08	Bomba de F-01	Centrífuga	2,5 hp- 0,11 m3/s	SS 304
P-09	Bomba de F-02	Centrífuga	1,25 hp- 0,01 m3/s	SS 304
P-010	Bomba de reactor de neutralización	Centrífuga	0,2 hp- 0,106 m3/2	SS 304
P-011	Bomba de F-03	Centrífuga	1,3 hp- 0,105 m3/s	SS 304
P-0-12	Bomba del fermentador de C5	Centrífuga	0,2 hp- 0,106 m3/2	SS 304
P-013	Bomba de torre de lavado	Centrífuga	0,03 hp- 0,0015 m3/s	SS 304
P-014	Bomba de vinazas	Centrífuga	0,6 hp- 0,035 m3/s	SS 304
P-017	Bomba condensador de torre rectificadora	Centrífuga	0,3 hp- 0,012 m3/s	SS 304
P-018	Bomba fondos de torre rectificadora	Centrífuga	0,04 hp- 0,0016 m3/s	SS 304
P-019	Bomba de producto	Centrífuga	0,15 hp- 0,0026 m3/s	SS 304
P-020	Bomba Lazo de regeneración	Centrífuga	0,006 hp- 0,001 m3/s	SS 304
C-01	Torre de lavado de CO2	Absorbedor	2 m D X 5 m H- Empaque Jaeger Tripack-10 etapas	SS 304
C-02	Torre de venteo de CO2	Absorbedor	1,5 m D- 12 etapas	SS 304
C-04	Torre rectificadora	Destilación	3 m D- 48 etapas- Platos Nutter V-grid 60% ef.	SS 304
	Banda transportadora de bagazo	Banda	Depresión a 45°-0,35 X 60 m- 2 hp	Caucho
	Banda transportadora de celulosa	Banda	Depresión a 45°-0,35 X 18,3 m- 0,7 hp	Caucho

F-01	Filtro de separación de celulosa	Tambor rotatorio	A=97 m ² - t ciclo=100 s- 0,011 m ³ /s	SS 304
F-02	Separador de lignina	Tambor rotatorio	A= 68 m ² , t ciclo= 100 s	SS 304
REF	NOMBRE	TIPO	DETALLES	MATERIAL
F-03	Separador de yeso	Tambor rotatorio	A= 12 m ² , t ciclo= 140 s	SS 304
ITC-1	Enfriador de celulosa	Tubo y carcaza	3-6- 200 m ² - E	SS 316
	Enfriador de reactor SSF	Serpentín	0,0762 m D, 28,52 m ² , tubo cédula 40	SS 304
	Enfriador de reactor SSF	Serpentín	0,0762 m D, 28,52 m ² , tubo cédula 40	SS 304
	Enfriador de reactor SSF	Serpentín	0,0762 m D, 28,52 m ² , tubo cédula 40	SS 304
ITC-2	Enfriador del filtrado de F-01	Tubo y carcaza	2-4- 120 m ² - E	SS 304
ITC-3	Enfriador del filtrado de F-03	Tubo y carcaza	1-2- 60 m ² E	SS 304
ITC-06	Condensador torre rectificadora	Tubo y carcaza	1-2- 76 m ² E	SS 304
ITC-07	Rehervidor torre rectificadora	Tubo y carcaza	1-2- 77 m ² - E	SS 304
ITC-08	Supercalentador	Tubo y carcaza	1-2- 60,6 m ² - E	SS 304
ITC-09	Enfriador producto	Tubo y carcaza	1-2- 60 m ² - E	SS 304
ITC-10	Enfriador corriente de regeneración	Tubo y carcaza	1-2- 60 m ² - E	SS 304
F-04	Tamiz molecular	Adsorbedor	Dos columnas gemelas, más implementos Delta T	SS 304
T-01	Tanque mezclado bagazo-ácido	Vertical	2,19 m D X 3,179 m H, 11,214 m ³ (Incluido agitador)	SS 304
T-02	Tanque de pretratamiento	Vertical	11,63 m D X 17,44 m H, 1853 m ³ (Incluido agitador)	SS 304
T-03	Tanque de separación flash	Vertical	11,63 m D X 17,44 m H, 1853 m ³ (Incluido agitador)	SS 304
T-04	Tanque mezclado celulosa	Vertical	1,84 m D X 2,76 m H, 7,3 m ³ (Incluido agitador)	SS 304
T-05	Reactores SSF	Vertical	12,11 m D X 18,16 m H, 2090 m ³ (Incluido agitador)	SS 304
T-06	Reactores SSF	Vertical	12,11 m D X 18,16 m H, 2090 m ³ (Incluido agitador)	SS 304
T-07	Reactores SSF	Vertical	12,11 m D X 18,16 m H, 2090 m ³ (Incluido agitador)	SS 304
T-08	Mezclador productos de SSF	Vertical	2,69 m D X 4 m H, 23 m ³ (Incluido agitador)	SS 304
T-09	Reactor de neutralización	Vertical	5,4 m D X 8 m H- 182 m ³ (Incluido agitador)	SS 304
T-10	Fermentador de C5	Vertical	11,50 m D X 17,25 m H- 1702 m ³ (Incluido agitador)	SS 304

COSTOS DEL EQUIPO UTILIZADO EN LA RUTA DOS

REF	NOMBRE	AÑO BASE	VALOR BASE (US\$)	RAZÓN ESCALAM.	EXPONENT. ESCALAM.	VALOR ESCALADO AÑO BASE (US\$)	VALOR ESCALADO ACTUAL (US\$)	
P-01	Bomba de tanque de mezclado	1991	\$ 38.000,00	1,00	0,60	\$ 38.000,00	\$ 69.587,26	
P-02	Bomba de tanque de separación flash	1991	\$ 48.000,00	1,00	0,60	\$ 48.000,00	\$ 87.899,69	
P-03	Bomba de T-03	1991	\$ 48.000,00	1,00	0,60	\$ 48.000,00	\$ 87.899,69	
P-04	Bomba de reactor SSF	2000	\$ 34.600,00	0,23	0,80	\$ 10.677,22	\$ 15.236,54	
P-05	Bomba de reactor SSF	2000	\$ 34.600,00	0,23	0,80	\$ 10.677,22	\$ 15.236,54	
P-06	Bomba de reactor SSF	2000	\$ 34.600,00	0,23	0,80	\$ 10.677,22	\$ 15.236,54	
P-07	Bomba de T-08	2000	\$ 34.600,00	0,30	0,80	\$ 13.206,06	\$ 18.845,21	
P-08	Bomba de F-01	2000	\$ 34.600,00	0,12	0,80	\$ 6.144,82	\$ 8.768,74	
P-09	Bomba de F-02	2000	\$ 34.600,00	0,12	0,80	\$ 6.144,82	\$ 8.768,74	
P-010	Bomba de reactor de neutralización	2000	\$ 34.600,00	0,12	0,80	\$ 6.144,82	\$ 8.768,74	
P-011	Bomba de F-03	2000	\$ 34.600,00	0,12	0,80	\$ 6.144,82	\$ 8.768,74	
P-0-12	Bomba del fermentador de C5	2000	\$ 34.600,00	0,12	0,80	\$ 6.144,82	\$ 8.768,74	
P-013	Bomba de torre de lavado	2000	\$ 34.600,00	0,01	0,80	\$ 1.174,47	\$ 1.675,99	
P-014	Bomba de vinazas	2000	\$ 34.600,00	0,34	0,80	\$ 14.596,85	\$ 20.829,90	
P-017	Bomba condensador de torre rectificadora	2000	\$ 34.600,00	0,12	0,80	\$ 6.144,82	\$ 8.768,74	
P-018	Bomba fondos de torre rectificadora	2000	\$ 34.600,00	0,02	0,80	\$ 1.234,07	\$ 1.761,04	
P-019	Bomba de producto	Asumido por el costo del tamiz molecular						
P-020	Bomba Lazo de regeneración	Asumido por el costo del tamiz molecular						
C-01	Torre de lavado de CO2	2000	\$ 126.355,00	0,20	0,78	\$ 35.768,78	\$ 51.042,51	
C-02	Torre de venteo de CO2	2000	\$ 526.380,00	0,35	0,68	\$ 257.789,75	\$ 367.869,29	
C-04	Torre rectificadora	2000	\$ 633.530,00	0,23	0,68	\$ 231.203,73	\$ 329.930,69	
	Banda transportadora de bagazo	1991	\$ 12.500,00	1,00	0,60	\$ 12.500,00	\$ 22.890,54	
	Banda transportadora de celulosa	1991	\$ 12.500,00	0,25	0,60	\$ 5.440,94	\$ 9.963,69	

F-01	Filtro de separación de celulosa	1991	\$ 95.000,00	1,00	0,60	\$ 95.000,00	\$ 173.968,14
F-02	Separador de lignina	1991	\$ 95.000,00	0,70	0,60	\$ 76.697,72	\$ 140.452,20
F-03	Separador de yeso	1991	\$ 95.000,00	0,26	0,60	\$ 42.335,78	\$ 77.527,13
ITC-1	Enfriador de celulosa	2000	\$ 624.111,00	0,01	0,60	\$ 39.378,74	\$ 56.193,97
	Enfriador de reactor SSF	2000	\$ 18.800,00	1,00	0,60	\$ 18.800,00	\$ 26.827,84
	Enfriador de reactor SSF	2000	\$ 18.800,00	1,00	0,60	\$ 18.800,00	\$ 26.827,84
	Enfriador de reactor SSF	2000	\$ 18.800,00	1,00	0,60	\$ 18.800,00	\$ 26.827,84
ITC-02	Enfriador del filtrado de F-01	2000	\$ 624.111,00	0,06	0,60	\$ 112.945,51	\$ 161.174,70
ITC-03	Enfriador del filtrado de F-03	2000	\$ 624.111,00	0,03	0,60	\$ 74.562,57	\$ 106.401,74
ITC-04	Condensador torre rectificadora	2000	\$ 624.111,00	0,04	0,60	\$ 85.941,60	\$ 122.639,77
ITC-05	Rehervidor torre rectificadora	2000	\$ 624.111,00	0,04	0,60	\$ 86.613,90	\$ 123.599,15
ITC-06	Supercalentador	Asumido por el costo del tamiz molecular					
ITC-07	Enfriador producto	Asumido por el costo del tamiz molecular					
ITC-08	Enfriador corriente de regeneración	Asumido por el costo del tamiz molecular					
F-04	Tamiz molecular	2000	\$ 3.112.319,00	0,31	0,70	\$ 1.379.841,28	\$ 1.969.051,23
T-01	Tanque mezclado bagazo-ácido	1991	\$ 30.000,00	1,00	0,60	\$ 30.000,00	\$ 54.937,31
T-02	Tanque de pretratamiento	1991	\$ 30.000,00	8,66	0,60	\$ 109.545,84	\$ 200.605,11
T-03	Tanque de separación flash	1991	\$ 30.000,00	8,66	0,60	\$ 109.554,95	\$ 200.621,79
T-04	Tanque mezclado celulosa	1991	\$ 29.000,00	1,00	0,60	\$ 29.000,00	\$ 53.106,06
T-05	Reactores SSF	1991	\$ 30.000,00	9,78	0,60	\$ 117.848,64	\$ 215.809,56
T-06	Reactores SSF	1991	\$ 30.000,00	9,78	0,60	\$ 117.848,64	\$ 215.809,56
T-07	Reactores SSF	1991	\$ 30.000,00	9,78	0,60	\$ 117.848,64	\$ 215.809,56
T-08	Mezclador productos de SSF	1991	\$ 30.000,00	0,11	0,60	\$ 7.865,45	\$ 14.403,56
T-09	Reactor de neutralización	1991	\$ 30.000,00	0,85	0,60	\$ 27.212,76	\$ 49.833,19
T-10	Fermentador de C5	1991	\$ 30.000,00	7,95	0,60	\$ 104.098,96	\$ 190.630,55
TOTAL COSTO EQUIPO						\$ 5.591.575,38	

ANEXO 9
DETALLES DEL ANÁLISIS ECONÓMICO

RUTA 1

Inversión total de capital

		Millones pesos
COSTOS DIRECTOS		
Equipo comprado	Cp	\$ 13.114,06
Instalación, aislamiento y pintura	0,27 Cp	\$ 3.540,80
Instrumentación y control, instalado	0,18 Cp	\$ 2.360,53
Tubería, instalada	0,31 Cp	\$ 4.065,36
Instrumentos eléctricos instalados	0,25 Cp	\$ 3.278,52
Edificios, incluido servicios	0,29 Cp	\$ 3.803,08
Unidades para servicios	0,30 Cp	\$ 3.934,22
Mejoramiento del terreno	0,05 Cp	\$ 655,70
Tierra	0,03 Cp	\$ 393,42
Total materiales directos y Labor		\$ 35.145,69
COSTOS INDIRECTOS		
Ingeniería y supervisión	0,32 Cp	\$ 4.196,50
Gastos en construcción	0,34 Cp	\$ 4.458,78
Tarifa del contratista	0,18 Cp	\$ 2.360,53
Contingencia	0,36 Cp	\$ 4.721,06
Total Costos indirectos de proceso		\$ 15.736,88
INVERSIÓN DE CAPITAL FIJO	lcf	\$ 50.882,57
Capital de trabajo	0,15 lcf	\$ 7.632,39
INVERSIÓN TOTAL DE CAPITAL	ltc	\$ 58.514,95

COSTOS TOTALES DE PRODUCTO			
I. COSTOS DIRECTOS DE MANUFACTURA			
a) Costos directos de producción			Millones de pesos
Materias primas y reactivos	PRECIO UNITARIO	FLUJO	TOTAL
	precio por kg	kg/h	
Bagazo de caña	\$ 38,90	50000	\$ 16.571,40
Enzima	\$ 75.292,00/m3 etanol		\$ 6.087,72
Levadura	\$7.035,00/m3 etanol		\$ 568,81
TOTAL MATERIAS PRIMAS			\$ 23.227,93
Operarios, Supervisores y administrativos			
Labor	\$4.520,00/h	216 h/d	\$ 371,00
Supervisores y administrativos	25% Labor		\$ 92,75
TOTAL LABOR, SUPERV. Y ADMINIST.			\$ 463,75
Mantenimiento y reparación			
Labor, materiales y reparaciones	4% lcf		\$ 2.035,30
TOTAL MANTENIMIENTO Y REP.			\$ 2.302,90
Insumos para operación			
Lubricantes, reactivos para análisis, etc.	15% Mantenimiento		\$ 303,06
TOTAL INSUMOS PARA OPERACIÓN			\$ 303,06
Cargas de laboratorio			
Pruebas de laboratorio	20% Labor		\$ 74,20
TOTALCARGOS DE LABORATORIO			\$ 74,20
Energía y servicios industriales			
Electricidad		35 kW	
Agua de proceso		68 770 kg/h	
Agua de refrigeración		3600427 kg/h	
Vapor			
TOTAL SERVICIOS INDUSTRIALES			\$ 9.746,08
TOTAL COSTOS DIRECTOS DE PRODUCTO			\$ 33.815,02
b) Cargos fijos			
Depreciación			\$ 6.137,38
Impuestos	1% lcf		\$ 508,83
Seguros	1% lcf		\$ 508,83
Otros cargos no operacionales			\$ 278,25
TOTAL CARGOS FIJOS			\$ 7.433,28
II. GASTOS GENERALES			
Costos administrativos	15% Labor y mantenimiento		\$ 69,56

Distribución y venta de producto	2% Costo total producto	\$ 947,08
Financiamiento	10% Capital prestado	\$ 5.851,50
TOTAL GASTOS GENERALES		\$ 6.868,14
COSTO TOTAL DE PRODUCTO		\$ 48.116,45

RUTA 2

INVERSIÓN TOTAL DE CAPITAL

COSTOS DIRECTOS		Millones pesos
Equipo comprado	Cp	\$ 13.716,13
Instalación, aislamiento y pintura	0,27 Cp	\$ 3.703,36
Instrumentación y control, instalado	0,18 Cp	\$ 2.468,90
Tubería, instalada	0,31 Cp	\$ 4.252,00
Instrumentos eléctricos instalados	0,25 Cp	\$ 3.429,03
Edificios, incluido servicios	0,29 Cp	\$ 3.977,68
Unidades para servicios	0,30 Cp	\$ 4.114,84
Mejoramiento del terreno	0,05 Cp	\$ 685,81
Tierra	0,03 Cp	\$ 411,48
Total materiales directos y Labor		\$ 36.759,24
COSTOS INDIRECTOS		
Ingeniería y supervisión	0,32 Cp	\$ 4.389,16
Gastos en construcción	0,34 Cp	\$ 4.663,49
Tarifa del contratista	0,18 Cp	\$ 2.468,90
Contingencia	0,36 Cp	\$ 4.937,81
Total Costos indirectos de proceso		\$ 16.459,36
INVERSIÓN DE CAPITAL FIJO	Icf	\$ 53.218,60
Capital de trabajo	0,15 Icf	\$ 7.982,79
INVERSIÓN TOTAL DE CAPITAL	Itc	\$ 61.201,39

COSTOS TOTALES DE PRODUCTO			
I. COSTOS DIRECTOS DE MANUFACTURA			
a) Costos directos de producción			Millones de pesos
Materias primas y reactivos			
	PRECIO UNITARIO	FLUJO	TOTAL
	precio por kg	kg/h	
Bagazo de caña	\$ 38,90	50000	\$ 16.571,40
Acido sulfúrico	\$ 6.107,00	225	\$ 11.707,12
CaO	\$ 583,00	130	\$ 645,73
Enzima	\$ 75.292,00/m3 etanol		\$ 6.087,72
Levadura	\$7.035,00/m3 etanol		\$ 568,81
TOTAL MATERIAS PRIMAS			\$ 35.580,78
Operarios, Supervisores y administrativos			
Labor	\$4.520,00/h	216 h/d	\$ 371,00
Supervisores y administrativos	25% Labor		\$ 92,75
TOTAL LABOR, SUPERV. Y ADMINIST.			\$ 463,75
Mantenimiento y reparación			
Labor, materiales y reparaciones	4% lcf		\$ 2.128,74
TOTAL MANTENIMIENTO Y REP.			\$ 2.302,90
Insumos para operación			
Lubricantes, reactivos para análisis, etc.	15% Mantenimiento		\$ 303,06
TOTAL INSUMOS PARA OPERACIÓN			\$ 303,06
Cargas de laboratorio			
Pruebas de laboratorio	20% Labor		\$ 74,20
TOTAL CARGOS DE LABORATORIO			\$ 74,20
Energía y servicios industriales			
Electricidad		35 kW	
Agua de proceso		68 770 kg/h	
Agua de refrigeración		3600427 kg/h	
Vapor			
TOTAL SERVICIOS INDUSTRIALES			\$ 5.850,70
TOTAL COSTOS DIRECTOS DE PRODUCTO			\$ 42.272,49
b) Cargos fijos			
Depreciación			\$ 6.419,15
Impuestos	1% lcf		\$ 532,19
Seguros	1% lcf		\$ 532,19
Otros cargos no operacionales			\$ 278,25
TOTAL CARGOS FIJOS			\$ 7.761,77

II. GASTOS GENERALES		
Costos administrativos	15% Labor y mantenimiento	\$ 69,56
Distribución y venta de producto	2% Costo total producto	\$ 1.170,15
Financiamiento	5%Capital prestado	\$ 6.120,14
TOTAL GASTOS GENERALES		\$ 7.359,85
COSTO TOTAL DE PRODUCTO		\$ 57.394,12

ANEXO 10

FLUJOS DE EFECTIVO Y CÁLCULO DE LA TIR

RUTA UNO

FLUJO DE CAJA

AÑO	INGRESOS	EGRESOS	UTILIDAD BRUTA	IMPUESTOS	FLUJO CAJA
0	\$ 0,00	\$ 5.592.351,46		\$ 0,00	-\$ 5.592.351,46
1	\$ 93.649,45	\$ 48.116,45	\$ 45.533,00	\$ 15.025,89	\$ 30.507,11
2	\$ 99.268,41	\$ 51.003,43	\$ 48.264,98	\$ 15.927,44	\$ 32.337,54
3	\$ 105.224,52	\$ 54.063,64	\$ 51.160,88	\$ 16.883,09	\$ 34.277,79
4	\$ 111.537,99	\$ 57.307,46	\$ 54.230,53	\$ 17.896,08	\$ 36.334,46
5	\$ 118.230,27	\$ 60.745,90	\$ 57.484,37	\$ 18.969,84	\$ 38.514,53
				TIR	

RUTA DOS

FLUJO DE CAJA

AÑO	INGRESOS	EGRESOS	UTILIDAD BRUTA	IMPUESTOS	FLUJO CAJA
0	\$ 0,00	\$ 61.201,39	\$ 0,00	\$ 0,00	-\$ 61.201,39
1	\$ 104.593,77	\$ 57.394,12	\$ 47.199,65	\$ 15.575,88	\$ 31.623,77
2	\$ 110.869,40	\$ 60.837,77	\$ 50.031,63	\$ 16.510,44	\$ 33.521,19
3	\$ 117.521,56	\$ 64.488,03	\$ 53.033,53	\$ 17.501,06	\$ 35.532,46
4	\$ 124.572,85	\$ 68.357,31	\$ 56.215,54	\$ 18.551,13	\$ 37.664,41
5	\$ 132.047,22	\$ 72.458,75	\$ 59.588,47	\$ 19.664,20	\$ 39.924,28
				TIR	