



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA  
DE MÉXICO**

---

---

**FACULTAD DE QUÍMICA**

**BASES DE DISEÑO PARA PLANTA PRODUCTORA DE  
BIOETANOL A PARTIR DE SORGO DULCE Y YUCA**

**T E S I S**

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE

**INGENIERO QUIMICO**

PRESENTAN

**PILAR VIVANCO LOYO**

**MOISÉS JUÁREZ GUTIÉRREZ**



**MÉXICO, D.F.**

**2009**



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

## **JURADO ASIGNADO:**

**PRESIDENTE: MANUEL FERNANDO RUBIO ARROYO**  
**VOCAL: JOSÉ ANTONIO ORTÍZ RAMÍREZ**  
**SECRETARIO: JUAN JOSÉ RUÍZ LÓPEZ**  
**1er. SUPLENTE: FERNANDO CORTÉS GUZMÁN**  
**2° SUPLENTE: ABRAHAM RODRIGO FLORES RAMOS**

**Este tema se desarrolló en el Instituto de Química bajo el programa “Apoyo a la investigación en fisicoquímica”.**

## **ASESOR DEL TEMA:**

**DR. MANUEL FERNANDO RUBIO ARROYO**

## **SUSTENTANTES:**

**PILAR VIVANCO LOYO**

**MOISÉS JUÁREZ GUTIÉRREZ**

# AGRADECIMIENTOS

**AGRADECIMIENTOS PILAR VIVANCO LOYO**

## A DIOS

### *Gracias por la vida*

*Gracias por regalarme todas las capacidades y dones que me has dado para lograr los objetivos que he planteado en mi vida; por poner en mi sendero a todas las personas de las que aprendí algo que era indispensable para mi crecimiento profesional y espiritual.*

*Gracias por regalarme una Familia que se preocupa por mí y me apoya en cada decisión que tomo, que me impulsan para seguir adelante y que han reído y llorado conmigo en cada momento de mi vida.*

*Gracias por los momentos difíciles en especial porque fueron los que me sacaron adelante en muchas situaciones, gracias por los momentos felices porque gracias a ellos se sonreír con el corazón.*

*Gracias por creer en mí, que soy una pequeña parte de tu creación, para ser algo mejor con el tiempo y experiencia.*

## AL DR. MANUEL FERNANDO RUBIO ARROYO

*Agradezco al Doctor Manuel Fernando Rubio Arroyo, que es una excelente persona y un asesor excepcional, por brindarme la oportunidad de trabajar en este proyecto que es muy importante en mi desarrollo profesional, por creer en mi capacidad para realizar esta tesis y poner a mi alcance todo lo necesario para la realización de la misma.*

## AGRADECIMIENTOS GENERALES

*Agradezco a todos los que conforman el Instituto de Química que ayudaron a que este proyecto pudiera salir adelante proporcionando un laboratorio para la realización de los experimentos.*

*A la Maestra Carmen Márquez que colaboró con las pruebas de cromatografía de los experimentos realizados.*

*A los ingenieros Ing. José Antonio Ortiz Ramírez y el Ing. Juan José Ruíz López por sus consejos sobre algunos puntos de esta tesis que ayudaron a que quedara un gran trabajo; gracias por compartir su experiencia conmigo.*

## AGRADECIMIENTOS MOISÉS JUÁREZ GUTIÉRREZ

### A DIOS

*Gracias por darme vida y salud. Por todos mis defectos y virtudes, y por ayudarme a moldearme un carácter. Gracias por darme la fuerza para superar las pruebas que he pasado por la vida y por las que no he logrado pasar, mismas que me han dado la fuerza para superarme y no rendirme.*

*Gracias por una familia tan grande y maravillosa, por su comprensión y amor que me han brindado en todo momento.*

## AL DR. MANUEL FERNANDO RUBIO ARROYO

*Le doy las más infinitas gracias por brindarme su apoyo y confianza al permitirme trabajar en este proyecto, por el apoyo que nos dio en la elaboración de esta tesis con sus grandes conocimientos y su amplia experiencia, por ayudarme a desarrollar mis capacidades profesionales y por ser un ejemplo al ser tan maravillosa persona como profesionalista.*

## AGRADECIMIENTOS GENERALES

*Al Instituto de Química por brindarnos un laboratorio con excelentes instalaciones para el desarrollo experimental de esta tesis. A las personas que laboran en éste, las cuales nos proporcionaron su apoyo y un ambiente de trabajo agradable.*

*A la Maestra Carmen Márquez del laboratorio de Cromatografía, por el apoyo en las pruebas de cromatografía.*

*A los ingenieros Ing. José Antonio Ortiz Ramírez y el Ing. Juan José Ruíz López por brindarnos su experiencia y conocimientos para el enriquecimiento profesional de esta tesis.*

# DEDICATORIAS

**DEDICATORIAS PILAR VIVANCO LOYO**

*Esta tesis está dedicada a todas las personas que de algún modo han participado en mi vida dejando sus enseñanzas y experiencia gracias de todo corazón.*

#### **A MIS PADRES**

*Por ser los mejores ya que su vida es una maravilla que han creado al paso de los años y merecen que su esfuerzo, su dedicación, sus desvelos, sus preocupaciones y la responsabilidad con que manejan la vida sean reconocidos. Siento orgullo de tener unos padres como ustedes que con todas las dificultades que tienen piensan en mi hermano y en mí dándonos todo lo que tienen para que logremos lo que deseamos aconsejándonos para que seamos responsables y respetuosos. Gracias por heredarme sus conocimientos y valores, gracias por iluminar mi vida todos los días, gracias por ser mis padres, los llevo siempre en mi corazón y que Dios los bendiga siempre.*

#### **A MI HERMANO**

*Por ser auténtico, porque nadie te dijo que hacer ni cómo hacerlo, porque tú esfuerzo y constancia sobre pasa los límites y eso te hace el mejor. Por ponerme a prueba todo el tiempo y retarme para que yo logre lo que quiero y no sea conformista y tampoco una persona mediocre. Gracias por tener fe en mí y apoyarme en mis decisiones. Que Dios bendiga tu vida y tus sueños.*

#### **A DAVID GONZÁLEZ LOYO**

*Gracias por ser la luz en la vida de muchas personas, por demostrar lo que es tener un corazón puro y ser una persona feliz con lo que se tiene a pesar de lo duro que pueda ser el camino, gracias por la oportunidad de conocerte y porque dejaste en mi vida un rayo de sol que en los momentos difíciles me saca adelante. Gracias por entenderme y quererme sin reservas ni condiciones. A ti te dedico esta tesis porque nos mostraste lo que es tener ganas de vivir porque lo diste todo cuando la mayoría se da por vencido. Gracias por tocar mi corazón con tu sonrisa.*

#### **A MOISÉS JUÁREZ GUTIÉRREZ**

*Por ser la persona que brilló en un momento de oscuridad, porque te has convertido en ese trampolín que me impulsa a ser mejor y seguir adelante a pesar del miedo y la inseguridad. Gracias por tu diferente manera de ver la vida, por tu apoyo incondicional, por tu constancia y paciencia.*

*Por ser la persona más entregada con lo que hace, por no dudar cuando un reto se presenta, porque para ti las palabras “no puedo” son desconocidas; porque cuando todo el mundo cree que no podrás lograr lo que quieres tú levantas la cabeza y demuestras que vales mucho más de lo que todos creen; gracias por dejarme ser parte de tu vida y gracias por entrar en la mía dejando un haz de alegría y paz.*

### **A ERNESTINA MEJÍA VIVANCO**

*Por ser una persona excepcional que le ha dado a mi vida sabor y diversión, por demostrar que las ganas de vivir son más grandes que cualquier contratiempo que aparezca en este largo camino, por compartir tu vida conmigo y convertirte en mi mejor amiga. Gracias por confiar en mí y apoyarme, que Dios te bendiga y siempre adelante.*

*A mis amigos Lucy y Orlando gracias por ser parte de mi vida, por apoyarme y aceptarme sin condiciones, gracias por los momentos fantásticos que he pasado con ustedes, esta tesis está dedicada a su esfuerzo y dedicación en la carrera y en la vida que Dios los bendiga.*

### **DEDICATORIAS MOISÉS JUÁREZ GUTIÉRREZ**

## A MIS PADRES

*Por brindarme su incondicional apoyo en los momentos más duros de mi vida, por las alegrías y dificultades que me ayudaron a superar durante mi desarrollo profesional. Por ser las personas en las cuales siempre puedo contar. Por enseñarme a vivir una vida hermosa y a enfrentar los problemas con fe y carácter para nunca caer y seguir adelante, por los sacrificios y el esfuerzo que realizaron en mi educación. Por soportar mi mal genio y regalarme una sonrisa en mis momentos de frustración. Por enseñarme valores y principios, pero sobre todo, por ser las maravillosas personas que son.*

## A MI HERMANO JORGE JUÁREZ GUTIÉRREZ

*Por ser un ejemplo de vida a seguir, por el apoyo que me brindaste en todo momento siempre con una sonrisa y esa despreocupada forma de ser que te caracteriza, sin la cual no habría aprendido jamás a manejar mis defectos. Gracias por ser uno de los pilares que sostienen mi vida y por ayudarme a vivir tranquilamente. Por enseñarme que no importa que tan oscuro se ponga mí por venir, siempre hay una pequeña luz que me ayudará a salir de las sombras, por tu sabiduría muchas gracias.*

## A PILAR VIVANCO LOYO

*Por ayudarme en los momentos más difíciles, por tu capacidad de hacer hermoso hasta las cosas más tediosas y difíciles, por enseñarme que la vida es maravillosa y se debe vivir plenamente. Por ser un ejemplo como persona y como profesionalista, por enseñarme que se puede ser feliz no importa lo que se me presente. Por siempre creer en mí y en mis capacidades y porque jamás me has dado la espalda.*

*Gracias por ayudarme en todos los proyectos de mi vida y por impulsarme cada día a controlar mi carácter y ser una mejor persona, con esa sonrisa infinita y el incondicional amor que me has brindado sin el cual simplemente jamás podría haber salido a delante.*

## A MI TÍO ABEL GUTIÉRREZ PONCE.

*Por ser el ingeniero al que más admiro, gracias por tus enseñanzas, sabiduría, cariño y paciencia. Por tener siempre la respuesta mis constantes dudas. El profundo respeto y cariño que siento por ti fueron el móvil por el cual tomé la decisión de ser un ingeniero. Gracias por enseñarme a ser una persona responsable y honesta, por transmitirme tu experiencia no solo como profesionalista, sino como el excelente ser humano que eres.*

## A MIS AMIGOS

*A Sergio Aboytez Martínez, Daniel Nava Luna y Ediel Sánchez Alpizar; por compartir mis alegrías durante las diferentes etapas de mi vida, por darme sus consejos y su ejemplo que me impulsaron a ser una mejor persona y por el apoyo incondicional en todo momento, muchísimas gracias.*

*A Orlando Flores, Lucero Salgado, Mariana Valdez, Francisco Palacios, que me ayudaron a enriquecer mis conocimientos y por brindarme su amistad, por los momentos tan gratificantes que vivimos en el recorrido de esta carrera, francamente no imagino mejores compañeros de trabajo y amigos que ustedes.*

*A Joel Iván Chávez Juárez, por brindarme muchas alegrías, por los momentos tan agradables que pasamos. Por ayudarme en los momentos difíciles de mi carrera y de mi vida.*

*A Joel Chávez Arreguín, por ser uno de mis maestros de la vida y por tu sabiduría y comprensión.*

.

# ÍNDICE

1. Introducción .....	1
2. Marco teórico .....	7
2.1. Bioquímica de la reacción .....	8
2.2. Bioquímica de la reacción de fermentación .....	8
2.3. Limitaciones del proceso .....	10
2.4. Fermentación industrial .....	10
2.5. Fermentaciones naturales .....	11
2.6. Fermentación de vino .....	11
2.7. Fermentación de cerveza .....	12
2.8. Métodos de síntesis para la producción de alcohol .....	12
2.9. FEL .....	13
3. Estudio de mercado .....	14
3.1. Definición del proyecto .....	14
3.2. Aplicaciones .....	14
3.3. Producción .....	14
3.4. Análisis de la materia prima .....	14
3.5. Plan de producción .....	19
3.6. Conclusiones .....	19
4. Tecnología .....	21
4.1. Alcance .....	21
4.2. Desarrollo .....	21
4.3. Análisis de la eficiencia de la reacción .....	28
4.4. Conclusiones .....	30
5. Ingeniería .....	32
5.1. Bases de diseño .....	32
5.2. Descripción del proceso de producción de etanol .....	38
5.3. Diagrama de bloques .....	40
5.4. Diagrama de Flujo de Proceso (DFP) .....	41
5.5. Programa de producción .....	42
5.6. Filosofía de proceso de producción de etanol .....	43
5.7. Diagrama de Tuberías e Instrumentación (DTI) .....	45
5.8. HAZOP .....	46
5.9. Plot Plant .....	51
5.10. Lay Out .....	52
6. Análisis Financiero .....	53
6.1. Punto de Equilibrio .....	53
6.2. Estudio financiero .....	57
6.2.1. Costos de operación .....	57
6.2.2. Costos administrativos .....	58
6.2.3. Costo de materia prima .....	58
6.2.4. Inversión inicial .....	59
6.2.5. Ventas proyectadas .....	61
6.2.6. Estados de resultados .....	62
6.2.7. Criterios de inversión .....	63
6.3. Conclusiones .....	63

7. Conclusiones del proyecto .....	64
8. Anexos.....	66
8.1. Anexos del estudio de mercado.....	66
8.2. Anexos de la tecnología .....	68
8.3. Anexos de la ingeniería.....	69
8.4. Anexos del análisis financiero.....	77
9. Referencias.....	89

# 1 INTRODUCCIÓN

El empleo principal de los procesos de fermentación por parte del ser humano ha sido dirigido, desde la antigüedad, a la producción de etanol destinado a la elaboración de bebidas alcohólicas diversas. Esta situación cambió en el siglo XX ya que desde la crisis del petróleo de los 70's los estudios e investigaciones acerca de posibles combustibles alternativos han sido de gran interés para los gobiernos de todo mundo. Dentro de los estudios de biotecnología se ha intentado emplear el etanol resultante de la fermentación alcohólica de los desechos agrícolas en la obtención de biocombustibles (bioetanol) empleados en los motores de vehículos. Se ha intentado centrar los estudios en los reactores de fermentación con la esperanza de poder obtener no sólo grandes cantidades de etanol, sino que se aumente la eficiencia de los mismos. No obstante la generación de CO<sub>2</sub> durante el proceso pone en alarma acerca de su uso, debido a las consecuencias que puede traer para el cambio climático.

El bioetanol se perfila como un recurso energético potencialmente sostenible que puede ofrecer ventajas medioambientales y económicas a largo plazo que mezclado con la gasolina produce biocombustible de alto poder energético con características muy similares a la gasolina pero con una importante reducción de las emisiones contaminantes de los motores tradicionales de combustión en contraposición a los combustibles fósiles. Se obtiene fácilmente del azúcar o del almidón; sin embargo, los métodos actuales de producción de bioetanol utilizan una cantidad significativa de energía en comparación al del combustible producido. Por esta razón, no sería recomendable sustituir enteramente el consumo actual de combustibles fósiles por bioetanol. El bioetanol ofrece diversas posibilidades de mezclas para la obtención de biocombustibles con los siguientes nombres y propiedades:

- E5: El biocombustible E5 significa una mezcla del 5% de bioetanol y el 95% de gasolina normal. Esta es la mezcla habitual y mezcla máxima autorizada en la actualidad por la regulación europea, sin embargo, es previsible una modificación de la normatividad europea que aumentará este límite al 10% ya que diferentes estudios constatan que los vehículos actuales toleran sin problema hasta el 10% de bioetanol y los beneficios para el medioambiente son significativos.
- E10: Significa una mezcla de 10% de bioetanol y 90% de gasolina normal. Esta mezcla es la más utilizada en USA ya que hasta en proporción de mezcla los motores de los vehículos no requieren ninguna modificación incluso produce la elevación de un octano en la gasolina mejorando su resultado y obteniendo una notable reducción en la emisión de gases contaminantes.
- E85: Mezcla de 85% de bioetanol y 15% gasolina, utilizada en vehículos con motores especiales. En USA las marcas más conocidas ofrecen

vehículos adaptados a estas mezclas. También se comercializan en algunos países los llamados vehículos FFV (flexible fuel vehicles) o vehículos de combustibles flexibles con motores adaptados que permiten una variedad de mezclas.

- E95 y E100: Mezclas hasta 95% y 100% de bioetanol son utilizadas en algunos países como Brasil con motores especiales.
- E-DIESEL: El bioetanol permite su mezcla con gasoil utilizando un aditivo solvente y produciendo un biocombustible diesel el E-Diesel, con muy buenas características en cuanto a combustión y reducción de contaminación ofreciendo así otras alternativas al bioetanol en el campo de los vehículos Diesel. El E-Diesel ya se comercializa con éxito en USA y Brasil; pronto hará su aparición en Europa.

El etanol también se utiliza como un añadido para oxigenar la gasolina estándar como reemplazo del metil ter-butil éter (MTBE). Este último responsable de una considerable contaminación del suelo y agua subterránea. Para evitar este contaminante se puede usar ETBE, el cual no se comercializa como un biocombustible sino que se utiliza como aditivo de gasolina. El ETBE (etil ter-butil éter) se obtiene por síntesis de bioetanol con el isobutileno. El ETBE posee las ventajas de ser menos volátil y más miscible con la gasolina que el propio etanol y, como el etanol, se adiciona a la gasolina en proporciones del 15%. La adición del ETBE o etanol sirve para aumentar el índice de octano de gasolina, evitando la adición de sales de plomo.

Generalmente, cuanto mayor es el contenido de etanol en una mezcla de gasohol, más baja es su conveniencia para los motores corrientes de automóvil. El etanol puro reacciona o se disuelve con ciertos materiales de goma y plásticos y no debe utilizarse en motores sin modificar. Además el etanol tiene un octanaje mucho más alto que la gasolina común requiriendo cambiar el cociente de compresión o la sincronización de la chispa para obtener el rendimiento máximo.

Los motores de etanol requieren un sistema de arranque en frío para asegurar la suficiente vaporización con temperaturas por debajo de 15° a 11° C para maximizar la combustión, evitar problemas de arranque con el motor frío y para reducir al mínimo la no combustión de etanol no vaporizado. Sin embargo, una mezcla de gasolinas con un 10 a 30 % de etanol, no necesita en general ninguna modificación del motor; la mayoría de los coches modernos pueden funcionar con estas mezclas sin ningún problema.

Para abordar el panorama mundial nos podemos auxiliar de la *tabla 1*, en la cual podemos ver que en el 2006 la producción mundial total de etanol en todos sus grados fue de 51.06 mil millones de litros (13.49 mil millones de galones internacionales). Los dos principales productores mundiales son Estados Unidos y Brasil, que juntos producen el 70% del total de etanol, seguidos por China, India y Francia.

*Tabla 1: Producción anual de etanol por país (2004-2006), quince mayores países productores*

(millones de galones internacionales, todos los grados de etanol)				
<i>Clasificación mundial</i>	País	2006	2005	2004
1	Estados Unidos	4.855	4.264	3.535
2	Brasil	4.491	4.227	3.989
3	China	1.017	1.004	964
4	India	502	449	462
5	Francia	251	240	219
6	Alemania	202	114	71
7	Rusia	171	198	198
8	Canadá	153	61	61
9	España	122	93	79
10	Sudáfrica	102	103	110
11	Tailandia	93	79	74
12	Reino Unido	74	92	106
13	Ucrania	71	65	66
14	Polonia	66	58	53
15	Arabia Saudita	52	32	79
	Producción total mundial	13.489	12.150	10.770

El interés creciente que suscita el combustible etanol obedece no sólo a las preocupaciones por los altos precios del petróleo sino también a otros motivos importantes. Entre los cuales cabe mencionar los siguientes: la necesidad de diversificar las fuentes de energía, el deseo de muchos países de reducir el gas de efecto invernadero de conformidad con el Protocolo de Kyoto, y la necesidad de estabilizar los precios de los productos básicos y ajustar las subvenciones agrícolas a las disposiciones de la OMC (organización mundial de comercio). Gracias a los avances tecnológicos y a los incentivos normativos, la industria del combustible etanol ya no se limita a unos pocos países (Brasil, Japón y los Estados Unidos) sino que está cobrando importancia también en otras partes del mundo, sobre todo China, la India y Tailandia. El incremento de la utilización de etanol tiene el potencial de crear una demanda apreciable de productos agrícolas relacionados con la energía y de influir en los mercados de productos básicos.

En el Brasil, el principal productor y consumidor mundial de combustibles etanol, se comenzó en 1997 con el programa nacional PROÁLCOOL destinado a reducir la factura de las importaciones de petróleo del país. En 1997, se liberalizó el precio del etanol hidratado, seguido del etanol anhidro en 1999; se abolió el monopolio de distribución de Petrobras y se redujeron las subvenciones a los productores de mezclas de etanol y gasolina.

En los Estados Unidos, el segundo productor mundial de biocombustibles, existe una variedad de incentivos federales y estatales, incluidos la exención de los impuestos al consumo y las subvenciones, principalmente para el combustible

etanol derivado del maíz. Además, es probable que el etanol sea uno de los principales beneficiarios de las disposiciones de la Norma de Combustibles Renovables (RFS), que forma parte de la Ley de Energía aprobada últimamente en los Estados Unidos. La RFS no prevé protección alguna en materia de responsabilidad por el uso del MTBE (éter metil terbutílico), un mejorador de octano en la gasolina prohibido en algunos estados y considerado como uno de los sucedáneos principales del etanol.

En la UE (Unión Europea), donde en el mercado de biocombustibles predomina el biodiesel derivado de aceites vegetales, el etanol representa alrededor del 20 por ciento del mercado. Francia y España son los productores principales. En 2005, se aplicó un tipo impositivo gradual a los distribuidores de petróleo para fomentar la mezcla de biocombustibles con gasolina. Análogamente, España, el mayor productor de etanol de la UE, junto con Alemania, Italia, Portugal y Suecia, concedieron exenciones parciales o totales de los impuestos al consumo de productos derivados del petróleo, y emanaron leyes destinadas a alentar la producción de biocombustible.

El programa bioenergético de la India tenía por objeto crear una alternativa para los azucareros ante la depresión de los precios. El Gobierno aprobó la venta de E5 (mezcla de 5 por ciento con gasolina) en varios estados, e introdujo la exención del impuesto de 0,75 rupias para las ventas de etanol. También concede subvenciones a la producción de etanol, y en algunas provincias impone la utilización de mezclas de etanol E10. En Tailandia se aplican incentivos fiscales para promover las mezclas combustibles E10, mientras que Australia, Canadá y el Japón conceden, con ciertas condiciones, subvenciones a las inversiones y la producción. Actualmente, la mayoría de los países aplican aranceles altos a la importación para evitar la competencia con el suministro interno.

Con las tecnologías existentes, la producción de etanol derivado de la caña de azúcar y del maíz ha sido la más económica en comparación con el etanol derivado de otras materias primas, y con los biocombustibles derivados de los aceites vegetales. Sin embargo, si los precios del petróleo se mantienen altos, crecerán ulteriormente los incentivos para producir tanto etanol como otros biocombustibles derivados de diferentes materias primas. Esto podría beneficiar a muchos países en desarrollo que producen caña de azúcar o cuentan con cereales o aceites vegetales, sobre todo los países sin salida al mar e importadores de energía.

La aparición de programas de comercialización del carbón con arreglo a la ratificación del Protocolo de Kyoto puede también mejorar la competitividad de los biocombustibles, sobre todo el etanol, en comparación con los combustibles fósiles. Dado que el consumo de etanol redundará en una importante disminución de las emisiones de dióxido de carbono, los usuarios pueden obtener créditos de carbón que pueden venderse a los grandes responsables de la contaminación

reduciendo los costos de producción del etanol y aumentando los de los combustibles fósiles.

Algunos países, entre ellos el Japón y la UE, ya han propuesto programas de comercialización del carbón y es probable que en todo el mundo surjan planes semejantes.

Es importante que muchos países en desarrollo que cuentan con recursos limitados y quieren producir biocombustible evalúen el costo que representa el hecho de retirar recursos de la producción de alimentos y pastos frente a las ventajas de reducir las importaciones de petróleo crudo. Por ejemplo, en el estudio de la OCDE (organización para la cooperación y desarrollo económico) sobre los efectos de los precios del petróleo en la producción de bioenergía se examinó la necesidad de recursos en términos de tierras. Se estima que la UE necesitaría transformar alrededor del 70 por ciento de sus tierras agrícolas para cubrir el 10 por ciento de sus necesidades de energía, mientras que los Estados Unidos, el Brasil y el Canadá necesitarían 30, 3, y 0,3 por ciento de tierras agrícolas, respectivamente. La tasa de transformación varía según los países y depende de las materias primas utilizadas para producir bioenergía y del consumo per cápita del combustible para transporte: dada la actual tecnología, cuanto mayor sea esto último, tanto mayor será la necesidad de tierras. A largo plazo, los avances tecnológicos y los aumentos de la productividad podrían permitir el uso de menos tierras por unidad de energía producida. Habría que tener en cuenta que los avances tecnológicos pueden permitir también la producción de biocombustibles derivados de materias primas más baratas, como el etanol derivado de materias primas basadas en la celulosa, tales como tallos, materiales leñosos y hojas. Con ello se podría producir más etanol a un costo menor, reduciendo al mismo tiempo el impacto de mercado en los productos alimentarios.

Tomando en cuenta la situación de México; los expertos de PEMEX calcularon que usar etanol implicaría costos adicionales en la producción de gasolina de unos 140 millones de dólares anuales, lo que elevaría el precio del combustible.

En México, exportador de petróleo se ha demostrado que adoptar una mezcla de un 10% de etanol para la gasolina de consumo doméstico ahorraría cerca de 2.000 millones de dólares al año, cantidad que hoy en día se gasta para importar gasolina y aditivos porque México no dispone de la capacidad suficiente para refinar todo el petróleo que produce.

La tecnología para destilar el etanol y mezclarlo con gasolina es comparativamente barata y de fácil obtención; prácticamente todos los automóviles nuevos y la mayor parte de los viejos pueden funcionar con gasolina que contenga hasta un 10% de etanol.

Para lograr el objetivo de la tesis presente; que es obtener las bases de diseño adecuadas para una planta productora de bioetanol para su utilización como biocombustible a partir de materia prima que no impacte al medio socioeconómico y alimentario; se trabajará de la siguiente manera:

En primera instancia se hará un estudio de mercado en el cual se investigará los datos relevantes sobre las materias primas para que se tenga una idea de que parte de lo que se tiene en el país puede tomarse para la producción de bioetanol sin afectar las bases alimenticias.

Con los datos obtenidos del desarrollo experimental, el análisis financiero y utilizando el concepto de FEL se podrá discutir cuales son los mejores términos para la elaboración de las bases de diseño y si el objetivo puede llevarse a cabo, es decir, analizar lo que se quiere del proceso para generar una bases de diseño que cumplan este objetivo del proceso.

## 2 MARCO TEÓRICO

La palabra fermentación se deriva etimológicamente de la latina *fervere*, que significa ebullición, burbujeo, y fue aplicada a la transformación tumultuosa que experimentaba el mosto de uva al convertirse en vino y durante la cual se producía un abundante desprendimiento de anhídrido carbónico.

El etanol resultante se emplea en la elaboración de algunas bebidas alcohólicas, tales como el vino, la cerveza, la sidra, el cava, etc. Aunque en la actualidad se empieza a sintetizar también etanol mediante la fermentación a nivel industrial a gran escala para ser empleado como biocombustible.

La fermentación alcohólica tiene como finalidad biológica proporcionar energía anaeróbica a los microorganismos unicelulares (levaduras) en ausencia de oxígeno para ello disocian las moléculas de glucosa y obtienen la energía necesaria para sobrevivir, produciendo el alcohol y  $\text{CO}_2$  como desechos consecuencia de la fermentación. Las levaduras y bacterias causantes de este fenómeno son microorganismos muy habituales en las frutas y cereales y contribuyen en gran medida al sabor de los productos fermentados. Una de las principales características de estos microorganismos es que viven en ambientes completamente carentes de oxígeno ( $\text{O}_2$ ), máxime durante la reacción química, por esta razón se dice que la fermentación alcohólica es un proceso anaeróbico.

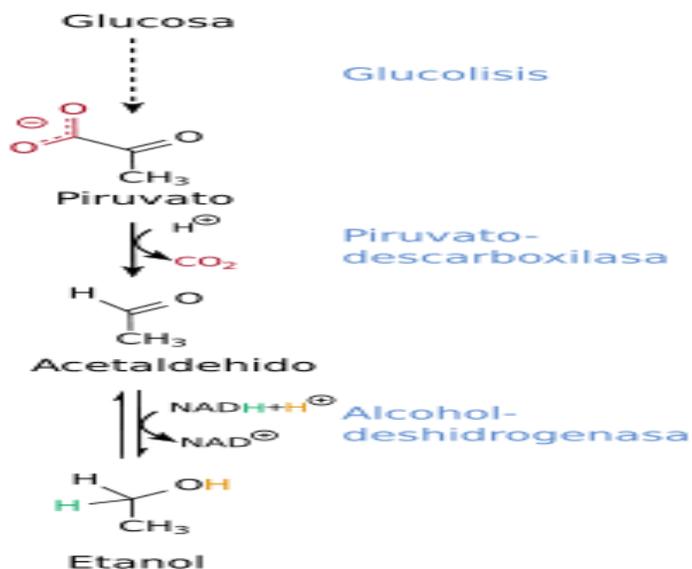
La humanidad emplea la fermentación alcohólica desde tiempos inmemoriales para la elaboración de cerveza (empleando cereales) y del vino (empleando el fruto de la vid: la uva en forma de mosto) fundamentalmente.

En el año 1764 se identificó el gas  $\text{CO}_2$  resultante de la fermentación por el químico MacBride y en 1766 Cavendish lo describió como: "el gas existente en la atmósfera" determinando además la proporción de dióxido de carbono con respecto al azúcar empleado en el proceso, que rondaba el 57%. En esta época se empezó a descubrir, gracias observaciones científicas, que la fermentación alcohólica se producía también en sustancias "no dulces" Antoine Lavoisier hizo experimentos en 1789 determinando las cantidades de los elementos que intervienen en la fermentación carbono, oxígeno e hidrógeno. Con el advenimiento de los descubrimientos químicos en el año 1815 el investigador francés Joseph Louis Gay-Lussac fue el primero en determinar una reacción de fermentación obteniendo etanol a partir de glucosa, a pesar de este logro los fundamentos de la fermentación alcohólica eran completamente desconocidos. Existe durante el siglo XIX un debate científico por establecer la *hipótesis de la fermentación*. Durante los años 1830s los químicos Jöns Jakob Berzelius y Justus von Liebig desarrollaron una teoría mecanicista que explica la fermentación, teorías que estaban en contraposición con las creencias de Louis Pasteur en el año 1857 que se fundamentaba en la "teoría vitalista" como explicación de los mecanismo básicos de la fermentación, fue el mismo Pasteur que en el año 1875 demostró que la fermentación era un proceso anaeróbico.

En el año 1818 Erxleben, De La Tour en Francia, Schwann y Kützing en Alemania (1837) descubren que las levaduras (organismos microscópicos unicelulares) son la causa del proceso, pero no fue hasta que Eduard Buchner en el año 1897 descubre que la enzima zimasa es la responsable final de la fermentación alcohólica. Este descubrimiento atrajo el interés de otros científicos, entre ellos Harden y Young quienes en el año 1904 mostraron que la zimasa perdía sus propiedades fermentativas bajo condiciones de diálisis, demostrando que la fermentación dependía de una sustancia de bajo peso molecular que se quedaba retenida en los finos poros de la membrana de la diálisis. La fermentación podía bajo estas circunstancias volver a ser restablecida añadiendo simplemente de nuevo las levaduras, esta sustancia descubierta por Harden y Young se denominó cozimasa.

Los descubrimientos posteriores a partir del periodo que va desde mediados del siglo XX hasta comienzos del siglo XXI se centran exclusivamente en la mejora de los procesos de fermentación alcohólica y conciernen más a la optimización del rendimiento industrial bien sea mediante una buena selección de cepas de levaduras, de una temperatura de funcionamiento óptima, de cómo realizar fermentación en un proceso continuo.

## 2.1 BIOQUÍMICA DE LA REACCIÓN



## 2.2 BIOQUÍMICA DE LA REACCIÓN DE FERMENTACIÓN

La glucólisis es la primera etapa de la fermentación, lo mismo que en la respiración celular, y al igual que ésta necesita de enzimas para su completo funcionamiento. A pesar de la complejidad de los procesos bioquímicos una forma esquemática de la reacción química de la fermentación alcohólica puede

describirse como una glicólisis de tal forma que puede verse como participa inicialmente una molécula de hexosa:



Se puede ver que la fermentación alcohólica es desde el punto de vista energético una reacción exotérmica. La fermentación alcohólica produce gran cantidad de  $\text{CO}_2$ , este  $\text{CO}_2$  pesa más que el aire, y puede llegar a crear bolsas que desplazan el oxígeno de los recipientes donde se produce la fermentación. Por ello es necesario ventilar bien los espacios dedicados a tal fin. Se puede ver igualmente que la presencia de fósforo (en forma de fosfatos), es importante para la evolución del proceso de fermentación. La presencia de azúcares asimilables superiores a una concentración sobre los 0,16 g/L produce invariablemente la formación de alcohol etílico en proceso de crecimiento de levadura incluso en presencia de exceso de oxígeno, este es el denominado efecto Crabtree, este efecto es tenido en cuenta a la hora de estudiar y tratar de modificar la producción de etanol durante la fermentación.

Si bien el proceso completo (*vía Embden-Meyerhof-Parnes*) descrito simplificado anteriormente explica los productos resultantes de la fermentación etílica de un hexano, cabe destacar que el proceso se puede detallar en una glicólisis previa gobernada por un conjunto de enzimas en la que se obtiene un piruvato tal y como se describe a continuación:



La reacción química se describe como la reducción de dos moléculas de Nicotinamida adenina dinucleótido ( $\text{NAD}^+$ ) con un balance final de dos moléculas de ADP que finalmente por la reacción general mostrada anteriormente se convierten en ATP (adenosín trifosfato). Otros compuestos trazados en menores proporciones que se encuentran presentes tras la fermentación son: el ácido succínico, el glicerol, el ácido fumárico.

En más detalle durante la fermentación etílica en el interior de las levaduras, la vía de la glucólisis es idéntica a la producida en el eritrocito, con la excepción del piruvato que se convierte finalmente en etanol. En primer lugar el piruvato se descarboxila mediante la acción de la piruvato descarboxilasa para dar como producto final acetaldehído liberando por ello dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ) a partir de iones del hidrógeno ( $\text{H}^+$ ) y electrones del NADH. Tras esta operación el NADH sintetizado en la reacción bioquímica catalizada por el GADHP se vuelve a oxidar por el alcohol deshidrogenasa, regenerando  $\text{NAD}^+$  para la continuación de la glucólisis y sintetizando al mismo tiempo etanol. Se debe considerar que el etanol va aumentando de concentración durante el proceso de fermentación y debido a que es un compuesto tóxico, cuando su concentración alcanza aproximadamente un 12% de volumen las levaduras tienden a morir. Esta es una de las razones fundamentales por las que las bebidas alcohólicas (no destiladas) no alcanzan valores superiores a los 20% de concentración de etanol.

## 2.3 LIMITACIONES DEL PROCESO

La determinación de los factores que limitan la glicólisis fermentativa del etanol son complejos debidos a la interrelación existente y a la naturaleza de los parámetros que intervienen durante el proceso de fermentación. Algunos de ellos se deben tener en cuenta en la fermentación alcohólica industrial. En las limitaciones que surgen durante el proceso se pueden enumerar algunos de los más importantes como son:

Concentración de etanol resultante - Una de las principales limitaciones del proceso, es la resistencia de las levaduras a las concentraciones de etanol que se llegan a producir durante la fermentación, algunos microorganismos como el *saccharomyces cerevisiae* pueden llegar a soportar hasta el 20% de concentración en volumen.

Acidez del sustrato - El pH es un factor limitante en el proceso de la fermentación ya que las levaduras se encuentran afectadas claramente por el ambiente, bien sea alcalino o ácido. El funcionamiento de las levaduras está en un rango que va aproximadamente desde 3.5 a 6 pH.

Concentración de azúcares - La concentración excesiva de hidratos de carbono en forma de monosacáridos y disacáridos puede frenar la actividad bacteriana. De la misma forma la baja concentración puede frenar el proceso. Las concentraciones límite dependen del tipo de azúcar así como de la levadura responsable de la fermentación. Las concentraciones de azúcares afectan a los procesos de osmosis dentro de la membrana celular.

Contacto con el aire - Una intervención de oxígeno (por mínima que sea) en el proceso lo detiene por completo. Esta es la razón por la que los recipientes fermentadores se cierran herméticamente.

La temperatura - El proceso de fermentación es exotérmico, y las levaduras tienen un régimen de funcionamiento en unos rangos de temperatura óptimos. Si se expone cualquier levadura a una temperatura cercana o superior a 55 °C por un tiempo de 5 minutos se produce su muerte. La mayoría cumple su misión a temperaturas de 30°C.

Ritmo de crecimiento de las cepas - Durante la fermentación las cepas crecen en número debido a las condiciones favorables que se presentan en el medio, esto hace que se incremente la concentración de levaduras.

## 2.4 FERMENTACIÓN INDUSTRIAL

La fermentación etílica ha sufrido algunas transformaciones con el objeto de aumentar la eficiencia química del proceso. Una de las mejoras más estudiadas en la industria es la posibilidad de realizar la fermentación alcohólica continua con

el objeto de obtener mayores cantidades de etanol. Otra vía de investigación acerca de la mejora de los procesos industriales es la mejora de las cepas de levaduras (como puede ser la *Zymomonas Mobilis* que ofrece ventajas en los procesos continuos de fermentación), permitiendo la convivencia de una mayor densidad de las mismas durante la producción. Una de las características de la fermentación etílica industrial es la selección adecuada de las levaduras a inocular en el proceso de fermentación con el objeto de aumentar el rendimiento de la producción.

La fermentación industrial típica es esencialmente un proceso que se produce en un recipiente llamado fermentador o en general, biorreactor, mediante el cual determinados sustratos que componen el medio de cultivo son transformadas mediante la reacción microbiana en metabolitos y biomasa. Estos contenedores son herméticos y permiten retirar mediante canalizaciones apropiadas el dióxido de carbono resultante. Durante el proceso los microorganismos van aumentando de concentración en el transcurso de la reacción al mismo tiempo que el medio va modificando sus propiedades químicas y se forman productos nuevos como consecuencia de las reacciones anabólicas.

## **2.5 FERMENTACIONES NATURALES**

La fermentación alcohólica con la emisión de ciertas cantidades de etanol se produce de forma espontánea en la naturaleza siempre que se encuentre un azúcar y una atmósfera pobre de oxígeno es por esta razón que ocurre espontáneamente en el interior de algunas frutas que se puede decir sufren un proceso de maduración anaeróbica, tal y como puede ser el melón curado que muestra olor a alcohol, o los mismos cocos. Un aspecto de la fermentación alcohólica natural o espontánea se puede dar en ciertas frutas como el de la vid, en una fase inicial en la que las uvas se incluyen en las *cubas madre* de acero inoxidable y se produce la denominada *fermentación tumultuosa* encargada de hacer aparecer las primeras trazas de etanol.

## **2.6 FERMENTACIÓN DE VINO**

La fermentación del vino es de las más conocidas y estudiadas por afectar a una industria muy extendida. En el caso del vino las levaduras responsables de la vinificación son unos hongos microscópicos que se encuentran de forma natural en las uvas. Los vinos deben tener una cantidad de alcohol debido a la fermentación de al menos un 9% en volumen. La fermentación alcohólica del vino es muy antigua. Las especies de levaduras empleadas en la elaboración del vino suelen ser por regla general las *Saccharomyces cerevisiae* aunque a veces también se emplean la *S. bayanus* y la *S. oviformis*. Para frenar la aparición de bacterias indeseables y otros organismos limitantes de la fermentación se suele esterilizar el mosto a veces con dióxido de azufre ( $\text{SO}_2$ ) antes del proceso.

La elaboración del vino pasa por una fermentación alcohólica de la fruta de la vid en unos recipientes de acero inoxidable en lo que se denomina fermentación tumultuosa debido a gran ebullición que produce durante un periodo de 10 días aproximadamente. Tras esta fermentación 'principal' en la industria del vino se suele hacer referencia a una fermentación secundaria que se produce en otros contenedores empleados en el trasiego del vino joven (tal y como puede ser en las botellas de vino). Los vinos blancos fermentan a temperaturas relativamente bajas de 10<sup>o</sup>-15<sup>o</sup>C y los vinos tintos a temperaturas mayores de 20<sup>o</sup>-30<sup>o</sup>C. A veces se interrumpe voluntariamente la fermentación etílica en el vino por diversas causas, una de las más habituales es que haya alcanzado la densidad alcohólica establecida por la ley. En otros casos por el contrario se activa de forma voluntaria el proceso de fermentado mediante la adición de materiales azucarados, este fenómeno recibe el nombre de chaptalización y está muy regulado en los países productores de vino.

## **2.7 FERMENTACIÓN DE CERVEZA**

La cerveza es una bebida alcohólica producida por la fermentación alcohólica mezcla de algunos cereales mezclados con agua. Las levaduras empleadas en el proceso de fermentación de la cerveza se dedican a trabajar contra la maltosa y por regla general suelen depender de las características del producto cervecero final que se desee obtener.

El proceso de fermentación en la cerveza en las cubas de fermentación ronda entre los 5 y 9 días.

La industria cervecera ha seleccionado durante siglos las cepas de levaduras para que se adaptaran al proceso de elaboración de cerveza, logrando una gran variedad de las mismas. El proceso de fermentación de la cerveza se produce en un medio ácido que suele oscilar entre los pH 3,5 y 5,6. Por regla general la fermentación de la cerveza se regula mediante la regulación de la temperatura de la fermentación del mosto de malta.

## **2.8 MÉTODOS DE SÍNTESIS PARA LA PRODUCCIÓN DE ALCOHOL**

Para la fabricación del alcohol se pueden seguir uno de estos tres caminos:

- Destilación de líquidos alcohólicos.
- Síntesis de sus componentes o de otros productos químicos.
- Fermentación y posterior destilación.

La obtención de alcohol por síntesis es conocida desde la antigüedad. En 1825-1828 Hennel, colaborador de Faraday, observó que, tratando el gas alumbrado con ácido sulfúrico, obtenía sulfato de etilo, el cual por hidrólisis, regenera el ácido y produce alcohol. Este proceso tropezaba con la enorme dificultad de que para obtener un hectolitro de alcohol había que manejar unos 500 Kg. de ácido.

## 2.9 FEL

El Front End Loading (FEL) es un proceso que traslada las oportunidades de negocio y tecnología a un proyecto de inversión, donde los objetivos del proyecto estén alineados con los objetivos del negocio, para desarrollar el más eficiente diseño de proceso y plan de ejecución para lograr los objetivos del proyecto. El FEL continúa hasta que el proyecto correcto es seleccionado, y no es terminado hasta finalizar completamente el paquete de diseño básico.

El FEL es un proceso, sus conceptos deben ser adoptados según las necesidades de la compañía, y de cada proyecto en específico, en términos de escala y complejidad.

Es por esta razón que es necesario definir etapas dentro del FEL:

- FEL I: Fase de identificación de oportunidad, sirve para validar de la oportunidad del negocio y se basa en estudios de factibilidad técnico-económicos.
- FEL II: Fase de proyecto conceptual, es el inicio del planeamiento del proyecto a fin de seleccionar una alternativa y avanzar en las definiciones de la misma. Se evalúan los alcances y estimados conceptuales.
- FEL III: Fase de proyecto básico, en esta fase se desarrolla detalladamente el alcance, se elabora la ingeniería básica, se crea el plan de ejecución y se logra una la estimación final de las inversiones con un mínimo error.

Si se aplica bien el concepto de FEL, los beneficios impactan en una reducción de los costos del proyecto, minimizan la variabilidad de los resultados del proyecto, mejora la definición de riesgos y reduce la posibilidad de cambios en el alcance.

### 3 ESTUDIO DE MERCADO

#### 3.1 DEFINICIÓN DEL PROYECTO (ALCANCE)

Se desarrollara un estudio de mercado del etanol principalmente como biocombustible tomando en cuenta la demanda exterior debido a que en México no se utiliza como tal.

#### 3.2 APLICACIONES

El etanol se utiliza ampliamente en muchos sectores industriales y en el sector farmacéutico (como principio activo o excipiente de algunos medicamentos y cosméticos), como disolvente, anticongelante, como compuesto de partida en la síntesis de diversos productos, se aprovechan sus propiedades ; desinfectantes ó como combustible industrial, domestico y para automóviles (se mezcla con gasolina)

#### 3.3 PRODUCCIÓN

- Análisis de la demanda

Debido a que en México no se usa el etanol como combustible, para obtener el tamaño del mercado se analizó la demanda de etanol como combustible para automóvil (ó sus mezclas con gasolina, *ver introducción*) en los principales países consumidores de etanol que ya cuentan con esta tecnología:

*Tabla 3.3: Determinación de la demanda de etanol como biocombustible*

Año	Producción de etanol anual (millones de litros)			
	Estados unidos	Brasil	Países asiáticos	Unión europea
2007	26,000	20,000	7,400	2,300
2008	43,000	27,400	---	---
Proyecciones mundiales	Demanda (millones de litros)		Oferta (millones de litros)	
2010	101,000		88,000	
2015	150,000		162,000	
Proyección de estados Unidos para el 2017 será de 132,000 millones de litros anuales				

#### 3.4 ANÁLISIS DE LA MATERIA PRIMA (ESPECIFICACIONES Y DISPONIBILIDAD)

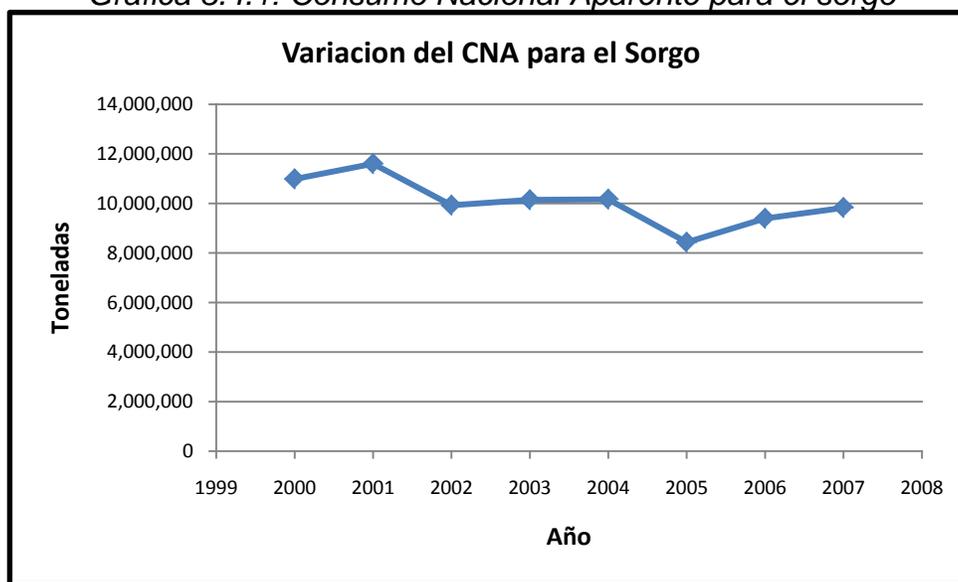
- Análisis de la oferta

Debido a que en México no se produce el bioetanol a partir del sorgo y la yuca, el consumo nacional aparente (CNA) de estos está dedicado en su totalidad como forraje, cereal ó alimento, pero no como materia prima para biocombustible, entonces se puede fijar un porcentaje como primer especulación de alguno de esos segmentos de mercado.

*Tabla 3.4.1: Consumo Nacional Aparente para el sorgo*

Año	Producción (ton)	Importación (ton)	Exportación (ton)	CNA (ton)
2000	5,842,307.65	5,142,019.00	11.00	10,984,315.65
2001	6,566,535.24	5,032,147.00	7.00	11,598,675.24
2002	5,205,942.71	4,716,754.00	0.00	9,922,696.71
2003	6,759,120.75	3,381,351.00	10.00	10,140,461.75
2004	7,004,354.05	3,159,339.00	0.00	10,163,693.05
2005	5,524,384.45	2,900,000.00	0.00	8,424,384.45
2006	5,518,518.46	3,870,000.00	0.00	9,388,518.46
2007	6,202,920.10	3,620,000.00	0.00	9,822,920.10

*Gráfica 3.4.1: Consumo Nacional Aparente para el sorgo*



*Tabla 3.4.2: Consumo Nacional Aparente para yuca.*

Año	Producción (ton)	Importación (ton)	Exportación (ton)	CNA (ton)
2000	18,351.68	0.00	0.00	18,351.68
2001	23,686.10	0.00	0.00	23,686.10
2002	25,532.20	0.00	0.00	25,532.20
2003	13,008.00	0.00	0.00	13,008.00
2004	18,928.80	0.00	0.00	18,928.80
2005	12,735.95	0.00	0.00	12,735.95
2006	20,661.00	0.00	0.00	20,661.00
2007	15,159.40	0.00	16.88	15,142.52

Gráfica 3.4.2: Consumo Nacional Aparente para la yuca.

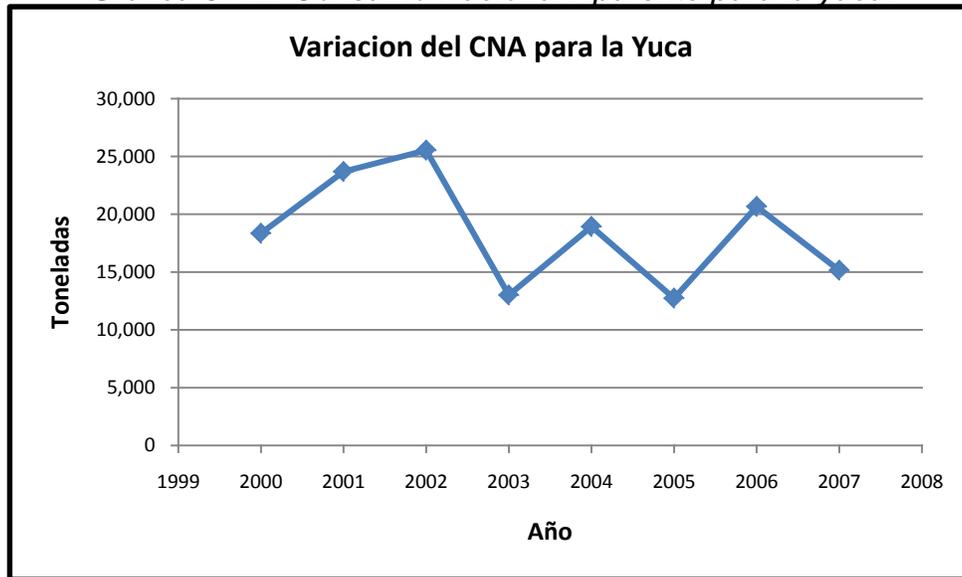
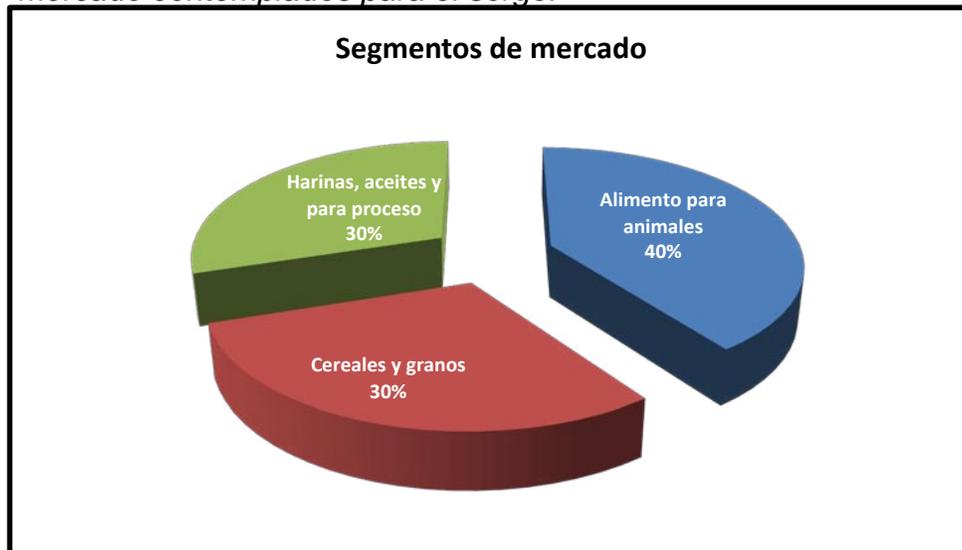


Tabla 3.4.3: Distribución de la producción en los segmentos de mercado contemplados para el sorgo.

Asignación de mercado	Vol. de sorgo (ton)	%
Alimento para animales	4,000,000	40
Cereales y granos	3,000,000	30
Harinas, aceites y para proceso	3,000,000	30
TOTAL	10,000,000	100

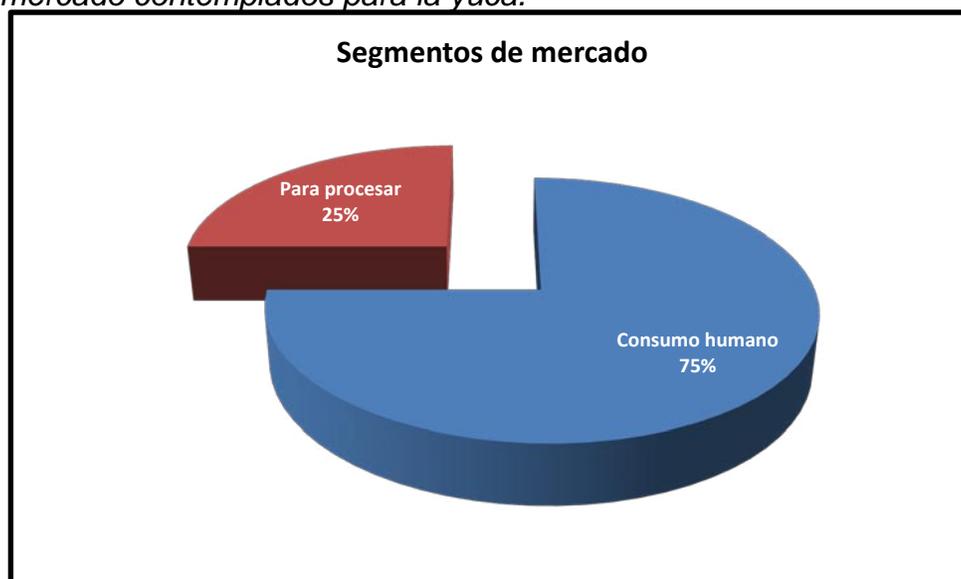
Gráfica 3.4.3: Distribución de la producción en los segmentos de mercado contemplados para el sorgo.



*Tabla 3.4.4: Distribución de la producción en los segmentos de mercado contemplados para la yuca.*

Asignación de mercado	Vol. de sorgo (ton)	%
Consumo humano	15,000	75
Para procesar	5,000	25
TOTAL	20,000	100

*Gráfica 3.4.4: Distribución de la producción en los segmentos de mercado contemplados para la yuca.*



Como primer aproximación se decide abarcar el 10% del mercado para procesar para el sorgo y la yuca respectivamente.

*Tabla 3.4.5: Porcentaje del mercado a abarcar para el sorgo y la yuca.*

SORGO	
Vol. para Harinas, aceites y proceso (ton)	Vol. destinado al bioetanol (ton)
3,000,000	300,000
YUCA	
Vol. para procesar (ton)	Vol. destinado al bioetanol(ton)
5,000	500

*Gráfica 3.4.5: Porcentaje del mercado a abarcar para el sorgo.*



*Gráfica 3.4.6: Porcentaje del mercado a abarcar para la yuca.*



### 3.5 PLAN DE PRODUCCIÓN

Con base en el Consumo Nacional Aparente, y las distribuciones del mercado, tanto para el sorgo como para la yuca, se decidió abarcar el 10% del mercado de harinas, aceites y para proceso en el caso del sorgo; para la yuca se decidió abarcar el 10% del mercado para procesar. Estos porcentajes son una primea especulación, para abordar el problema de la producción de bioetanol en México, con estos porcentajes se tendrá una producción anual:

*Tabla 3.5.1: Producción de etanol anual abarcando un 10 % del mercado para sorgo y yuca.*

SORGO		
Sorgo por Batch semanal (ton)	Consumo de sorgo anual (ton)	Producción de etanol anual (millones de litros)
5769.230769	300000	114.4500
YUCA		
Yuca por Batch semanal (ton)	Consumo de yuca anual (ton)	Producción de etanol anual (millones de litros)
9.615384615	500	0.0838

Si se trabaja con el plan de producción anual propuesto, se abarcaran los siguientes porcentajes de la demanda de etanol de Estados Unidos:

*Tabla 3.5.2: Porcentajes abarcados con la producción anual, para la demanda de etanol de Estados Unidos.*

SORGO		
Producción de etanol anual (millones de litros)	Demanda de etanol de Estados Unidos 2008 (millones de litros)	Porcentaje cubierto
114.4500	43,000	0.2662
YUCA		
Producción de etanol anual (millones de litros)	Demanda de etanol de Estados Unidos 2008 (millones de litros)	Porcentaje cubierto
0.0838	43,000	0.000195

### 3.6 CONCLUSIÓN

El plan de producción en el caso del sorgo nos da un 0.2662 % de la demanda de etanol, para el caso de la yuca el porcentaje es de 0.000195 %.

Parecen ser bajos pero como primera especulación es un buen porcentaje debido a que no se está tomando toda la materia prima disponible para procesar, se toma un 10 % de este segmento.

Con base a esta distribución se puede concluir que es un buen primer estimado debido a que nos da pie para abordar el problema con un posterior proyecto.

## 4 TECNOLOGÍA

### 4.1 ALCANCE

Para la tecnología se van a tomar en cuenta sólo 3 variables: la levadura, los efectos en cuanto a tiempo de fermentación, el porcentaje de etanol obtenido si se agregan sales al cultivo y la concentración de almidón para la fermentación. Se realizaron experimentos para conocer el efecto de las sales, utilizar la mejor levadura y fijar una concentración de almidón que nos ayudaran a obtener una buena concentración de etanol sin matar a la levadura.

### 4.2 DESARROLLO

La materia prima (sorgo y yuca) fue sometida a una molienda y a una hidrólisis, para obtener todas las azúcares fermentables. Este tratamiento consiste en mantener a un pH de 1 y agitación durante 6 horas, a una temperatura de entre 90 a 95 °C. Se filtra y se mantiene a 8 °C (en refrigeración) hasta el momento de su fermentación. A esta solución le llamamos hidrolizado, con el cual se realizan los siguientes análisis a las diferentes variables:

- 1) *Análisis de la cantidad de materia prima para la obtención de almidón fermentable.*

Para saber la cantidad de almidón que es la mejor para favorecer la fermentación se tomo la información de un artículo (ver referencias) y basándonos en los datos de 170g/L y 200 g/L se hicieron experimentos con mayor cantidad y menor cantidad y estos son los resultados:

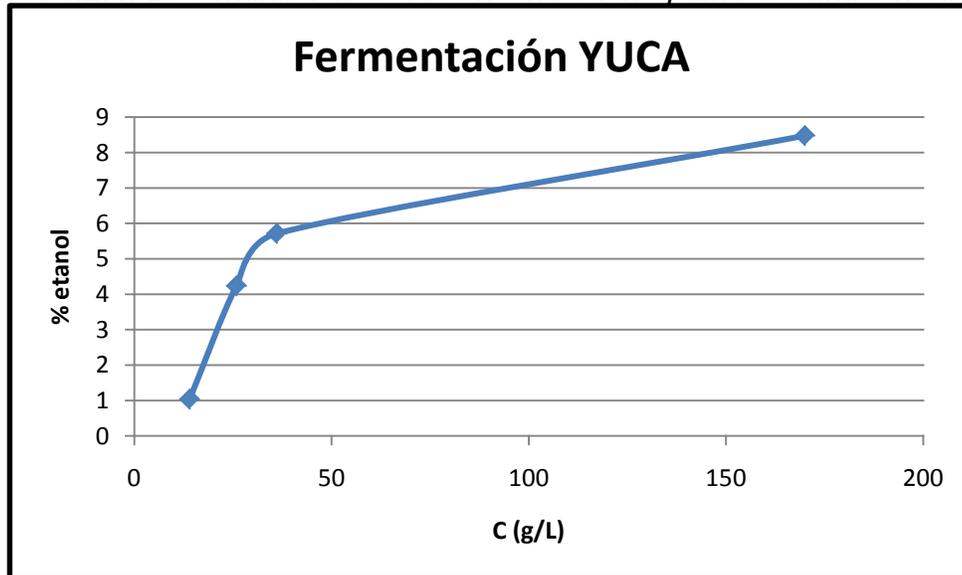
*Tabla 4.2.1: Porcentaje de etanol de las diferentes diluciones de Yuca y sorgo*

Y U C A						
Dilución	C <sub>1</sub> (g/mL)	V <sub>agua</sub> (mL)	V <sub>hidrolizado</sub> (mL)	V <sub>final</sub> (mL)	C <sub>final</sub> (g/mL)	% etanol
D1	170	500	45	545	14.03669725	1.034416
D2	170	500	90	590	25.93220339	4.235017
D3	170	500	135	635	36.14173228	5.71299
D0	170	0	500	500	170	8.473963
S O R G O						
Dilución	C <sub>1</sub> (g/L)	V <sub>agua</sub> (mL)	V <sub>hidrolizado</sub> (mL)	V <sub>final</sub> (mL)	C <sub>final</sub> (g/L)	% etanol
D1	200	500	45	545	16.51376147	1.070461
D2	200	500	90	590	30.50847458	6.102389
D3	200	500	135	635	42.51968504	8.34678
D0	200	0	500	500	200	10.99934

*Esta tabla muestra la obtención de porcentaje de etanol a diferentes concentraciones de hidrolizado*

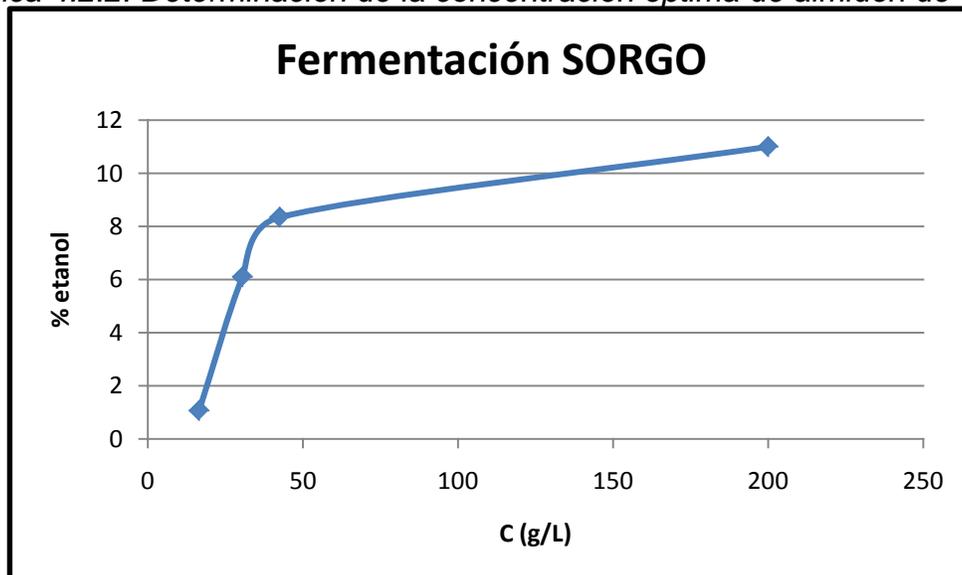
Con la tabla de resultados 4.2.1 podemos determinar la concentración óptima de almidón de yuca y de sorgo y la podemos ver representada gráficamente de la siguiente manera.

*Grafica 4.2.1: Determinación de la concentración óptima de almidón de Yuca*



*Grafica obtenida a partir de las diferentes concentraciones de hidrolizado para la obtención de etanol.*

*Grafica 4.2.2: Determinación de la concentración óptima de almidón de Sorgo*



*Grafica obtenida a partir de las diferentes concentraciones de hidrolizado para la obtención de etanol.*

Como se puede ver las concentraciones óptimas de hidrolizado para fermentar son de 170g/L para la yuca y de 200g/L para el sorgo. Las concentraciones de

azúcares fermentables se pueden calcular si se sabe el contenido de almidón en el sorgo y la yuca, de esta forma se calculó cuanto sorgo y yuca se pesa para obtener una concentración de 170 y 200 g/mL (ver anexo).

Tomando en cuenta los cálculos sabemos que se deben pesar 396.667g de yuca y 200g de sorgo para hidrolizarse con 700mL de agua y así obtener la cantidad de almidón requerido para la fermentación.

## 2) Análisis de levaduras

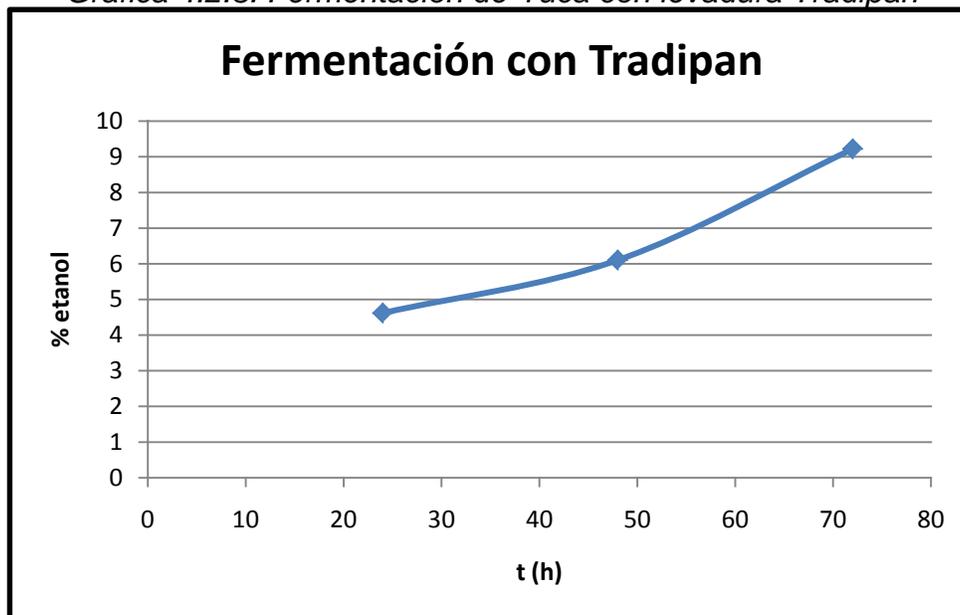
Se trabajo a una temperatura constante de 40 °C y alimentación de levadura cada 24 horas (2.5 g), con un pH = 6 para un volumen de hidrolizado de 250 mL con dos levaduras diferentes: tradipan y nevada.

Tabla 4.2.2: Porcentaje de etanol con diferentes levaduras

FERMENTACIÓN YUCA					
TRADIPAN			NEVADA		
t (h)	% v/v etanol	% v/v agua	t (h)	% v/v etanol	% v/v agua
24	4.61795474	95.3820453	24	3.26536426	96.7346357
48	6.10238154	93.8976185	48	8.54902644	91.4509736
72	9.22008801	90.779912	72	9.5712217	90.4287783

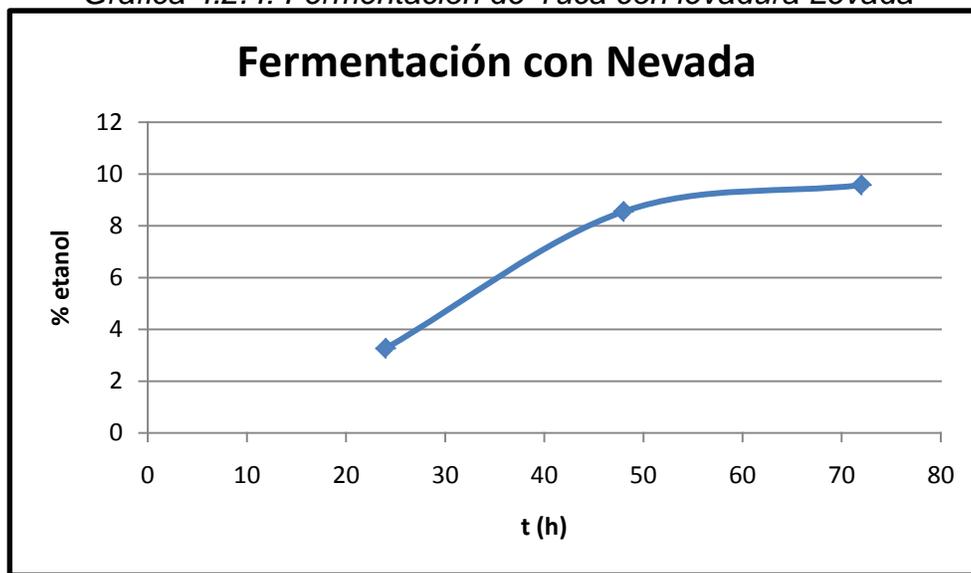
Esta tabla muestra los porcentajes de etanol obtenidos con diferentes levaduras.

Gráfica 4.2.3: Fermentación de Yuca con levadura Tradipan



Gráfica obtenida a partir de datos de % de etanol con respecto al tiempo transcurrido (72 horas)

Gráfica 4.2.4: Fermentación de Yuca con levadura Levada



Gráfica obtenida a partir de datos de % de etanol con respecto al tiempo transcurrido (72 horas)

En los experimentos desarrollados con las levaduras se obtuvo que la levadura “nevada” tiene un rendimiento mucho mejor que la levadura “tradipan” que tiene % menores de etanol; por lo que para las experimentaciones se utilizó “levada” para obtener mayores % de etanol.

### 3) Análisis de la alimentación de levadura y la adición de sales

Se realizaron experimentos con las dos materias primas para saber que rendimiento tenían las fermentaciones con la alimentación de levadura cada 24 horas y sólo agregando una sola vez; de la misma manera se agregaron sales en algunos experimentos y en otros no para ver el efecto que estas causaban.

Tabla 4.2.3: Porcentaje de etanol con y sin alimentación de levadura a un pH=6 y 250 mL de hidrolizado para las dos fermentaciones.

YUCA									
F	t (h)	T (°C)	Alimentación de levadura	REACTIVOS (g)				Resultados	
				Peptona	(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	KH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	Levadura inicial	% v/v etanol	% v/v agua
1	96	40	2.5g/24h	7.5	0.5	0.5	2.5	9.213 2677	90.78673 2
2	96	40	---	7.5	0.5	0.5	2.5	7.010 3291	92.98967 0

Estos datos fueron obtenidos de fermentar por 96 horas hidrolizado de yuca con alimentación de levadura cada 24 horas y sin alimentar.

El análisis de la alimentación de levadura cada 24 horas sólo se realizó con la yuca; se llevaron a cabo dos experimentos que se identifican en la Tabla 4.2.4 en

donde podemos notar que en el experimento con alimentación de levadura mejora mucho el rendimiento de la fermentación ya que se obtiene un mayor % de etanol.

*Tabla 4.2.4: Porcentaje de etanol que se obtiene al agregar sales y sin ellas de la yuca a un pH=6 y 250 mL de hidrolizado para las dos fermentaciones.*

YUCA									
F	t (h)	T (°C)	Alimentación de levadura	REACTIVOS (g)				Resultados	
				Peptona	(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	KH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	Levadura inicial	% v/v etanol	% v/v agua
1	24	40	2.5g	7.5	0.5	1.5	2.5	2.381464208	97.61853579
	48	40	2.5g					4.109629766	95.89037023
	72	40	2.5g					6.150189018	93.84981098
	96	40	2.5g					8.401526512	91.59847349
2	24	40	2.5g	---	---	---	2.5	3.982608665	96.01739134
	48	40	2.5g	---	---	---	2.5	5.961130026	94.03886997
	72	40	2.5g	---	---	---	2.5	7.316594127	92.68340587

*Estos resultados se obtuvieron de fermentar el hidrolizado de yuca durante 96 y 72 horas con y sin sales para ver su efecto.*

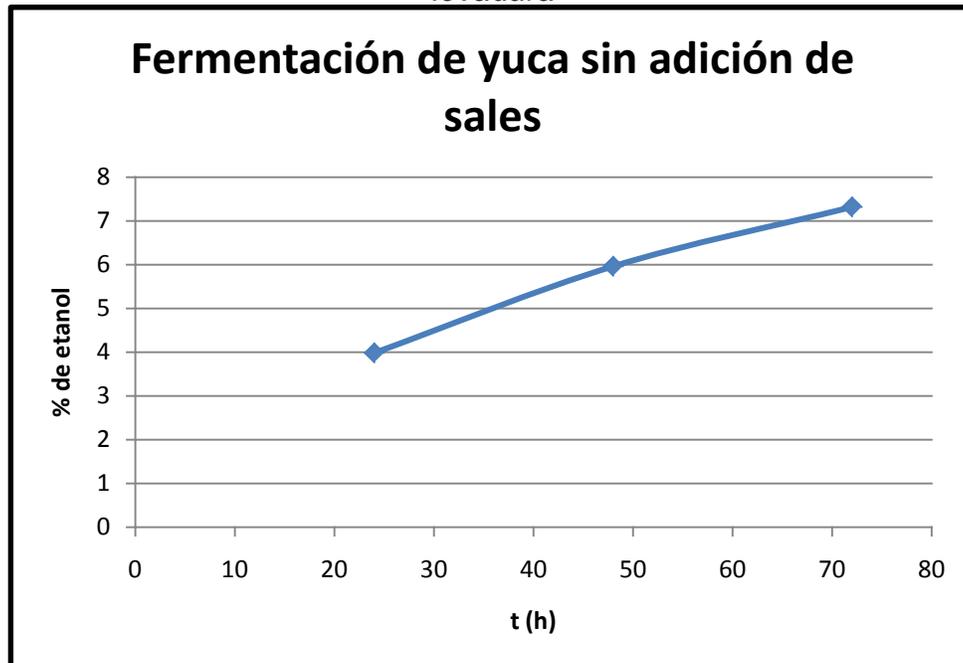
*Tabla 4.2.5: Porcentaje de etanol que se obtienen al agregar sales y sin ellas del sorgo a un pH=6 y 250 mL de hidrolizado para las dos fermentaciones.*

S O R G O									
F	t (h)	T (°C)	Alimentación de levadura	REACTIVOS (g)				RESULTADOS	
				Peptona	(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	KH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	Levadura inicial	% v/v etanol	% v/v agua
1	24	40	2.5g	7.5	0.5	1.5	2.5	2.151158103	97.8488419
	48	40	2.5g					4.567108785	95.43289122
	72	40	2.5g					10.98152481	89.01847519
2	24	40	2.5g	---	---	---	3.5	1.499831942	98.50016806
	48	40	2.5g	---	---	---	3.5	3.276163029	96.72383697
	72	40	2.5g	---	---	---	3.5	6.248956828	93.75104317

*Estos resultados fueron obtenidos por la fermentación de hidrolizado de sorgo durante 72 horas con y sin sales para ver su efecto.*

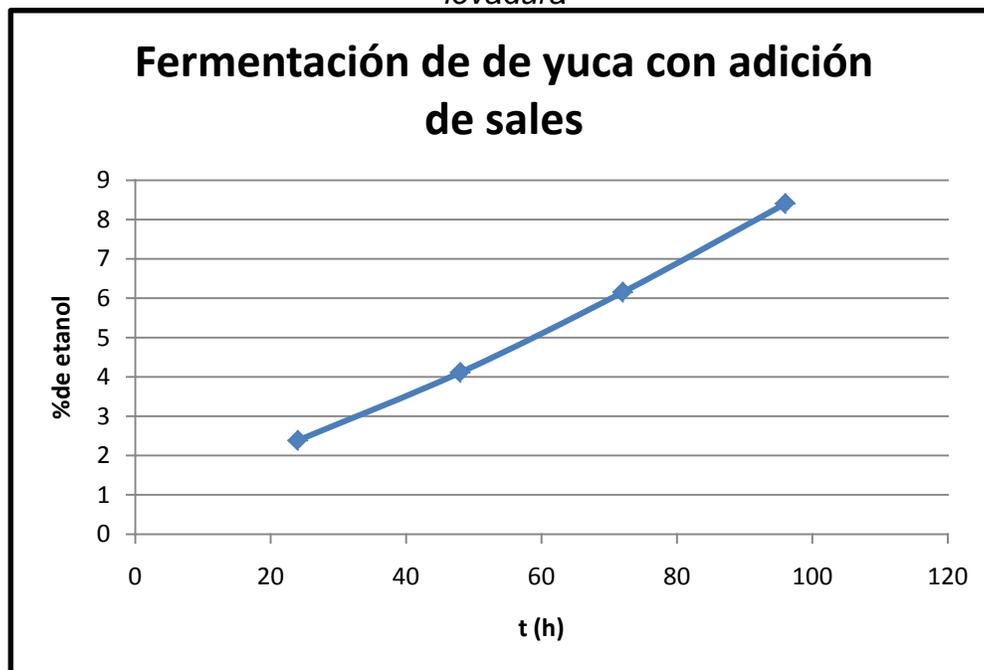
Para la experimentación con sales se utilizaron las dos materias primas (yuca y sorgo) y podemos ver como las sales mejoran el aumento de etanol en la fermentación obteniendo más en el mismo tiempo que cuando no se añaden las mismas como se puede ver en la Tabla 4.2.4 y 4.2.5. Este experimento se llevó a cabo con las dos materias primas ya que con la yuca la diferencia no es tan notable y en el caso del sorgo se ve una diferencia un poco más grande por lo que la mejor opción conforme a rendimiento es que se agregue sales a las fermentaciones para obtener mayor % de etanol.

Gráfica 4.2.5: Fermentación de yuca sin adición de sales con alimentación de levadura



Grafica obtenida por la fermentación de hidrolizado de yuca sin adición de sales por 72 horas

Gráfica 4.2.6: Fermentación de yuca con adición de sales con alimentación de levadura



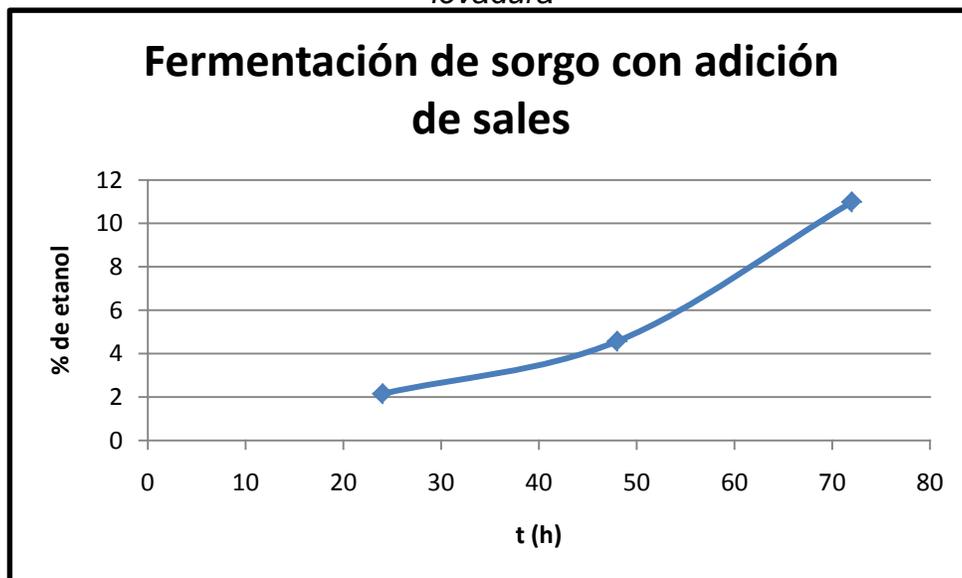
Grafica obtenida por la fermentación de hidrolizado de yuca con adición de sales por 72 horas

Gráfica 4.2.7: Fermentación de sorgo sin adición de sales con alimentación de levadura



Grafica obtenida por la fermentación de hidrolizado de sorgo sin adición de sales por 72 horas

Gráfica 4.2.8: Fermentación de sorgo con adición de sales con alimentación de levadura



Grafica obtenida por la fermentación de hidrolizado de sorgo con adición de sales por 72 horas

### 4.3 ANÁLISIS DE LA EFICIENCIA DE LA REACCIÓN

Al tener la estequiometría de la reacción se puede calcular cuánto etanol se produce por Batch de 700mL teóricamente, posteriormente se compara con el experimental y se tiene una eficiencia.

Sabiendo que el 70% es almidón se calcula la cantidad de almidón en 200g de sorgo.

$$(200 \text{ g de sorgo})(0.7) = 140 \text{ g de almidon}$$

Al hidrolizar se tienen 140g de azúcares fermentables. Se convierte la cantidad en moles para ver la relación estequiometría dada por la reacción.

$$140 \text{ g } C_6H_{12}O_6 * \left( \frac{1 \text{ mol } C_6H_{12}O_6}{180.16 \text{ g } C_6H_{12}O_6} \right) = 0.7770 \text{ mol } C_6H_{12}O_6$$

Si se tiene:



Entonces:

$$0.7770 \text{ mol } C_6H_{12}O_6 * \left( \frac{2 \text{ mol } CH_3CH_2OH}{1 \text{ mol } C_6H_{12}O_6} \right) = 1.5541 \text{ mol } CH_3CH_2OH$$

$$0.7770 \text{ mol } C_6H_{12}O_6 * \left( \frac{2 \text{ mol } CO_2}{1 \text{ mol } C_6H_{12}O_6} \right) = 1.5541 \text{ mol } CO_2$$

Ahora se convierten los moles en gramos para comprobar que se cumple el balance.

$$1.5541 \text{ mol } CH_3CH_2OH * \left( \frac{46.07 \text{ g } CH_3CH_2OH}{1 \text{ mol } CH_3CH_2OH} \right) = 71.5973 \text{ g } CH_3CH_2OH$$

$$1.5541 \text{ mol } CO_2 * \left( \frac{44 \text{ g } CO_2}{1 \text{ mol } CO_2} \right) = 68.3804 \text{ g } CO_2$$

$$71.5973 \text{ g } CH_3CH_2OH + 68.3804 \text{ g } CO_2 = 140 \text{ g totales}$$

Se cumple el balance de materia y se obtiene la cantidad teórica de etanol en 700mL con 200g de sorgo. Ahora se convierte en unidades de volumen para poder compararla con la experimental, conociendo la densidad del etanol que es de 0.789g/cm<sup>3</sup>.

$$71.5973 \text{ g } CH_3CH_2OH \left( \frac{1 \text{ cm}^3 CH_3CH_2OH}{0.789 \text{ g } CH_3CH_2OH} \right) \left( \frac{1 \text{ dm}^3 CH_3CH_2OH}{10^3 \text{ cm}^3 CH_3CH_2OH} \right) \left( \frac{1 \text{ L } CH_3CH_2OH}{1 \text{ dm}^3 CH_3CH_2OH} \right) \left( \frac{1000 \text{ mL } CH_3CH_2OH}{1 \text{ L } CH_3CH_2OH} \right) \\ = 90.7443 \text{ mL } CH_3CH_2OH$$

Para la parte experimental se tiene:

$$10.9 \% V/V \text{ } CH_3CH_2OH = \frac{10.9 \text{ mL } CH_3CH_2OH}{100 \text{ mL disolución}} * 700 \text{ mL disolución}$$

$$= 76.3 \text{ mL } CH_3CH_2OH$$

Para calcular la eficiencia se toma la relación de lo obtenido experimentalmente y lo calculado teóricamente.

$$\eta = \frac{\text{experimental}}{\text{teórico}} \times 100 = \frac{76.3 \text{ mL } CH_3CH_2OH}{90.7443 \text{ mL } CH_3CH_2OH} \times 100 = 84.0824 \%$$

De igual forma se realizan los cálculos para la yuca, pero esta vez la cantidad de yuca es 396.667g y tiene el 30 % de almidón.

$$(396.667 \text{ g de yuca})(0.3) = 119 \text{ g de almidon}$$

$$119 \text{ g } C_6H_{12}O_6 * \left( \frac{1 \text{ mol } C_6H_{12}O_6}{180.16 \text{ g } C_6H_{12}O_6} \right) = 0.6605 \text{ mol } C_6H_{12}O_6$$

Con los factores estequimétricos se obtienen las moles de los productos:

$$0.6605 \text{ mol } C_6H_{12}O_6 * \left( \frac{2 \text{ mol } CH_3CH_2OH}{1 \text{ mol } C_6H_{12}O_6} \right) = 1.3210 \text{ mol } CH_3CH_2OH$$

$$0.6605 \text{ mol } C_6H_{12}O_6 * \left( \frac{2 \text{ mol } CO_2}{1 \text{ mol } C_6H_{12}O_6} \right) = 1.3210 \text{ mol } CO_2$$

Se comprueba el balance:

$$1.3210 \text{ mol } CH_3CH_2OH * \left( \frac{46.07 \text{ g } CH_3CH_2OH}{1 \text{ mol } CH_3CH_2OH} \right) = 60.8584 \text{ g } CH_3CH_2OH$$

$$1.3210 \text{ mol } CO_2 * \left( \frac{44 \text{ g } CO_2}{1 \text{ mol } CO_2} \right) = 58.1240 \text{ g } CO_2$$

$$60.8584 \text{ g } CH_3CH_2OH + 58.1240 \text{ g } CO_2 = 119 \text{ g totales}$$

Al cumplirse el balance de materia se obtiene la cantidad teórica de etanol en 700mL con 396.667g de yuca.

$$60.8584 \text{ g } CH_3CH_2OH \left( \frac{1 \text{ cm}^3 CH_3CH_2OH}{0.789 \text{ g } CH_3CH_2OH} \right) \left( \frac{1 \text{ dm}^3 CH_3CH_2OH}{10^3 \text{ cm}^3 CH_3CH_2OH} \right) \left( \frac{1 \text{ L } CH_3CH_2OH}{1 \text{ dm}^3 CH_3CH_2OH} \right) \left( \frac{1000 \text{ mL } CH_3CH_2OH}{1 \text{ L } CH_3CH_2OH} \right)$$

$$= 77.1335 \text{ mL } CH_3CH_2OH$$

Para la parte experimental se tiene:

$$9.5 \% V/V \text{ CH}_3\text{CH}_2\text{OH} = \frac{9.5 \text{ mL CH}_3\text{CH}_2\text{OH}}{100 \text{ mL disolución}} * 700 \text{ mL disolución} \\ = 66.5 \text{ mL CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$$

Para calcular la eficiencia se toma la relación de lo obtenido experimentalmente y lo calculado teóricamente.

$$\eta = \frac{\text{experimental}}{\text{teórico}} \times 100 = \frac{66.5 \text{ mL CH}_3\text{CH}_2\text{OH}}{77.1335 \text{ mL CH}_3\text{CH}_2\text{OH}} \times 100 = 86.2141 \%$$

#### 4.4 Conclusiones

En cuanto a la concentración del hidrolizado que se necesita para obtener una buena fermentación tenemos que los mejores son de 170g/L en el caso de la yuca y de 200g/L en el caso del sorgo; ya que con menor cantidad de hidrolizado no se obtienen mejores porcentajes de etanol y a mayores cantidades se mantiene constante.

La mejor levadura para trabajar es la “nevada” ya que nos da mejores % de etanol en el mismo tiempo y cantidades que la “tradipan”.

Se comprobó que la alimentación de levadura cada 24 horas es productiva y arroja mejores porcentajes de etanol en 72 horas que compiten contra menores porcentajes de etanol en 72 horas si no se agrega la levadura cada 24 horas; una de las consideraciones para alimentar la levadura es que conforme se produce el etanol existe un nivel del mismo en el cual la levadura deja de producir y es por eso que se decidió agregar levadura para mejorar el proceso.

En el caso de las sales se sabe que la fermentación no necesita de sales para llevarse a cabo, si se tiene un pH entre 3.5-6, una temperatura entre 30°C y 55°C y sin intervención de oxígeno; pero al agregar sales este proceso se lleva a cabo con mayor rapidez ya que las levaduras además de necesitar una fuente de carbono necesitan tanto fuentes de nitrógeno como fuentes de fósforo que utilizan como nutrientes y para su crecimiento.

Para ambos casos se tiene una buena eficiencia, para el caso del sorgo es de 84.0824% y para la yuca la eficiencia es de 86.2141%.

**NOTA: Todos os resultados del análisis del porcentaje de etanol se obtuvieron a partir de pequeñas muestras tomadas y almacenadas en viales y refrigeración (para detener la fermentación) hasta su análisis por cromatografía de gases.**

***Las especificaciones del cromatógrafo Agilent Modelo 6890 series GC system son las siguientes:***

- **Detector de conductividad térmica.**
- **Columna ATWax 30 m x 0.25 mm**
- **Temperatura del inyector 150°C**
- **Temperatura de horno inicial 40°C tiempo inicial 3 min.**
- **Temperatura del detector 200°C**
- **Flujo 1 mL/min, Split 200**

## 5 INGENIERÍA

### 5.1 BASES DE DISEÑO PARA PLANTA PRODUCTORA DE ETANOL

#### 5.1.1. NOMBRE

Planta productora de etanol a partir de sorgo y yuca.

#### 5.1.2. TIPO DE PROCESO

Fermentación alcohólica

#### 5.1.3. LOCALIZACIÓN

La planta industrial se localiza en el Estado de Tamaulipas, México siendo este lugar estratégico por su infraestructura (cuenta con puertos), disponibilidad de materia prima (uno de los principales productores de sorgo) y localización del consumidor (análisis de logística, cercanía con el consumidor por transporte terrestre y con posibilidad de transporte marítimo). El principal consumidor será Estados Unidos debido a que presenta una demanda creciente de biocombustibles como es el etanol.

#### 5.1.4. FUNCIÓN DE LA PLANTA

La planta deberá producir 114.5338 millones de litros/año, el producto debe cumplir con las especificaciones de etanol al 96 % v/v. Para cubrir dicha producción se tiene como materia prima 300,000 ton de sorgo y 500 ton de yuca anualmente. Con un análisis de logística se determina la mejor forma de entrega al cliente desde el límite de batería.

#### 5.1.5. CAPACIDAD, RENDIMIENTO Y FLEXIBILIDAD.

$$\text{Factor de servicio} = \frac{329 \text{ días de operación}}{365 \text{ días del año}} = 0.9$$

- Capacidad de la planta

Capacidad de diseño de la planta: 114.5338 millones de litros/año

Capacidad normal: No aplica

Capacidad mínima: No aplica

Capacidad nominal: 114 millones de litros/año

- Rendimiento

Por cada tonelada de sorgo se obtiene 381.5 litros de etanol y por cada tonelada de yuca se obtiene 167.6 litros de etanol.

- Factibilidad

La planta debe seguir operando a falta de electricidad.

#### 5.1.6. ESPECIFICACIÓN DE LAS ALIMENTACIONES

Alimentación	componente	estado físico	pureza
1	sorgo molido	sólido	---
2	yuca molida	sólido	---
3	HCl	líquido	37 %
4	NaOH	sólido	lejía de sosa
5	peptona	sólido	---
6	(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	sólido	---
7	KH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	sólido	---
8	levadura	sólido	---
9	agua	líquido	de proceso

#### 5.1.7. ALIMENTACIONES A LA PLANTA

Condiciones al límite de batería

Alimentación	Sorgo	Yuca
Temperatura (°C)	25	25
Presión (PSI)	14.7	14.7
Estado físico	Sólido	Sólido
Forma de recibo	Por lotes a granel	Por lotes a granel
Precedencia	Límite de batería	Límite de batería
Flujo (ton/semana)	5769.230769	9.615384615

### 5.1.8. ESPECIFICACIÓN DE LOS PRODUCTOS

Componente	Estado Físico	Pureza	Norma
Etanol	Líquido	96 % v/v	---

### 5.1.9. CONDICIONES DE LOS PRODUCTOS EN LÍMITE DE BATERÍA

Producto	Etanol
Temperatura (°C)	25 °C
Presión (PSI)	14.7 PSI
Estado físico	Líquido
Forma de envío	Transporte terrestre o vía marítima
Destino	Depende del consumidor (estados Unidos)
Flujo	114.5338 millones de litros/año
Pureza	96 % v/v

### 5.1.10. AGENTES QUÍMICOS

Agente químico	Composición	Presión (PSI)	Temperatura (°C)	Forma de recibo	Estado físico	Procedencia
HCl	37 %	14.7	25	Por medio de carro tanque	Líquido	Por definir
NaOH	---	14.7	25	A granel (empaquetado)	Sólido	Por definir
peptona	---	14.7	25	A granel (empaquetado)	Sólido	Por definir
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	---	14.7	25	A granel (empaquetado)	Sólido	Por definir
KH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	---	14.7	25	A granel (empaquetado)	Sólido	Por definir
levadura	---	14.7	25	A granel (empaquetado)	Sólido	Por definir

### 5.1.11. EFLUENTES

- Manejo de efluentes líquidos

Efluente	Se envía	Fuente de emisión	Se incluye tratamiento	Composición
Fondos de Destilación	Se recirculará	Intermitente	No	---

- Emisiones de aire

Efluente	Se envía	Fuente de emisión	Se incluye tratamiento	Composición
CO <sub>2</sub> de fermentación	Atmósfera	Intermitente	No	100%

- Manejo de efluentes sólidos

Por definir

Requerimientos de efluentes líquidos

Efluente líquido: Se debe tener las sales (NH<sub>4</sub>)<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> y KH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub>.

Efluente sólido: que se tenga un pH neutro

Efluentes gaseosos: Solo CO<sub>2</sub>

### 5.1.12. INSTALACIONES REQUERIDAS DE ALMACENAMIENTO

- Alimentaciones

La materia prima y la levadura se almacena en contenedores.

Los agentes químicos se almacenaran en tanque de almacenamiento.

- Productos

El etanol se almacenará en un tanque de almacenamiento.

### 5.1.13. SERVICIOS AUXILIARES

Vapor

Agua de enfriamiento

Agua para servicios y usos sanitarios

Agua potable

Agua Contra incendio

Agua para caldera

Agua para proceso

#### 5.1.14. AIRE DE INSTRUMENTOS Y AIRE DE PLANTA

Por medio de compresores, sopladores o ventiladores.

#### 5.1.15. COMBUSTIBLE

- Gas

Suministro	Pemex
Naturaleza	Gas Natural
PM	16
Densidad relativa	0.099
Poder calorífico	1000 BTU/ft <sup>3</sup> STD
Presión de suministro	113.6 PSIA
Temperatura de suministro	70 °F
Disponibilidad	La requerida

- Líquido  
No aplica

- Sólido  
No aplica

#### 5.1.16. REFRIGERACIÓN

No aplica. El proceso no necesita de refrigeración

#### 5.1.17. INERTES

No aplica. El proceso no necesita inertes.

#### 5.1.18. ENERGÍA ELÉCTRICA

La energía eléctrica la suministra la CFE

Tensión	240 V
Fases	3 fases
Frecuencia	60 Hz
F.P.	0.8
Número de alimentadores	1

La energía eléctrica de emergencia se suministra dentro de la planta con generadores de electricidad a partir de combustible.

#### 5.1.19. COMUNICACIÓN

Servicios telefónicos: Los provee TELMEX

Otros: Internet, fax.

#### 5.1.20. DESFOGUE

No aplica.

#### 5.1.21. SISTEMAS DE SEGURIDAD

Por definir

#### 5.1.22. CONDICIONES CLIMATOLÓGICAS

El 58% del estado presenta clima cálido subhúmedo, el 38% presenta clima seco y semiseco en el centro, el norte y hacia el suroeste del estado; el 2% es templado subhúmedo en la región suroeste, y el restante 2% presenta clima cálido húmedo localizado hacia el suroeste.

La temperatura media anual es alrededor de 23.5°C, la temperatura máxima promedio es de 22°C y se presenta en los meses de junio a agosto, la temperatura mínima promedio es de 10°C y se presenta en el mes de enero.

La precipitación media estatal es de 780 mm anuales, las lluvias se presentan en verano en los meses de junio a septiembre.

La agricultura se practica principalmente en la región norte del estado, donde se presentan los climas seco y semiseco y el cálido subhúmedo.

## 5.2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE ETANOL

La materia prima (5,769.2307 ton de sorgo y 9.6153 ton de yuca) llegarán semanalmente en costales y se apilarán con un montacargas en bandas transportadoras que llevaran esta materia hasta las bodegas de almacenamiento para el sorgo TA101 y para la yuca TA102. La materia prima será llevada por medio de bandas a un proceso de molienda, utilizando el extrusor rotatorio ML201. La materia prima molida (5,778.8 ton) se desplazara por un tornillo hacia la tolva T201.

El HCl al 37% (35.7922 ton) llegará semanalmente, será transportado del límite de batería por la bomba P202 al tanque de almacenamiento TC201. El agua de procesos (40,351.1725 ton) seguirá el mismo transporte al tanque de almacenamiento TC202 por medio de la bomba P203.

Al tanque de hidrólisis con agitación MX201 entrará la materia prima (5,769.2307 ton) que proviene de la tolva T201 por gravedad, el HCl (35.7922 ton) transportado por la bomba P202 y el agua (40,351.1725 ton) transportada por la bomba P204. En el tanque de hidrólisis se pretende llegar a tener una mezcla con un pH= 1 para llevarla hacia la hidrólisis por medio de calentamiento con resistencia eléctrica durante 6 horas alcanzando una temperatura entre 95 °C y 120° C. El hidrolizado (40,165.8107 ton) se dirigen hacia una neutralización por medio de la bomba P205 que se llevará a cabo en el tanque lavador con agitación MX202.

En el tanque lavador MX 202 se llevará a cabo la neutralización (ó lavado) del hidrolizado que se mezcla con hidróxido de sodio (161.5107 ton) que está almacenada en el tanque de almacenamiento TA201 y que es transportado por un tornillo al tanque lavador MX202. En este proceso de lavado se asegura tener un pH = 5, el cual es el óptimo para la fermentación.

Al ser lavado el hidrolizado (46,181.9634 ton) se transporta por medio de la bomba P 206 hacia el enfriador CR201 donde se pretende disminuir su temperatura para pasar al filtro F201 donde separaremos la fase sólida que es transportada por una banda transportadora para ser tratada ( 1,737.4999ton ), de la líquida (44,444.4635 ton ) que se transporta por medio de la bomba P301 hacia el bio-reactor batch MX301 donde se mezclará con el  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$  (20.1922 ton) el  $\text{KH}_2\text{PO}_4$  (20.1922 ton ), la peptona (60.5768 ton) y la levadura (201.9232 ton) que se encuentran el tolva T 101 a donde llegan las sales, la peptona y la levadura por medio de un tornillo y se mezclan en la tolva; la peptona llega de la bodega de almacenamiento TA 103, el  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$  se encuentra en la bodega de almacenamiento TA 104 y el  $\text{KH}_2\text{SO}_4$  en la bodega de almacenamiento TA 105 alimentados por un tornillo por el hecho de que son sólidos en polvo.

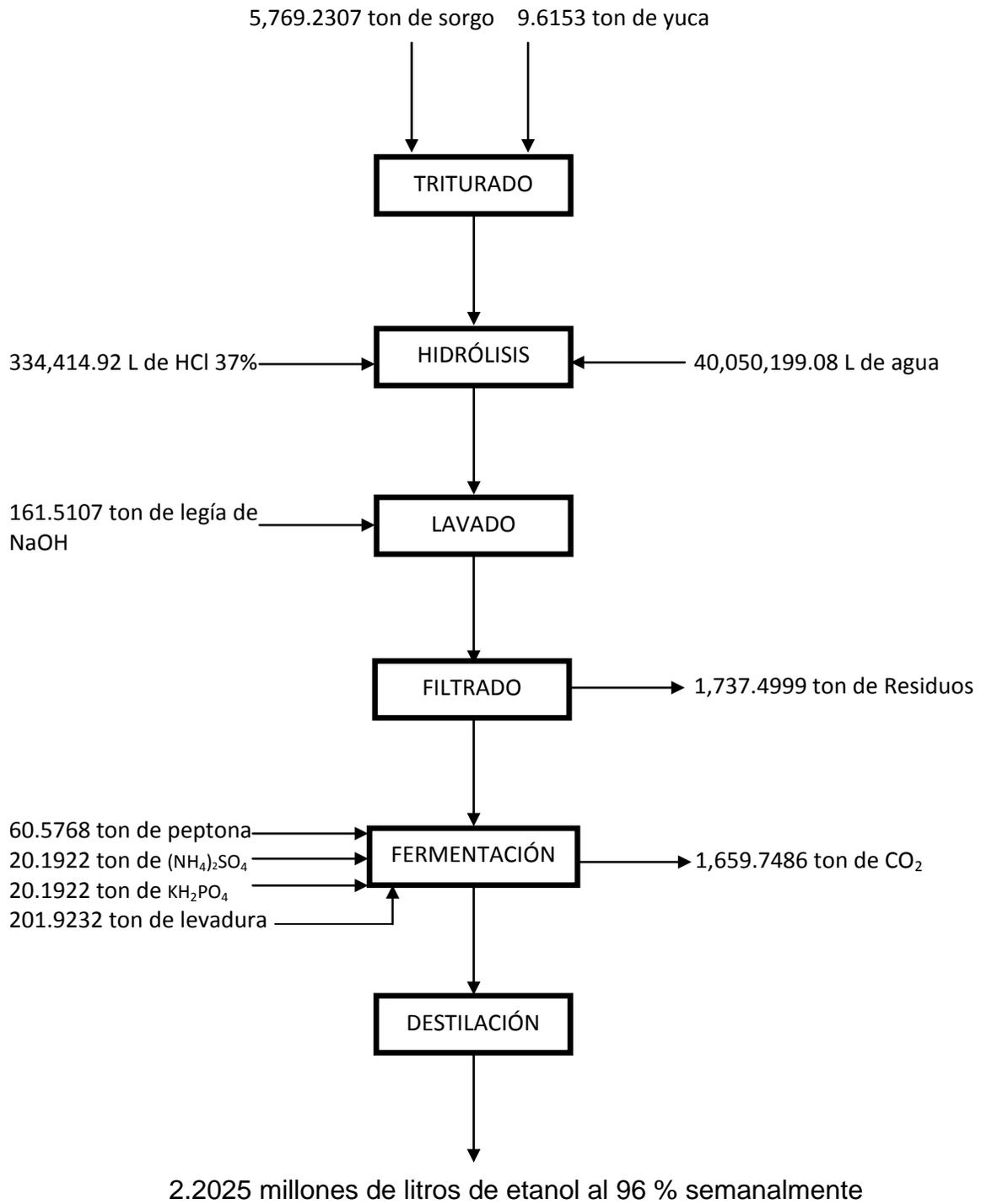
La levadura que se encuentra en la bodega de almacenamiento TA 106 es alimentada al bio-reactor batch MX301 cada 24 horas.

El bio-reactor batch MX301 utilizará un medio de calentamiento con resistencia eléctrica hasta alcanzar una temperatura de 40 °C que se mantendrá durante 72 horas, al término de este tiempo la mezcla fermentada (43,693.3688 ton) se llevará por medio de la bomba P 302 hacia la torre de destilación de platos perforados DT301 donde se llevará a cabo la separación del alcohol. Del mismo bio-reactor sale una corriente que contiene CO<sub>2</sub> (1,659.7486 ton) que se llevarán a tratamiento.

En la torre de destilación DT301 los fondos pasarán a un Rehervidor RB301 y se recirculan a la torre para una mejor separación y también los fondos que salen de la torre pasan a un tanque TC302 y son transportados por una bomba P 304 hacia un enfriador CR301 y se alimentan (41,937.0072 ton) al bio-reactor batch MX301 donde se lleva a cabo la fermentación este líquido que se vuelve a alimentar al fermentador es una mezcla de las sales que se puede volver a utilizar.

El destilado se transporta hacia un condensador total CT301 y se almacena en el tanque TC301, se transporta por medio de una bomba P 303 donde se recircula a la torre de destilación DT301, el alcohol que tiene el % deseado (1,756.3616 ton) se lleva al tanque de almacenamiento TC303 y transportado por la bomba P305 hacia el límite de batería.

### 5.3 DIAGRAMA DE BLOQUES



**5.4 DFP**

## 5.5 PROGRAMA DE PRODUCCIÓN

Con base al estudio de mercado se decidió producir 114.5338 millones de litros de etanol anualmente, para lo cual se calculó un estimado de realizar un lote por semana, dado que el proceso óptimo de operación se lleva a cabo en un bio-reactor Batch, con el cual se obtendrá una cantidad de 2.2025 millones de litros de etanol semanalmente.

Dada la eficiencia y la estequiometría de la reacción, así como los requerimientos del proceso, las cantidades de materia prima serán las siguientes:

Para cada lote se requerirán	
Sorgo	5769.2307 ton
Yuca	9.6153 ton
HCl	334,414.92 L 37 % V/V
NaOH	161.5107 ton
Peptona	60.5768 ton
$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$	20.1922 ton
$\text{KH}_2\text{PO}_4$	20.1922 ton
Levadura	201.9232 ton
Agua	40,050,199.08 L

## 5.6 FILOSOFÍA DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE ETANOL

La materia prima (5,769.2307 ton de sorgo y 9.6153 ton de yuca) llegarán semanalmente en costales y se apilarán con un montacargas en bandas transportadoras que llevarán esta materia hasta las bodegas de almacenamiento para el sorgo TA101 y para la yuca TA102. La materia prima será llevada por medio de bandas con indicadores y control de peso a un proceso de molienda, utilizando el extrusor rotatorio ML201. La materia prima molida (5,778.8 ton) se desplazará por un tornillo que es controlado por un indicador y control de peso hacia la tolva T201.

El HCl al 37% (35.7922 ton) llegará semanalmente, será transportado del límite de batería por la bomba P202 al tanque de almacenamiento TC201 que cuenta con un indicador de nivel y un sistema de control de flujo. El agua de proceso (40,351.1725 ton) será transportada al tanque de almacenamiento TC202, este tanque cuenta con el mismo sistema de control que el tanque de HCl, y es transferida por medio de la bomba P203.

Al tanque de hidrólisis con agitación MX201 entrará la materia prima (5,769.2307 ton) que proviene de la tolva T201 por gravedad, el HCl (35.7922 ton) transportado por la bomba P202 y el agua (40,351.1725 ton) transportada por la bomba P204. El tanque de hidrólisis se encuentra controlado por un indicador de nivel y un sistema de control para la temperatura con alarma para detener el calentamiento ya que se pretende llegar a tener una mezcla con un pH= 1 para llevarla hacia la hidrólisis por medio de calentamiento con resistencia eléctrica durante 6 horas alcanzando una temperatura entre 95 °C y 120° C. El hidrolizado (40,165.8107 ton) se dirigen hacia una neutralización, por medio de una bomba P205, que se llevará a cabo en el tanque lavador con agitación MX202 que es regulado por un indicador de nivel.

En el tanque lavador MX202 se llevará a cabo el lavado del hidrolizado que es transportada por medio de la bomba P205 y se mezcla con hidróxido de sodio (161.5107 ton) que es transportado por un tornillo regulado por un sistema de control de peso al tanque lavador MX 202 y que entra a la bodega de almacenamiento TA201 por medio de banda transportadora, que cuenta con un indicador de peso con alarma que detiene el transporte en caso de falla, ya que el hidróxido de sodio llega en lejía. Con esta cantidad de lejía de sosa se asegura en pH = 5.

Al ser lavado (neutralizado hasta pH = 5) el hidrolizado se transporta por medio de la bomba P206 hacia el enfriador CR201 y esta mezcla (46,181.9634 ton) pasa al filtro F201, donde separaremos la fase sólida que es transportada por una banda de transportación para ser tratada (1,737.4999 ton), de la líquida (44,444.4635 ton) que es transporta por medio de la bomba P301 hacia el bio-reactor batch MX301 donde se mezclará con el (NH<sub>4</sub>)<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (20.1922 ton) el KH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub> (20.1922 ton), la peptona (60.5768 ton) y la levadura(201.9232 ton) que

se encuentran en la tolva T101 a donde llegan las sales, la peptona y la levadura por medio de un tornillo, que cuenta con un sistema de control de peso con alarma que para el transporte en caso de falla, y se mezclan en la tolva; la peptona llega de la bodega de almacenamiento TA103, el  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$  se encuentra en la bodega de almacenamiento TA104 y el  $\text{KH}_2\text{SO}_4$  en la bodega de almacenamiento TA105 ambos alimentados por un tornillo, por el hecho de que son sólidos en polvo.

La levadura que se encuentra en la bodega de almacenamiento TA106 es alimentada al bio-reactor batch MX301 cada 24 horas utilizando de igual manera un tornillo.

El bio-reactor batch MX301 utilizará un medio de calentamiento con resistencia eléctrica hasta alcanzar una temperatura de  $40\text{ }^\circ\text{C}$  por lo que cuenta con un sistema de control de temperatura con control de alarma; esta temperatura se mantendrá durante 72 horas, al término de estas la mezcla fermentada (43,693.3688 ton) se llevará por medio de la bomba P302 hacia la torre de destilación de platos perforados DT301 donde se llevará a cabo la separación del alcohol. Del mismo bio-reactor sale una corriente que contiene  $\text{CO}_2$  (1,659.7486 ton) que se libera a la atmósfera.

En la torre de destilación DT 301 los fondos pasarán a un Rehervidor RB301 y se recirculan a la torre para una mejor separación y también los fondos que salen de la torre pasan a un tanque TC302 y son transportados por una bomba P304 hacia un enfriador CR 301 y se alimentan (41,937.0072 ton) al bio-reactor batch donde se lleva a cabo la fermentación MX301 este líquido que se vuelve a alimentar al fermentador es una mezcla de las sales que se puede volver a utilizar.

El destilado se transporta hacia un condensador total CT301 y se almacena en el tanque de almacenamiento TC301, se transporta por medio de una bomba P303 donde se recircula a la torre de destilación DT301, el alcohol que tiene el % deseado (1,756.3616 ton) se lleva al tanque de almacenamiento TC303 con un control de nivel y transportado por la bomba P305 hacia el límite de batería.

**5.7 DTI**

## 5.8 HAZOP

VARIABLE : PESO			
INTENSIÓN: CONTENER		PLANTA PRODUCTORA DE BIOETANOL	
Fecha:	Equipo: <i>bodegas de almacenamiento TA-101 a la TA-106 y TA-201</i>		Proyecto: <i>Producción de etanol</i>
DESVIACIÓN	CAUSAS POSIBLES	CONSECUENCIA	ACCIÓN REQUERIDA
Se incrementa	Que la cantidad de materia prima sea mayor a la necesaria.	Que las bandas transportadoras y tornillos se vean afectados por el aumento de peso y que el proceso se vea afectado por un aumento en la cantidad de materia.	Instalar un sistema de control que cuente con un indicador de peso a la salida de cada bodega seguido de un controlador de peso con alarma.
Disminuye	Que la cantidad de materia prima sea menor que la necesaria.	Que el proceso se vea afectado por falta de materia prima.	Instalar un sistema de control que cuente con un indicador de peso a la salida de cada bodega seguido de un controlador de peso con alarma.

VARIABLE : TEMPERATURA			
INTENSIÓN: HIDROLIZAR		PLANTA PRODUCTORA DE BIOETANOL	
Fecha:	Equipo: <i>Tanque de hidrólisis con agitación MX 201</i>		Proyecto: <i>Producción de etanol</i>
DESVIACIÓN	CAUSAS POSIBLES	CONSECUENCIA	ACCIÓN REQUERIDA
Se incrementa	Que la resistencia comience a calentarse de más, o el flujo de vapor sea mayor.	Que pase la temperatura adecuada para hidrolizar y el hidrolizado pierda las propiedades necesarias para la fermentación.	Instalar un sistema de control de temperatura.
Disminuye	Que la resistencia no esté calentando lo suficiente ó un flujo de vapor muy bajo.	Causaría que la hidrólisis no se lleve a cabo si no entra en el rango de temperatura.	Instalar un sistema de control de temperatura.

VARIABLE : TEMPERATURA			
INTENSIÓN: FERMENTAR		PLANTA PRODUCTORA DE BIOETANOL	
Fecha:	Equipo: <i>Bio-Reactor Batch MX 301</i>		Proyecto: <i>Producción de etanol</i>
DESVIACIÓN	CAUSAS POSIBLES	CONSECUENCIA	ACCIÓN REQUERIDA
Se incrementa	Que la resistencia comience a calentar de más, o el flujo de vapor sea mayor.	Que se rebase la temperatura y la levadura muera antes de tiempo y no se logre el % de etanol deseado	Instalar un sistema de control de temperatura
Disminuye	Que la resistencia no esté calentando lo suficiente ó un flujo de vapor muy bajo.	Una fermentación más lenta y retraso en el proceso.	Instalar un sistema de control de temperatura

VARIABLE : NIVEL			
INTENSIÓN: HIDROLIZAR		PLANTA PRODUCTORA DE BIOETANOL	
Fecha:	Equipo: <i>Tanque de hidrólisis con agitación MX 201</i>		Proyecto: <i>Producción de etanol</i>
DESVIACIÓN	CAUSAS POSIBLES	CONSECUENCIA	ACCIÓN REQUERIDA
Se incrementa	El flujo de entrada al tanque sea mayor y sobrepase el nivel que puede contener.	Derrame del tanque y retraso en el proceso.	Instalar un indicador de nivel
Disminuya	El flujo de entrada no sea suficiente.	Que el proceso no sea correcto por falta de materia.	Instalar un indicador de nivel

VARIABLE : NIVEL			
INTENSIÓN: NEUTRALIZAR		PLANTA PRODUCTORA DE BIOETANOL	
Fecha:	Equipo: <i>Tanque lavador con agitación MX 202</i>		Proyecto: <i>Producción de etanol</i>
DESVIACIÓN	CAUSAS POSIBLES	CONSECUENCIA	ACCIÓN REQUERIDA
Se incrementa	El flujo de entrada al tanque sea mayor y sobrepase el nivel que puede contener.	Derrame del tanque y retraso en el proceso.	Instalar un indicador de nivel
Disminuya	El flujo de entrada no sea suficiente.	Que el proceso no sea correcto por falta de materia.	Instalar un indicador de nivel

VARIABLE : NIVEL			
INTENSIÓN: FERMENTAR		PLANTA PRODUCTORA DE BIOETANOL	
Fecha:	Equipo: <i>Bio-Reactor Batch MX 301</i>		Proyecto: <i>Producción de etanol</i>
DESVIACIÓN	CAUSAS POSIBLES	CONSECUENCIA	ACCIÓN REQUERIDA
Se incrementa	El flujo de entrada al tanque sea mayor y sobrepase el nivel que puede contener.	Derrame del tanque y retraso en el proceso.	Instalar un indicador de nivel
Disminuya	El flujo de entrada no sea suficiente.	Que el proceso no sea correcto por falta de materia.	Instalar un indicador de nivel

VARIABLE : PRESIÓN			
INTENSIÓN: TRANSPORTAR FLUIDOS		PLANTA PRODUCTORA DE BIOETANOL	
Fecha:	Equipo: <i>bombas</i>		Proyecto: <i>Producción de etanol</i>
DESVIACIÓN	CAUSAS POSIBLES	CONSECUENCIA	ACCIÓN REQUERIDA
Se incrementa	Que exista un exceso de flujo.	Deterioro de tuberías y problemas en el proceso	Instalar indicadores de presión en cada bomba
Disminuye	Que el flujo no sea suficiente.	Problemas en el proceso	Instalar indicadores de presión en cada bomba

VARIABLE : NIVEL			
INTENSIÓN: CONTENER		PLANTA PRODUCTORA DE BIOETANOL	
Fecha:	Equipo: <i>Tanques de almacenamiento</i>		Proyecto: <i>Producción de etanol</i>
DESVIACIÓN	CAUSAS POSIBLES	CONSECUENCIA	ACCIÓN REQUERIDA
Se incrementa	La cantidad de material sobrepasa el nivel de los tanques de almacenamiento.	Si el material almacenado es mayor podría causar un derrame de sustancias que podrían contaminar el ambiente.	Instalar un controlador con indicador de nivel.
Disminuye.	Que los tanques estén escaseando de material	Ninguna.	Instalar un controlador con indicador de nivel.

VARIABLE: RESIDUOS		
INTENSIÓN: Eliminación de corrientes residuales		PLANTA PRODUCTORA DE BIOETANOL
Fecha:	Equipo: <i>Todos los tanques y destiladora</i>	Proyecto: <i>Producción de etanol</i>
Todos los tanques y equipos como la destiladora necesitan salidas de drenaje tanto de agua como de residuos químicos dependiendo del proceso desarrollado en los equipos.		

VARIABLE: FLUJO		
Intensión: transportar flujos		PLANTA PRODUCTORA DE BIOETANOL
Fecha:	Equipo: <i>tuberías</i>	Proyecto: <i>Producción de etanol</i>
Todas las tuberías cuentan con un indicador de flujo para mantener un control en la planta.		

**5.9 PLOT PLANT**

**5.10 LAY OUT**

## 6 ANALISIS FINANCIERO

### 6.1 PUNTO DE EQUILIBRIO

El punto de equilibrio, es el punto en el cual a partir de esa cantidad de producción se van a tener ganancias. Depende del precio del producto del costo variable unitario, entonces definimos los siguientes términos:

- Costos fijos (CF), son los que no dependen del nivel de producción, como la renta, gastos administrativos, gastos de venta, gastos financieros y el impuesto predial.
- Costos variables (CV), son los que si dependen del nivel de producción, como la materia prima y costo de energía, estos dependen de un costo variable unitario ( $CV_U$ ), es decir cuánto dinero me cuesta producir una unidad del producto.
- Costos totales (CT), Son la suma de los costos variables y los costos fijos.
- Ingresos (I), son la cantidad de dinero que se obtiene al producir cierta cantidad (Q) multiplicado por su precio (P). Como se proyecta un precio para cada año, se analiza el punto de equilibrio con un valor promedio.

Si lo vemos gráficamente, es decir \$ VS Q, el punto en el que los ingresos cruza los costos totales es el punto de equilibrio.

Analizando las ecuaciones obtenemos lo siguiente:

$$I = P * Q$$

$$CV = CV_U * Q$$

$$CT = CF + CV$$

$$\text{Entonces } CT = CV_U * Q + CF$$

En el punto de equilibrio tenemos que  $I = CT$

$$P * Q = CV_U * Q + CF$$

$$P * Q - CV_U * Q = +CF$$

$$Q_{pto \ eq} = \frac{CF}{P - CV_U}$$

Se obtiene la cantidad Q en el punto de equilibrio, entonces es posible calcular en cuantos años se puede tener esa producción, a partir de este año se tendrán ganancias.

*Tabla 6.1.1. Calculo de los Costos fijos.*

Gastos Ad (USD)	Gastos de venta (USD)	Gastos financieros (USD)	Costos Fijos (USD)
646,200.00	312,000.00	44,357,240.70	45,315,440.70

*Tabla 6.1.2. Calculo de los costos variables, ingresos y costos totales para 10 años.*

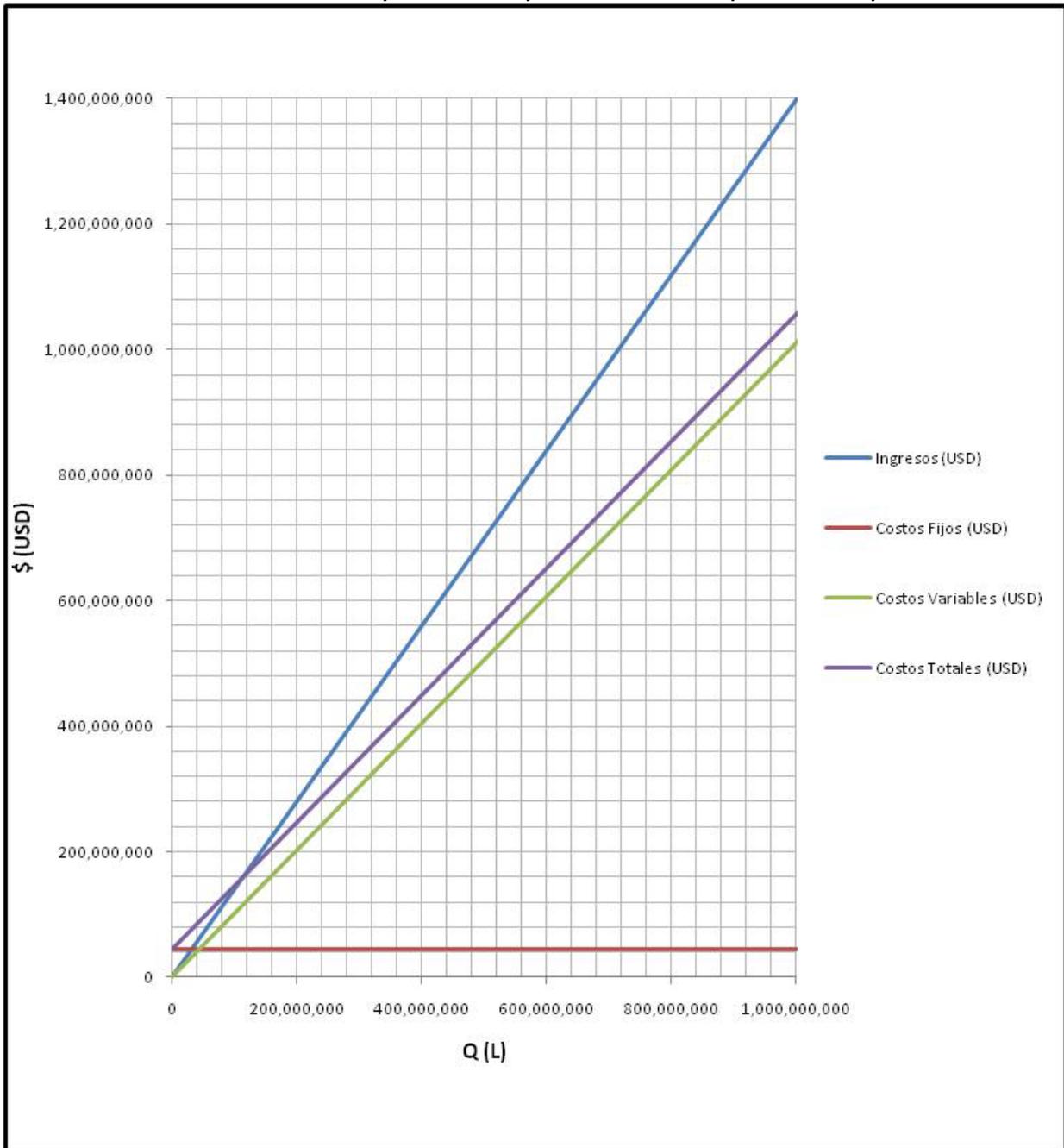
Años	Q (millones de L)	Q (L)	Ingresos (USD)	Costos Fijos (USD)	Costos Variables (USD)	Costos Totales (USD)
0	0.00	0.00	0.00	45,315,440.70	0.00	45,315,440.70
1	114.53	114,530,000	160,342,000	45,315,440.70	115,826,562	161,142,002.70
2	229.06	229,060,000	320,684,000	45,315,440.70	231,653,124	276,968,564.70
3	343.59	343,590,000	481,026,000	45,315,440.70	347,479,686	392,795,126.70
4	458.12	458,120,000	641,368,000	45,315,440.70	463,306,248	508,621,688.70
5	572.65	572,650,000	801,710,000	45,315,440.70	579,132,810	624,448,250.70
6	687.18	687,180,000	962,052,000	45,315,440.70	694,959,372	740,274,812.70
7	801.71	801,710,000	1,122,394,000	45,315,440.70	810,785,934	856,101,374.70
8	916.24	916,240,000	1,282,736,000	45,315,440.70	926,612,496	971,927,936.70
9	1,030.77	1,030,770,000	1,443,078,000	45,315,440.70	1,042,439,058	1,087,754,498.70
10	1,145.30	1,145,300,00	1,603,420,000	45,315,440.70	1,158,265,620	1,203,581,060.70

El  $CV_U$  se puede calcular con los costos variables entre la cantidad producida, de este modo se tiene la pendiente con la que sube el costo total, este valor es sustituido en la ecuación  $Q_{pto\ eq}$  y se obtiene la cantidad con la que se alcanza el punto de equilibrio. Si se toma la producción anual se puede calcular en cuantos años ya se tienen ganancias, es decir, a partir de qué año ya se está por encima del punto de equilibrio.

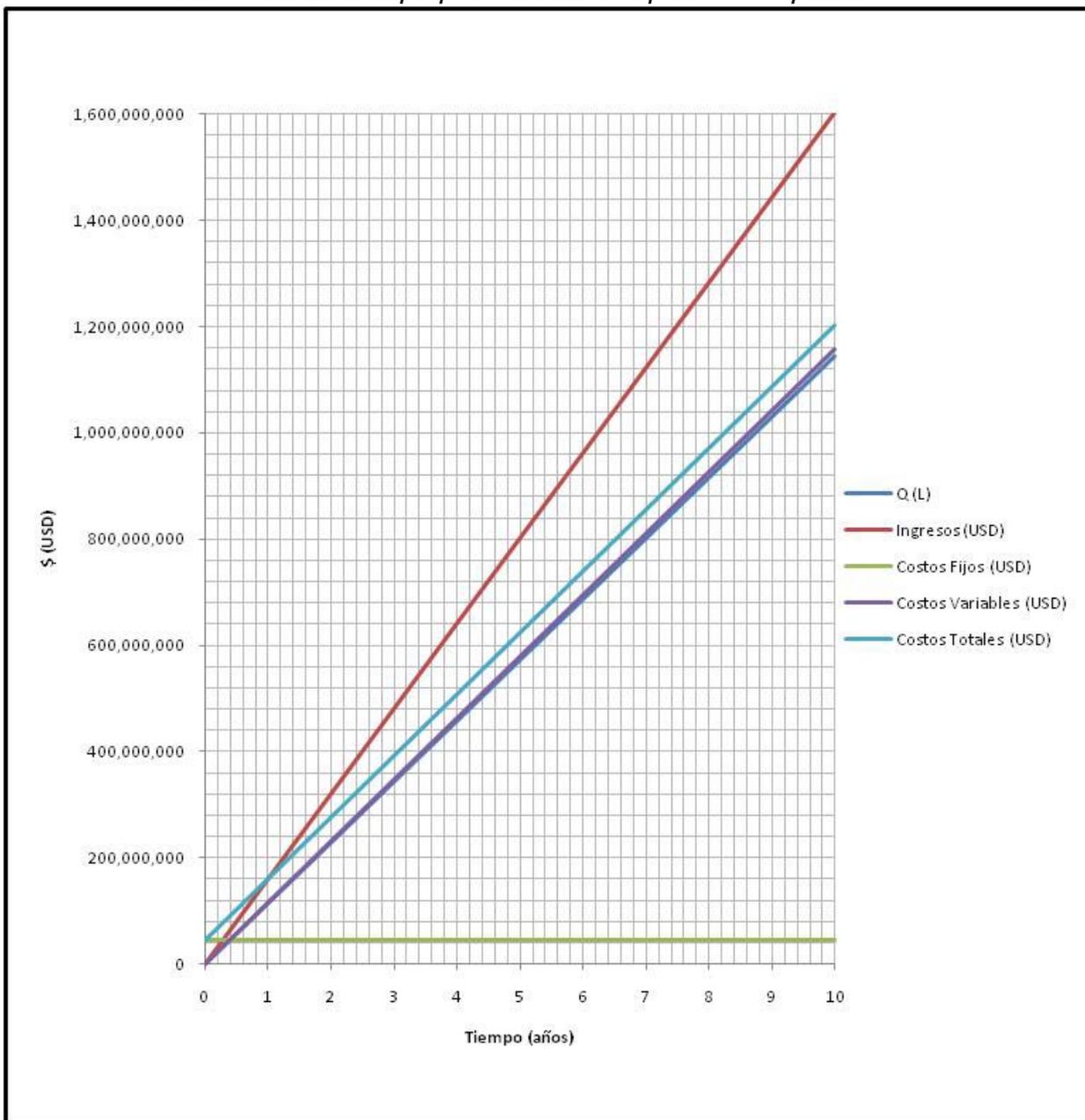
*Tabla 6.1.3: Calculo del tiempo para alcanzar el punto de equilibrio.*

P (USD/L)	$CV_U$ (USD/L)	Costos Fijos (USD)	Q equilibrio (L)	Años
1.4	1.011320719	45,315,440.70	116,588,259.19	1.02

Grafica 6.1.1: Cantidad de producción para alcanzar el punto de equilibrio



Grafica 6.1. 2: Tiempo para alcanzar el punto de equilibrio



Como podemos observar en la gráfica 2 y en la tabla 3 se puede decir que se contara con ganancias a partir del primer año, es decir, con una cantidad de 116, 588,259.19 L de etanol.

## 6.2 ESTUDIO FINANCIERO

Con este estudio se pretende analizar los aspectos económico-financieros de la tesis llamada obtención de bioetanol a partir de sorgo y yuca; tomando en cuenta los datos obtenidos por el estudio de mercado sobre la producción anual de la planta, se realizó el estudio financiero tomando en cuenta los siguientes costos:

- Costos de Operación
- Costos Administrativos
- Costos de Materia Prima
- Inversión Inicial
- Ventas Proyectadas
- Estado de Resultados proyectados
- Criterios de Inversión (VPN, TIR)

### 6.2.1 COSTOS DE OPERACIÓN:

Involucran los costos de energía y gas sólo para el proceso

#### 6.2.1.1 Costo de energía

De acuerdo con la zona en la que se ubicará la planta – Tamaulipas- se realizó el cálculo de consumo de energía eléctrica para bombas y motores, dado que representa más del 90% del consumo total de la energía eléctrica de la planta.

TARIFA H-S zona norte energía punta								
Línea	BHP [HP]	P [KW]	$\theta$ operación [h]	P consumida [KWh]	Costo x kW [\$/KWh]	Costo [\$]	C semanal [\$]	C semanal [USD]
6	104.1303	77.6802	0.5	38.84011413	1.7445	67.7566	46,485.77	3,575.83
7	1199.486	894.805	6	5368.829818	1.7445	9365.9236	C mensual [\$]	C mensual [USD]
8	789.3623	588.856	9	5299.709643	1.7445	9245.3435	185,943.08	14,303.31
10	427.6660	319.034	9	2871.312527	1.7445	5009.0047	C anual [\$]	C anual [USD]
11	788.2796	588.048	9	5292.44043	1.7445	9232.6623	2,231,316.93	171,639.76
20	332.8967	248.337	10	2483.377378	1.7445	4332.2518		
21	698.4438	521.032	10	5210.323102	1.7445	9089.4087		
22	55.1023	41.1058	2	82.21161806	1.7445	143.4182		

#### 6.2.1.2 Costos de gas natural

$W_{vap}$ (lb/h)	$C_{unitario}$ (USD/MMBTU)	$\eta$ caldera	$C_{lote}$ (USD)	$C_{anual}$ (USD)	$C_{anual}$ (\$)
11,915,545.25	4	0.8	59,577.73	2,859,730.86	37,176,501.18
5,222,396.55	4	0.8	26,111.98	1,253,375.17	16,293,877.23
490,905.28	4	0.8	2,454.53	117,817.27	1,531,624.46
				4,230,923.30	55,002,002.87

### 6.2.2 COSTOS ADMINISTRATIVOS:

Cargos	sueldo mensual (USD)	sueldo anual(USD)
ventas/marketing		
Gerente General	1,500	18,000
Vendedor 1	950	11,400
Vendedor 2	950	11,400
Operaciones		
Control de calidad	1,000	12,000
Logística	1,000	12,000
Proceso 1	950	11,400
Proceso 2	950	11,400
Proceso 3	950	11,400
Mantenimiento 1	900	10,800
Mantenimiento 2	900	10,800
Recursos Humanos		
Administrativo	700	8,400
Entrenamiento	900	10,800
Otros		
Intendencia	600	7,200
Secretaria	700	8,400
Vigilancia	650	7,800
		163,200

### 6.2.3 COSTOS DE MATERIA PRIMA:

Materia	Ton	\$/Ton	Precio anual (\$/Ton)	Precio anual (USD/Ton)
sorgo	300,000	2,500	750,000,000	57,692,307.69
yuca	500	3,160.43	1,580,215	121,555
levadura	9692.3136	17,000	164,769,331.2	12,674,563.94
peptona	2907.6864	95,513	277,721,851.1	21,363,219.32
HCl	7067.5104	13,000	91,877,635.2	7,067,510.4
NaOH	7752.5136	17,883	138638200,7	10,664,476.98
KH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	969.2256	6,000	5,815,353.6	447,334.8923
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	969.2256	4,696	4,551,483.418	350,114.109
agua	1936856.28	7	13,557,993.96	1,042,922.612
			1.44851X10 <sup>9</sup>	1.114240X10 <sup>8</sup>

## 6.2.4 INVERSIÓN INICIAL:

-Equipo:

ZONA DE ALMACENAMIENTO 100			
CLAVE	Equipo	miles \$ (del 2009)	miles USD (2009)
TA101	Bodega de almacenamiento de sorgo	3,750	288.4615385
TA102	Bodega de almacenamiento de yuca	8	0.615384615
TA103	Bodega de almacenamiento de peptona	75	5.769230769
TA104	Bodega de almacenamiento de $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$	7	0.538461538
TA105	Bodega de almacenamiento de $\text{KH}_2\text{PO}_4$	7	0.538461538
TA106	Bodega de almacenamiento de levadura	271	20.84615385
T101	Tolva de sorgo molido y yuca molida	2,596.336203	199.7181694
ZONA DE TRATAMIENTO DE MATERIA PRIMA 200			
CLAVE	Equipo	miles \$ (del 2009)	miles USD (2009)
ML201	Extrusor rotatorio	111,271.5515	8,559.350118
T201	Tolva de sales, levadura y peptona	741.8103436	57.06233412
P201	Bomba	333.8146546	25.67805035
P202	Bomba	333.8146546	25.67805035
P203	Bomba	1,483.620687	114.1246682
P204	Bomba	1,483.620687	114.1246682
TA201	Bodega de almacenamiento de NaOH	34.16666667	2.628205128
TC201	Tanque de almacenamiento de HCl	1,854.525859	142.6558353
TC202	Tanque de almacenamiento de agua	11,127.15515	855.9350118
P205	Bomba	1,483.620687	114.1246682
P206	Bomba	1,483.620687	114.1246682
MX201	Tanque de hidrólisis con agitación	5,192.672405	399.4363389
MX202	Tanque lavador con agitación	5,192.672405	399.4363389
CR201	Enfriador	7,418.103436	570.6233412
F201	Filtro	2,2254.31031	1,711.870024
ZONA DE FERMENTACIÓN 300			
CLAVE	Equipo	miles \$ (del 2009)	miles USD (2009)
MX301	Bio-Reactor Batch	5,192.672405	399.4363389
DT301	Torre de destilación de platos perforados	18,545.25859	1,426.558353
CT301	Condensador total	3,709.051718	285.3116706
CR301	Enfriador	5,563.577577	427.9675059

RB301	Rehervidor	5,563.577577	427.9675059
P301	Bomba	1,483.620687	114.1246682
P302	Bomba	370.9051718	28.53116706
P303	Bomba	1,483.620687	114.1246682
P304	Bomba	333.8146546	25.67805035
P305	Bomba	1,483.620687	114.1246682
TC301	Tanque de almacenamiento del destilado	3,338,146546	2,56.7805035
TC302	Tanque de fondo de destilación	74,181.03436	5,706.233412
TC303	Tanque de almacenamiento de etanol	7,418.103436	5,70.6233412
	Total	307,070.4205	23,620.80158

Terreno:

Dimensión (m <sup>2</sup> )	Precio (\$/m <sup>2</sup> )	precio total (\$)	(USD)
379,600	250	94,900,000	7,300,000

De acuerdo con la literatura a los costos de construcción así como a los de instrumentos puede asignárseles un porcentaje del costo de los equipos, de acuerdo con el tipo de planta.

Apartado	% asignado
Costos directos	
Instalación de equipo	25
Montaje de tubería y válvulas	25
Instrumentación y control	20
Edificios	18
Instalación eléctrica	22
Total	110
C.D.	1.1
Costos indirectos	
Ingeniería y construcción	10
Contingencias	3
Instalaciones provisionales	4
Permisos Ambientales	3.5
Total	20.5
C.I.	0.21

La inversión total es la suma de los costos de equipos, los costos directos e indirectos y el costo del terreno.

INVERSIÓN TOTAL	(\$)	(USD)
	804,232,672	61,864,051

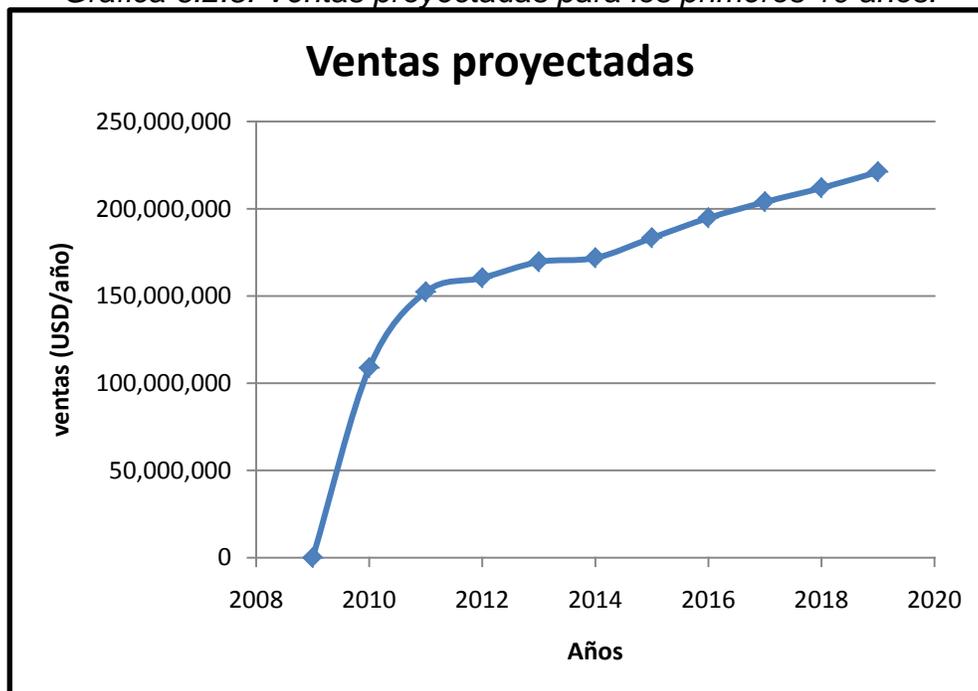
## 6.2.5 VENTAS PROYECTADAS

Se planearon las ventas de acuerdo con una capacidad de producción del 95% con respecto a la capacidad instalada para los primeros dos años de producción, con el fin de llegar al 100% de la capacidad instalada en el tercer año de producción.

*Tabla 6.2.5: Ventas proyectadas*

Año	Ventas (USD/año)
2009	0
2010	108,807,110
2011	152,329,954
2012	160,347,320
2013	169,510,024
2014	171,800,700
2015	183,254,080
2016	194,707,460
2017	203,870,164
2018	211,887,530
2019	221,050,234

*Gráfica 6.2.5: Ventas proyectadas para los primeros 10 años.*



## 6.2.6 ESTADOS DE RESULTADOS PROYECTADOS

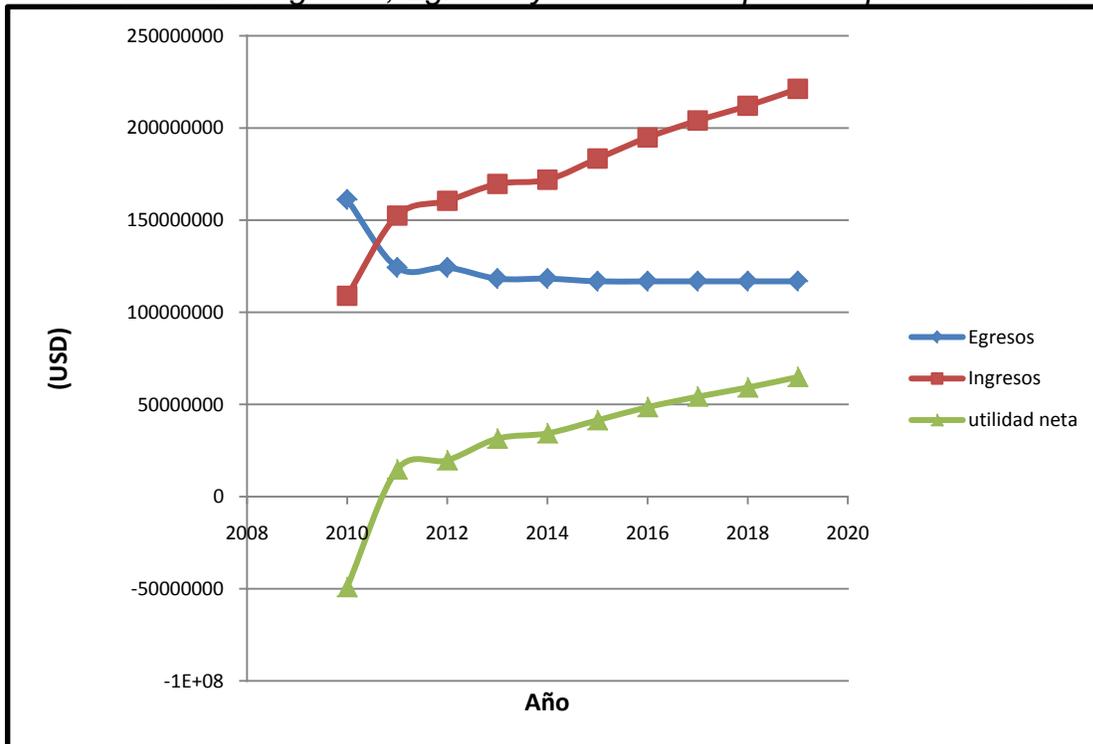
Se realizaron Estados de Resultados a partir del segundo año que es cuando ya se tiene una producción del 95% de la producción total para ver en qué año se comienzan a tener ganancias y en cuánto tiempo recuperaremos la inversión. Los Estados de Resultados se proyectaron tomando en cuenta la proyección de ventas.

Para ver los estados de resultados proyectados ver el Anexo

Tabla 6.2.6: Egresos, Ingresos y Utilidad Neta

Año	Egresos (USD)	Ingresos (USD)	Utilidad neta (USD)
2010	161,142,002	108,807,110	-49,305,746.94
2011	124,293,552	152,329,954	14,526,866.34
2012	124,293,552	160,347,320	19,497,633,26
2013	118,244,762	169,510,024	31,227,300.44
2014	118,244,762	171,800,700	34,107,519.56
2015	116,784,762	183,254,080	41,208,615.16
2016	116,784,762	194,707,460	48,309,710.76
2017	116,784,762	203,870,164	53,990,587.24
2018	116,784,762	211,887,530	58,961,354.16
2019	116,784,762	221,050,234	64,642,230.64

Gráfica 6.2.6: Ingresos, Egresos y Utilidad neta para los primeros 10 años.



### 6.2.7 CRITERIOS DE INVERSIÓN:

Para realizar los cálculos de los criterios de inversión se generaron flujos con base en los estados de resultados.

VPN	144,577,539 millones de USD
TIR	68.3696 %

### 6.3 CONCLUSIONES DEL ESTUDIO FINANCIERO

Al evaluar la tecnología y estimar cada uno de los costos que se analizaron en el estudio financiero se pudieron evaluar los criterios financieros más relevantes, estos fueron:

VPN 144, 577,539 millones de dólares  
TIR 68.36%

Los dos criterios tienen valores favorables ya que el Valor Presente Neto supera la inversión inicial y la TIR vale más del 50% lo cual indica que el proyecto es bueno económicamente hablando.

Como se puede ver la recuperación de la inversión se da en el quinto año a partir de que la planta comience a operar, esto se da en el sexto año de vida de la planta lo cual es muy favorable ya que a partir de este año todo se traduce en ganancias.

Por estas razones el proyecto se considera rentable con retribuciones significativas.

## 7 CONCLUSIONES DEL PROYECTO

- Con base en el estudio de mercado podemos señalar los siguientes puntos:

RESULTADOS	PROPUESTAS Ó COMENTARIO
Del consumo nacional aparente del sorgo y la yuca, contemplados para procesar, se toma un 10% de este mercado.	Se puede tomar un porcentaje mayor de la materia prima para procesar, este porcentaje es una primera especulación.
Con este segmento de mercado se produce anualmente 114.5338 millones de litros de etanol.	La producción anual aumentara si se toma una mayor cantidad de materia prima.
Con esta producción anual se cubre un 0.2 % de la demanda de etanol como biocombustible por parte de Estados Unidos.	El porcentaje de demanda que se cubra será mayor al aumentar la producción anual.

- Si tomamos en cuenta la tecnología podemos proponer lo siguiente:

RESULTADOS	PROPUESTAS Ó COMENTARIO
Las máximas concentraciones del hidrolizado son de 170g/L en el caso de la yuca y de 200g/L en el caso del sorgo.	Se puede manejar una concentración mayor si se cuenta con alguna forma que permita manejar eficientemente la solución.
El tiempo de fermentación es de 72 horas	Se puede fermentar por mayor tiempo, pero la cantidad de etanol no se verá afectada considerablemente y el costo de operación será mayor.
Se agrega cada 24 horas levadura al bio-reactor.	Si no se agrega se tiene un menor rendimiento pero se puede buscar alguna tecnología que permita recuperar la levadura en cada Batch.
El pH del bio-reactores de 5.	Si es muy bajo se tiene que tomar en cuenta algún material anticorrosivo, además la bacteria no soporta pH bajo y el rendimiento no se ve afectado.
La temperatura de la fermentación es de 40°C.	A una temperatura mayor de 50 °C la bacteria muere, y no varía considerablemente entre 40 y 49 °C.
Para el caso del sorgo se tiene una eficiencia de 84.0824% y para la yuca la eficiencia es de 86.2141%.	Se tiene una buena eficiencia, pero si se necesita obtener más etanol en la fermentación, entonces se puede mover alguna variable siempre y cuando el costo no supere las ganancias por aumentar el rendimiento.

- Si analizamos el estudio financiero observamos lo siguiente:

RESULTADOS	PROPUESTAS Ó COMENTARIO
El punto de equilibrio se alcanza poco después del primer año. Con una cantidad de 116, 588,259.19 L de etanol.	El punto de equilibrio se alcanza en un año, lo cual nos dice que a partir de este año ya hay ganancias, un año es relativamente poco, por lo cual se puede decir que este la única forma de acortar este tiempo es aumentando el precio del etanol, pero este ya está definido por el mercado.
El VPN 144, 577,539 millones de dólares	Este valor es mayor que la inversión 62 millones dólares, por lo cual cumple con este criterio de inversión.
La TIR es de 68.36%	Esta tasa nos dice que tan rápido se recupera la inversión, al ser mayor que el 50 % ya es necesario mejorarse.
La recuperación de la inversión se da en el quinto año a partir de que la planta comience a operar al 100% de su capacidad.	El tiempo de recuperación se puede mejorar si se obtiene una mejor fuente de financiamiento, se eleva el precio del etanol ó se cambia la tecnología, pero está dentro del criterio de captación que se recupere en 5 años.

Al tomar en cuenta las posibles mejoras, tanto a la ingeniería como a la tecnología, podemos concluir que si fuera necesario mejorar el proyecto se necesitaría de un posterior proyecto el cual nos permitiera evaluar tecnológica y económicamente estas mejoras. Si es viable se puede proponer estas mejoras, pero, el proyecto, es factible económica y tecnológicamente.

Teniendo en cuenta estos datos económicos y tecnológicos, se llegó un poco más allá de las bases de diseño (FEL II) con el fin de comprobar que son factibles, de este modo se generaron las bases de diseño para la planta productora de bioetanol, utilizando el concepto de FEL que es ir del final al principio, se logró el objetivo de la tesis, crear una bases de diseño que funcionen correctamente para llevar a cabo un buen proyecto para crear una planta productora de bioetanol en México.

## 8 ANEXOS

### 8.1 Anexos del estudio de mercado

La mandioca, yuca, casava o casabe (*Manihot esculenta*, sin. *M. utilissima*) es un arbusto perenne de la familia de las euforbiáceas, autóctona y extensamente cultivada en Sudamérica y el Pacífico por su raíz almidonosa de alto valor alimentario. La yuca es endémica de la región subtropical de Bolivia, Brasil, Venezuela, Argentina, Colombia, Perú, Ecuador y Paraguay, aunque se estima que las variedades hoy conocidas son efecto de la selección artificial.

La mandioca es un arbusto perenne, que alcanza los dos metros de altura. Está adaptada a condiciones de la zona intertropical, por lo que no resiste las heladas. Requiere altos niveles de humedad —aunque no anegamiento— y de sol para crecer.

Se reproduce mejor de esquejes que por semilla en las variedades actualmente cultivadas. El crecimiento es lento en los primeros meses, por lo que el control de hierbas es esencial para un correcto desarrollo. En su uso normal, la planta entera se desarraiga al año de edad para extraer las raíces comestibles. De las plantas desarraigadas se extraen los recortes para la replantación.

La raíz de la yuca es cilíndrica y oblonga, y alcanza el metro de largo y los 10 cm de diámetro. La cáscara es dura y leñosa, e incomedible. La pulpa es firme e incluso dura antes de la cocción, surcada por fibras longitudinales más rígidas; muy ricas en hidratos de carbono y azúcares, se oxida rápidamente una vez desprovista de la corteza. Según la variedad, puede ser blanca o amarillenta.



El sorgo o zahína (*Sorghum bicolor*) es una hierba perteneciente a la familia de las gramíneas (Poaceae), cuyas semillas se utilizan para hacer harina y como forraje. Es un cultivo alimenticio importante en África, América Central, y Asia Meridional y es la quinta cosecha de cereal en el mundo, en cuanto a su producción (km<sup>2</sup> 470.000 cosechado en 1996). El productor más grande es Estados Unidos.

El sorgo se conoce con varios nombres: mijo grande y maíz de Guinea en África occidental, kafir en África austral, duro en el Sudán, tama en África oriental, iowar en la India y kaoliang en China (Purseglove, 1972).

El género *Sorghum* se caracteriza por presentar espiguillas que nacen de a pares. El sorgo se trata como planta anual, aunque es hierba perenne y en los trópicos puede cosecharse varias veces al año.

Tiene su origen en África del este y primero divergió de las variedades salvajes en Etiopía hace 5000 años. Se adapta bien al crecimiento en áreas áridas o semiáridas cálidas. Las muchas subespecies se dividen en cuatro grupos - sorgos del grano, sorgos forrajeros (para pastoreo y henificar), sorgos dulces (jarabes del sorgo), y sorgo de escobas (para la confección de escobas y cepillos). El sorgo dulce fue producido sobre todo para el jarabe hasta que el establecimiento en el oeste semiárido creó una demanda para las plantas forrajeras resistentes. Por los años 50, el cerca de 90% del área cultivada de sorgo dulce en los Estados Unidos fueron producidos para el forraje.



## 8.2 Anexos de la tecnología.

- *Análisis de la cantidad de materia prima para la obtención de almidón fermentable.*

Cálculos de la cantidad de yuca y sorgo que se debe pesar para obtener 170g/L y 200g/L de almidón respectivamente para fermentar.

En el caso de la yuca se sabe que el 30% de su contenido es almidón y se tiene una base para experimentación de 170g de almidón en 1 Litro de agua, en este caso preparamos 700mL de mezcla por lo que:

$$(xg \text{ de yuca})(0.3) = 170g \text{ de almidón de yuca}$$

Despejando la incógnita tenemos:

$$\frac{170 \text{ g de almidón de yuca}}{0.3} = 566.667 \text{ g de yuca}$$

Y si deseamos prepararla con 700mL de agua entonces

$$\left(\frac{566.667 \text{ g de yuca}}{1000\text{mL}}\right)(700 \text{ mL}) = 396.666 \text{ g de yuca}$$

Tomando ahora el caso del sorgo se tomaron en cuenta las mismas condiciones pero el sorgo contiene 70% de almidón por lo que las cantidades cambian de la siguiente manera:

$$(xg \text{ de sorgo})(0.7) = 200g \text{ de almidón de sorgo}$$

Despejando la incógnita tenemos:

$$\frac{200 \text{ g de almidón de sorgo}}{0.7} = 285.714 \text{ g de sorgo}$$

Y deseamos prepararlo con 700mL de agua entonces:

$$\left(\frac{285.714 \text{ g de sorgo}}{1000\text{mL}}\right)(700 \text{ mL}) = 200 \text{ g de sorgo}$$

### 8.3 Anexos de la ingeniería.

#### 8.3.1 CÁLCULO DEL PUNTO DE EBULLICION DEL ETANOL

La definición exacta del punto de ebullición es la temperatura a la cual la presión de vapor iguala a la presión atmosférica.

De tal forma con la ecuación de Antoine con la que podemos obtener la presión de vapor a una temperatura, si sustituimos la presión de vapor por la presión atmosférica, obtendremos el punto de ebullición del líquido.

$$\log P = A - \frac{B}{C + T}$$

Donde P está dada en mmHg, T en °C

Las constantes de la ecuación son las siguientes:

Agua	A = 8.0713	Etanol	A = 8.1122
	B = 1730.630		B = 1592.864
	C = 233.426		C = 226.184

Entonces podemos despejar la temperatura

$$T = \frac{B}{A - \log P} - C$$

Punto de ebullición a 585 mmHg del etanol

$$T = \frac{1592.864}{8.1122 - \log 585} - 226.184 = 71.8347^{\circ}\text{C}$$

### 8.3.2 Anexos del Diagrama de Flujo de Proceso.

#### LISTA DE EQUIPO

ZONA DE ALMACENAMIENTO 100		
CLAVE	EQUIPO	CAPACIDAD (m <sup>3</sup> )
TA101	Bodega de almacenamiento de sorgo	9,000
TA102	Bodega de almacenamiento de yuca	24
TA103	Bodega de almacenamiento de peptona	225
TA104	Bodega de almacenamiento de (NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	21
TA105	Bodega de almacenamiento de KH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	21
TA106	Bodega de almacenamiento de levadura	813
T101	Tolva de sorgo molido y yuca molida	9,160
ZONA DE TRATAMIENTO DE MATERIA PRIMA 200		
CLAVE	EQUIPO	CAPACIDAD (m <sup>3</sup> )
ML201	Extrusor rotatorio	9,000
T201	Tolva de sales, levadura y peptona	501
P201	Bomba	---
P202	Bomba	---
P203	Bomba	---
P204	Bomba	---
TA201	Bodega de almacenamiento de NaOH	82
TC201	Tanque de almacenamiento de HCl	312
TC202	Tanque de almacenamiento de agua	4,1705
P205	Bomba	---
P206	Bomba	---
MX201	Tanque de hidrólisis con agitación	49,097
MX202	Tanque lavador con agitación	49,097
CR201	Enfriador	49,097
F201	Filtro	49,590
ZONA DE FERMENTACIÓN 300		

CLAVE	EQUIPO	CAPACIDAD (m <sup>3</sup> )
MX301	Bio-Reactor Batch	51,472
DT301	Torre de destilación de platos perforados	45,298
CT301	Condensador total	685
CR301	Enfriador	44,933
RB301	Rehervidor	13,533
P301	Bomba	---
P302	Bomba	---
P303	Bomba	---
P304	Bomba	---
P305	Bomba	---
TC301	Tanque de almacenamiento del destilado	1,114
TC302	Tanque de fondo de destilación	44,933
TC303	Tanque de almacenamiento de etanol	2,389

**BALANCE DE MATERIA**

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22
Sorgo (Ton)	5,769.2307		5,769.23																			
Yuca (Ton)		9.6153		9.6153																		
Sorgo molido y yuca molido (Ton)					5,778.8																	
Almidon y material hidrolizable (Ton)								4,041.34		4,041.34	4,041.34									643.7673	643.7673	
Azucares fermentables (Ton)								1,737.49		1,737.49	1,737.49											
Residuos de hidrólisis (Ton)						147.23		147.2398		0.0147	0.0147									0.0147	0.0147	
HCl (Ton)									161.51													
NaOH (Ton)												60.57										
Peptona (Ton)													20.19									
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (Ton)														20.19								
KH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub> (Ton)															20.19							
Levadura (Ton)															807.69	201.92	201.92					
CO <sub>2</sub> (Ton)																				1,659.7		
EtOH (Ton)																						
Agua (Ton)						210.68	40,050.1	40,260.8		40,569.6	40,569.6									1,737.83	69.5685	1,668.26
Flujo Total (Ton)	5,769.2307	9,6153	5,769.23	9,6153	5,778.8	357.92	40,050.1	46,186.9	161.51	46,348.4	44,610.9	60.57	20.19	20.19	807.69	201.92	302.88	1,737.4	1,659.7	43,859.88	42,103.52	1,756.36
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	648.14	433.97	648.14	433.973	647.783	1,190	1,000	953	2,100	956	974	270.9 3	1,770	2,338	650	659	767	647.783	1.60	982	948	789
Presión (PSI)	14.7	14.7	14.7	14.7	14.7	14.7	14.7	14.7	14.7	14.7	14.7	14.7	14.7	14.7	14.7	14.7	14.7	14.7	14.7	14.7	14.7	14.7
Temperatura (°C)	25	25	25	25	25	25	25	25	25	25	25	25	25	25	25	25	25	25	25	25	25	25

### 8.3.3 Hojas de los fluidos

WP-03	
Fluido	Agua de proceso
Especificación	Ninguna
Rango de presión	Presión atmosférica
Rango de temperatura	Temperatura ambiente
Material	Acero al carbón Cedula 40
Tipo	ASTM A-234
Material de válvulas	Acero al carbón Cedula 40
Material de codos y T's	Acero al carbón Cedula 40
Aislamiento	Sin aislante

WC-03	
Fluido	Agua de enfriamiento
Especificación	Ninguna
Rango de presión	Presión atmosférica
Rango de temperatura	Temperatura ambiente
Material	Acero al carbón Cedula 40
Tipo	ASTM A-234
Material de válvulas	Acero al carbón Cedula 40
Material de codos y T's	Acero al carbón Cedula 40
Aislamiento	Sin aislante

SW-03	
Fluido	Vapor de agua
Especificación	Ninguna
Rango de presión	100-400 KPa
Rango de temperatura	200-600 °C
Material	Acero al carbón Cedula 40
Tipo	ASTM A-234
Material de válvulas	Acero al carbón Cedula 40
Material de codos y T's	Acero al carbón Cedula 40
Aislamiento	Lana mineral 2"

HCI-03	
Fluido	HCl
Especificación	37 % V/V
Rango de presión	Presión atmosférica
Rango de temperatura	Temperatura Ambiente
Material	Aleación anticorrosiva
Tipo	ASTM A-234
Material de válvulas	Aleación anticorrosiva Cedula 40
Material de codos y T's	Aleación anticorrosiva Cedula 40
Aislamiento	Sin aislamiento

CO-03	
Fluido	CO <sub>2</sub>
Especificación	Ninguna
Rango de presión	Presión atmosférica
Rango de temperatura	Temperatura ambiente – 40 °C
Material	Acero al carbón Cedula 40
Tipo	ASTM A-234
Material de válvulas	Acero al carbón Cedula 40
Material de codos y T's	Acero al carbón Cedula 40
Aislamiento	Sin aislante

ET-03	
Fluido	Etanol
Especificación	Ninguna
Rango de presión	Presión atmosférica
Rango de temperatura	Temperatura ambiente
Material	Acero al carbón Cedula 40
Tipo	ASTM A-234
Material de válvulas	Acero al carbón Cedula 40
Material de codos y T's	Acero al carbón Cedula 40
Aislamiento	Sin aislante

### 8.3.4 Anexos al diagrama de tuberías e Instrumentación

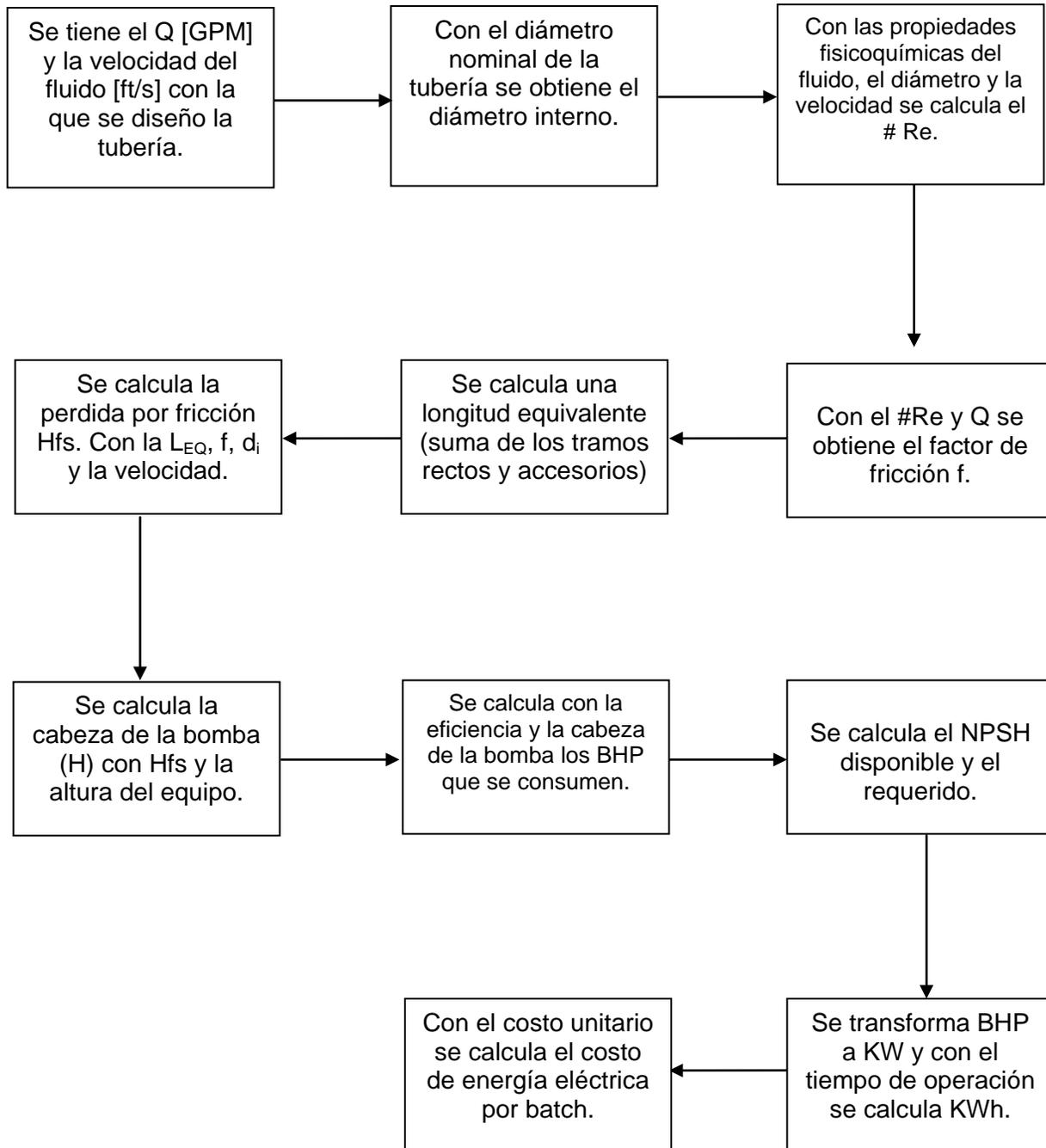
## ESPECIFICACIÓN DE LAS TUBERÍAS

# de línea	Componente	Clave	Material recomendado	Clave del material	Aislamiento	Tipo de aislante	Tipo de aislante	Especificación
1	Sorgo	S	Acero al carbón cedula 40	AC4	No	---	---	Banda transportadora
2	Yuca	Y	Acero al carbón cedula 40	AC4	No	---	---	Banda transportadora
3	Sorgo	S	Acero al carbón cedula 40	AC4	No	---	---	Banda transportadora
4	Yuca	Y	Acero al carbón cedula 40	AC4	No	---	---	Banda transportadora
5	Sorgo y Yuca molidos	SY	Acero al carbón cedula 40	AC4	No	---	---	Tornillo transportador
6	HCl	H	Aleación anticorrosiva cedula 40	AAC4	No	---	---	12"-H-201-HCI03-AAC4
7	Agua	W	Acero al carbón cedula 40	AC4	No	---	---	24"-W-202-WP03-AC4
8	Almidón y material hidrolizable, residuos de hidrólisis, HCl y Agua	MX1	Aleación anticorrosiva cedula 40	AAC4	Si	Lana mineral	2"	24"-MX1-203-WP03HCI03-AAC4-2"
9	NaOH	N	Aleación anticorrosiva cedula 40	AAC4	No	---	---	Banda transportadora
10	Azucres fermentables, residuos de hidrólisis, HCl y Agua	MX2	Acero al carbón cedula 40	AC4	Si	Lana mineral	2"	24"-MX2-204-WP03HCI03-AAC4-2"
11	Azucres fermentables, HCl y Agua	MX3	Acero al carbón cedula 40	AC4	Si	Lana mineral	2"	24"-MX3-301-WP03HCI03-AAC4-2"
12	Peptona	P	Acero al carbón cedula 40	AC4	No	---	---	Banda y Tornillo transportador
13	(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	SL1	Acero al carbón cedula 40	AC4	No	---	---	Banda y Tornillo transportador
14	KH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	SL2	Acero al carbón cedula 40	AC4	No	---	---	Banda y Tornillo transportador
15	Levadura	L	Acero al carbón cedula 40	AC4	No	---	---	Banda transportadora
16	Levadura	L	Acero al carbón cedula 40	AC4	No	---	---	Tornillo transportador
17	Peptona, (NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , KH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub> y Levadura	PSL12 L	Acero al carbón cedula 40	AC4	No	---	---	Tornillo transportador
18	Residuos de hidrólisis	R	Acero al carbón cedula 40	AC4	No	---	---	Banda transportadora
19	CO <sub>2</sub>	C	Acero al carbón cedula 40	AC4	No	---	---	4"-C-302-CO03-AC4
20	Azucres fermentables, HCl, Peptona, (NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , KH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub> , Levadura, EtOH y Agua	MX4	Acero al carbón cedula 40	AC4	Si	Lana mineral	2"	24"-MX4-303-WP03HCI03-AAC4-2"

21	Azucres fermentables, HCl, Peptona, (NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , KH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub> , Levadura, EtOH y Agua	MX4	Acero al carbón cedula 40	AC4	No	---	---	24"-MX4-304-ET03WP03-AC4
22	EtOH y Agua	EW	Acero al carbón cedula 40	AC4	No	---	---	14"-EW-305-ET03WP03-AC4

## 8.4 Anexos del análisis financiero.

### 8.4.1 Algoritmo para el cálculo de las bombas y el costo de bombeo



#### 8.4.2 Ejemplo del cálculo del costo del vapor.

- Se plantea un balance de energía:

$$Q = W_{liq} C_P (T_f - T_i) = W_{vap} \lambda$$

- Se calcula el gasto másico

$$W_{liq} = \text{gasto de liquido} = \frac{46,186,969.2 \text{ Kg}}{1 \text{ h}} = \frac{46,186,969.2 \text{ Kg}}{1 \text{ h}} \left( \frac{2.205 \text{ lb}}{1 \text{ Kg}} \right) \\ = 11,992,940.75 \text{ lb/h}$$

- Se plantea el rango de temperatura y las propiedades fisicoquímicas

$$T_f = 194 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_i = 77 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\lambda = 1000 \text{ BTU/lb}$$

$$C_P = 1 \text{ BTU/lb }^\circ\text{F}$$

- Se despeja el gasto del vapor.

$$W_{vap} = \frac{W_{liq} C_P (T_f - T_i)}{\lambda} = \frac{(11,992,940.75 \text{ lb/h}) (1 \text{ BTU/lb }^\circ\text{F}) (117 \text{ }^\circ\text{F})}{1000 \text{ BTU/lb}} \\ = 11,915,545.25 \text{ lb/h}$$

$$W_{vap} = \text{gasto de vapor} = 11,915,545.25 \text{ lb/h}$$

- Calculo del costo del vapor para un lote.

$$\text{Costo} = \frac{W_v * \lambda * C_{unitario}}{\eta_{caldera}}$$

$$\text{Costo} = \frac{(11,915,545.25 \frac{\text{lb}}{\text{h}}) (1000 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}) (\frac{1 \text{ MMBTU}}{10^6 \text{ BTU}}) (\frac{4 \text{ USD}}{1 \text{ MMBTU}})}{0.8} = 59,577.73 \text{ USD}$$

- Calculo del costo del vapor anualmente.

$$\begin{aligned}\frac{59,577.73 \text{ USD}}{\text{lote}} &= 59,577.73 \frac{\text{USD}}{\text{lote}} \left( \frac{1 \text{ lote}}{1 \text{ semana}} \right) \left( \frac{4 \text{ semanas}}{1 \text{ mes}} \right) \left( \frac{12 \text{ meses}}{1 \text{ año}} \right) \\ &= 2,859,730.86 \text{ USD/año}\end{aligned}$$

### 8.4.3 Costos de los equipos.

Zona de almacenamiento 100								
CLAVE	Equipo	capacidad (m <sup>3</sup> )	capacidad (gal)	Altura (m)	Otros	miles USD (del 1998)	miles \$ (del 2009)	miles USD (2009)
TA101	Bodega de almacenamiento de sorgo	9000	2,377,555.87	30.00	---	---	3,750.00	288.46
TA102	Bodega de almacenamiento de yuca	24	6,340.15	3.50	---	---	8.00	0.62
TA103	Bodega de almacenamiento de peptona	225	59,438.90	5.00	---	---	75.00	5.77
TA104	Bodega de almacenamiento de (NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	21	5,547.63	3.50	---	---	7.00	0.54
TA105	Bodega de almacenamiento de KH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	21	5,547.63	3.50	---	---	7.00	0.54
TA106	Bodega de almacenamiento de levadura	813	214,772.55	12.50	---	---	271.00	20.85
T101	Tolva de sorgo molido y yuca molida	9160	2,419,823.53	36.00	---	70.00	2,596.34	199.72
Zona de tratamiento de materia prima 200								
CLAVE	Equipo	capacidad (m <sup>3</sup> )	capacidad (gal)	Altura (m)	Otros	miles USD (del 1998)	miles \$ (del 2009)	miles USD (2009)
ML201	Extrusor rotatorio	9,000.00	2,377,555.87	30.00	1000 Hp	3,000.00	111,271.55	8,559.35
T201	Tolva de sales, levadura y peptona	501.00	132,350.61	13.00	---	20.00	741.81	57.06
P201	Bomba	---	---	---	267,723.84 GPM*ft	9.00	333.81	25.68
P202	Bomba	---	---	---	267,723.84 GPM*ft	9.00	333.81	25.68
P203	Bomba	---	---	---	3,324,975.36 GPM*ft	40.00	1,483.62	114.12
P204	Bomba	---	---	---	3,324,975.36 GPM*ft	40.00	1,483.62	114.12
TA201	Bodega de almacenamiento de NaOH	82.00	21,662.18	5.00	---	---	34.17	2.63
TC201	Tanque de almacenamiento de HCl	312.00	82,421.94	23.00	---	50.00	1,854.53	142.66
TC202	Tanque de almacenamiento de agua	41,705.00	11,017,329.74	59.00	---	300.00	11,127.16	855.94
P205	Bomba	---	---	---	2,287,535.69 GPM*ft	40.00	1,483.62	114.12
P206	Bomba	---	---	---	1,239,942.57 GPM*ft	40.00	1,483.62	114.12
MX201	Tanque de hidrólisis con agitación	49,097.00	12,970,095.63	63.00	---	140.00	5,192.67	399.44
MX202	Tanque lavador con agitación	49,097.00	12,970,095.63	63.00	---	140.00	5,192.67	399.44
CR201	Enfriador	49,097.00	12,970,095.63	31.50	1,021.98 MMBTU/h	200.00	7,418.10	570.62
F201	Filtro	49,590.00	13,100,332.86	57.00	30,000 ft <sup>2</sup>	600.00	22,254.31	1,711.87
Zona de fermentación 300								
CLAVE	Equipo	capacidad (m <sup>3</sup> )	capacidad (gal)	Altura (m)	Otros	miles USD (del 1998)	miles \$ (del 2009)	miles USD (2009)
MX301	Bio-Reactor Batch	51,472.00	13,597,506.21	64.00	---	140.00	5,192.67	399.44
DT301	Torre de destilación de platos perforados	45,298.00	11,966,502.88	62.00	---	500.00	18,545.26	1,426.56
CT301	Condensador total	685.00	180,958.42	7.50	163.81 MMBTU/h	100.00	3,709.05	285.31
CR301	Enfriador	44,933.00	11,870,079.78	30.50	534.74 MMBTU/h	150.00	5,563.58	427.97

RB301	Rehervidor	13,533.00	3,575,051.51	20.50	490.91 MMBTU/h	150.00	5,563.58	427.97
P301	Bomba	---	---	---	2,257,130.47	40.00	1,483.62	114.12
P302	Bomba	---	---	---	941,633.57	10.00	370.91	28.53
P303	Bomba	---	---	---	1,960,566.30	40.00	1,483.62	114.12
P304	Bomba	---	---	---	191,028.96	9.00	333.81	25.68
P305	Bomba	---	---	---	1,960,566.30	40.00	1,483.62	114.12
TC301	Tanque de almacenamiento del destilado	1,114.00	294,288.58	9.00	---	90.00	3,338.15	256.78
TC302	Tanque de fondo de destilación	44,933.00	11,870,079.78	30.50	---	2,000.00	74,181.03	5,706.23
TC303	Tanque de almacenamiento de etanol	2,389.00	631,109.00	23.00	---	200.00	7,418.10	570.62

#### 8.4.4 Costos anuales del vapor.

Equipo	C <sub>p</sub> (BTU/lb°F)	λ <sub>vap</sub> (BTU/lb)	T <sub>i</sub> (°C)	T <sub>f</sub> (°C)	T <sub>i</sub> (°F)	T <sub>f</sub> (°F)	ΔT (°F)	θ (h)
MX201	1	1000	25	90	77	194	117	1
MX301	1	1000	25	40	77	104	27	0.5
RB301	0.6	1000	25	72	77	161.6	84.6	10
Equipo	G (Kg)	W <sub>liq</sub> (lb/h)	W <sub>vap</sub> (lb/h)	C <sub>unitario</sub> (USD/MMBTU)	η <sub>caldera</sub>	C <sub>lote</sub> (USD)	C <sub>anual</sub> (USD)	C <sub>anual</sub> (\$)
MX201	46186969.2	101842267.1	1E+07	4	0.8	59578	3X10 <sup>6</sup>	37,176,501
MX301	43859885.34	193422094.4	5E+06	4	0.8	26112	1X10 <sup>6</sup>	16,293,877
RB301	43859885.34	9671104.718	5E+05	4	0.8	2455	117817	1,531,624

#### 8.4.5 Calculo de los dutys.

Equipo	C <sub>p</sub> (BTU/lb°F)	T <sub>i</sub> (°C)	T <sub>f</sub> (°C)	T <sub>i</sub> (°F)	T <sub>f</sub> (°F)	ΔT (°F)	θ (h)	G (Kg)	W <sub>liq</sub> (lb/h)	Duty (BTU/h)	Duty (MMBTU/h)
MX201	1	25	90	77	194	117	1	46,186,969.20	101,842,267.09	11,915,545,249.06	11,915.55
MX301	1	25	40	77	104	27	0.5	43,859,885.34	193,422,094.36	5,222,396,547.62	5,222.40
RB301	0.6	25	72	77	161.6	84.6	10	43,859,885.34	9,671,104.72	490,905,275.48	490.91
CR201	1	90	40	194	104	-90	9	46,348,479.90	11,355,377.58	-1,021,983,981.80	-1,021.98
CT301	1	72	25	161.6	77	-84.6	2	1,756,361.60	1,936,388.66	-163,818,480.97	-163.82
CR301	1	72	40	161.6	104	-57.6	10	42,103,523.74	9,283,826.99	-534,748,434.34	-534.75

### 8.4.6 Cálculos para el costeo de equipos, vapor y bombeo.

Línea	Q [GPM]	Q [ft³/s]	v [ft/s]	dN [in]	di [in]	di [ft]	μ [cp]	μ [lb/ft s]	ρ [Kg/L]	ρ [Kg/m³]	ρ [lb/ft³]	# Re	f fricción	L TR [m]	L TR [ft]
6	2923.30	6.51	8.29	12	11.938	0.9948	1.3	0.0008736	1.0782	1078.16	67.3096	635,737	0.0147	35.5	116.44
7	29389.38	65.49	20.85	24	22.624	1.8853	1	0.000672	1	1000.00	62.4300	3,651,169	0.012	167.5	549.4
8	23621.76	52.64	16.75	24	22.624	1.8853	1.6	0.0010752	0.96	956.54	59.7166	1,754,427	0.0125	80	262.4
10	23715.57	52.85	16.82	24	22.624	1.8853	1.5	0.001008	0.9561	956.08	59.6884	1,877,933	0.0124	130	426.4
11	22543.40	50.23	15.99	24	22.624	1.8853	1.5	0.001008	0.9681	968.09	60.4380	1,807,534	0.0124	110	360.8
20	19705.33	43.91	13.98	24	22.624	1.8853	1.3	0.0008736	0.9800	979.99	61.1807	1,845,451	0.0124	80	262.4
21	18772.07	41.83	13.32	24	22.624	1.8853	1.3	0.0008736	0.9875	987.51	61.6505	1,771,551	0.0125	227.5	746.2
22	4835.67	10.78	10.08	14	13.124	1.0937	1.2	0.0008064	0.7996	799.58	49.9180	682,408	0.015	120	393.6
Línea	L ACC [ft]	L EQ [ft]	Hfs [ft]	altura [m]	altura [lbm/in²]	H [ft]	η	Sg	BHP [HP]	z [m]	z [ft]	pvap [psi]	NPSHD [ft]	NPSHR [ft]	Q*H (GPM*ft)
6	151.372	267.812	4.22705166	63	89.60679	91.5826305	0.7	1.07816069	104.130346	1	3.28	0.2901	19.6370	22.6370	267,724
7	714.22	1263.62	54.2704061	63	89.60679	113.135272	0.7	1	1199.48606	1	3.28	0.4603	69.5101	72.5101	3,324,975
8	341.12	603.52	17.4425748	63	89.60679	96.8402014	0.7	0.95653691	789.362308	1	3.28	0.4603	32.6823	35.6823	2,287,536
10	554.32	980.72	28.3412041	28.5	40.536405	52.2839081	0.7	0.95608483	427.666049	1	3.28	0.4603	43.5809	46.5809	1,239,943
11	469.04	829.84	21.6690227	64	91.02912	100.123792	0.7	0.96809249	788.2796	1	3.28	0.4603	36.9087	39.9087	2,257,130
20	341.12	603.52	12.0410717	30	42.6699	47.7857384	0.7	0.97998817	332.896737	1	3.28	0.4603	27.2808	30.2808	941,634
21	970.06	1716.26	31.325796	64	91.02912	104.440582	0.7	0.98751379	698.443812	1	3.28	0.4603	46.5655	49.5655	1,960,566
22	511.68	905.28	19.588829	23	32.71359	39.5041148	0.7	0.79958387	55.102337	1	3.28	2.6111	32.6777	35.6777	191,029

### 8.4.7 Tarifas y costos de bombeo.

TARIFA H-S zona norte energía punta								
Línea	BHP [HP]	P [KW]	$\theta$ operación [h]	P consumida [KWh]	Costo $\times$ KW [\$ /KWh]	Costo [\$]	C semanal [\$]	C semanal [USD]
6	104.1303	77.6802	0.5	38.84011413	1.7445	67.7566	46,485.77	3,575.83
7	1199.4861	894.8050	6	5368.829818	1.7445	9365.9236	C mensual [\$]	C mensual [USD]
8	789.3623	588.8566	9	5299.709643	1.7445	9245.3435	185,943.08	14,303.31
10	427.6660	319.0347	9	2871.312527	1.7445	5009.0047	C anual [\$]	C anual [USD]
11	788.2796	588.0489	9	5292.44043	1.7445	9232.6623	2,231,316.93	171,639.76
20	332.8967	248.3377	10	2483.377378	1.7445	4332.2518		
21	698.4438	521.0323	10	5210.323102	1.7445	9089.4087		
22	55.1023	41.1058	2	82.21161806	1.7445	143.4182		

TARIFA H-SL zona norte energía punta								
Línea	BHP [HP]	P [KW]	$\theta$ operación [h]	P consumida [KWh]	Costo $\times$ KW [\$ /KWh]	Costo [\$]	C semanal [\$]	C semanal [USD]
6	104.1303	77.6802	0.5	38.84011413	1.194	46.37509628	31,816.57	2,447.43
7	1199.4861	894.8050	6	5368.829818	1.194	6410.382802	C mensual [\$]	C mensual [USD]
8	789.3623	588.8566	9	5299.709643	1.194	6327.853313	127,266.29	9,789.71
10	427.6660	319.0347	9	2871.312527	1.194	3428.347157	C anual [\$]	C anual [USD]
11	788.2796	588.0489	9	5292.44043	1.194	6319.173874	1,527,195.42	117,476.57
20	332.8967	248.3377	10	2483.377378	1.194	2965.152589		
21	698.4438	521.0323	10	5210.323102	1.194	6221.125784		
22	55.1023	41.1058	2	82.21161806	1.194	98.16067197		

TARIFA H-T zona norte energía punta								
Línea	BHP [HP]	P [KW]	Θ operación [h]	P consumida [KWh]	Costo x kW [\$/KWh]	Costo [\$]	C semanal [\$]	C semanal [USD]
6	104.1303	77.6802	0.5	38.84011413	1.7191	66.77004021	45,808.93	3,523.76
7	1199.4861	894.8050	6	5368.829818	1.7191	9229.55534	C mensual [\$]	C mensual [USD]
8	789.3623	588.8566	9	5299.709643	1.7191	9110.730846	183,235.74	14,095.06
10	427.6660	319.0347	9	2871.312527	1.7191	4936.073365	C anual [\$]	C anual [USD]
11	788.2796	588.0489	9	5292.44043	1.7191	9098.234343	2,198,828.85	169,140.68
20	332.8967	248.3377	10	2483.377378	1.7191	4269.17405		
21	698.4438	521.0323	10	5210.323102	1.7191	8957.066445		
22	55.1023	41.1058	2	82.21161806	1.7191	141.3299926		

#### 8.4.8 Estados de resultados proyectados.

Estado de Resultados	2010	
ventas	108807110	
devoluciones	0	
venta neta		108807110
costo de venta	115826562	
utilidad operativa		-7019452
gastos administrativos	646200	
gastos de ventas	312000	
utilidad bruta		-7977652
depreciación	2362	
Gastos Financieros	44357240,7	
utilidad antes de impuestos		-
impuesto sobre la renta	-	52337254,7
	2233742,56	
PTU (reparto de utilidades)	-797765,2	
utilidad neta		-
		49305746,9

Estado de Resultados	2011	
ventas	152329954	
devoluciones	0	
venta neta		152329954
costo de venta	115826562	
utilidad operativa		36503392
gastos administrativos	646200	
gastos de ventas	312000	
utilidad bruta		35545192
depreciación	2362	
Gastos Financieros	7508790,7	
utilidad antes de impuestos		28034039,3
impuesto sobre la renta	9952653,76	
PTU (reparto de utilidades)	3554519,2	
utilidad neta		14526866,3

Estado de Resultados	2012	
ventas	160347320	
devoluciones	0	
venta neta		160347320
costo de venta	115826562	
utilidad operativa		44520758
gastos administrativos	646200	
gastos de ventas	312000	
utilidad bruta		43562558
depreciación	2362	
Gastos Financieros	7508790,7	
utilidad antes de impuestos		36051405,3
impuesto sobre la renta	12197516,2	
PTU (reparto de utilidades)	4356255,8	
utilidad neta		19497633,3

Estado de Resultados	2013	
ventas	169510024	
devoluciones	0	
venta neta		169510024
costo de venta	115826562	
utilidad operativa		53683462
gastos administrativos	646200	
gastos de ventas	312000	
utilidad bruta		52725262
depreciación	2362	
Gastos Financieros	1460000	
utilidad antes de impuestos		51262900
impuesto sobre la renta	14763073,4	
PTU (reparto de utilidades)	5272526,2	
utilidad neta		31227300,4

Estado de Resultados	2014	
ventas	171800700	
devoluciones	0	
venta neta		171800700
costo de venta	115826562	
utilidad operativa		55974138
gastos administrativos	646200	
gastos de ventas	312000	
utilidad bruta		55015938
depreciación	2362	
Gastos Financieros	1460000	
utilidad antes de impuestos		55013576
impuesto sobre la renta	15404462,64	
PTU (reparto de utilidades)	5501593,8	
utilidad neta		34107519,56

Estado de Resultados	2015	
ventas	183254080	
devoluciones	0	
venta neta		183254080
costo de venta	115826562	
utilidad operativa		67427518
gastos administrativos	646200	
gastos de ventas	312000	
utilidad bruta		66469318
depreciación	2362	
Gastos Financieros	0	
utilidad antes de impuestos		66466956
impuesto sobre la renta	18611409,04	
PTU (reparto de utilidades)	6646931,8	
utilidad neta		41208615,16

## 9 REFERENCIAS

### 9.1 INTRODUCCIÓN

- PERSPECTIVAS ALIMENTARIAS “ANÁLISIS DEL MERCADO MUNDIAL”  
[http://www.fao.org/index\\_es.htm](http://www.fao.org/index_es.htm) (Organización de las Naciones Unidas para la Agricultura y la Alimentación)
- MÉXICO: EL BIOETANOL MÁS CARO DEL MUNDO  
<http://www.elcato.org/node/2487>
- LOS COMBUSTIBLES DEL FUTURO “ EL BIOETANOL”  
<http://www.biocombustibles.es/bioetanol.htm>
- INTRODUCCIÓN AL TEMA DE BIOCMBUSTIBLES  
[www.olade.org](http://www.olade.org) ( Organización Latinoamericana de Energía)

### 9.2 MARCO TEÓRICO

- Oscar Julián Sánchez/ Carlos Ariel Cardona “PRODUCCIÓN BIOTECNOLÓGICA DE ALCOHOL CARBURANTE: OBTENCIÓN A PARTIR DE DIFERENTES MATERIAS PRIMA” Interciencia, noviembre, año/vol. 30, número 011 Asociación Interciencia Caracas Venezuela pp. 671-678.
- Hernán Palacios Llamas “FABRICACIÓN DEL ALCOHOL” Salvat Editores S.A. 1956 Madrid pp.22-23; 85-122; 298-305.

### 9.3 ESTUDIO DE MERCADO

Producción y proyección de etanol para EU

- <http://www.bolpress.com/art.php?Cod=2007111218>

Producción mundial de etanol

- <http://www.biodieselpain.com/2008/11/20/biofuels2008-brasil-la-produccion-mundial-de-etanol-crecera-casi-200-hacia-2015/>

Producción de etanol en Brasil

- [http://www.chilepotenciaalimentaria.cl/content/view/177359/Brasil\\_tendra\\_produccion\\_historica\\_de\\_etanol\\_en\\_2008.html](http://www.chilepotenciaalimentaria.cl/content/view/177359/Brasil_tendra_produccion_historica_de_etanol_en_2008.html)

Definición de sorgo y yuca:

- <http://www.chapinguero.com/wp-content/uploads/2008/05/sorgo-dulce-genera-nuevo-y-eficaz-biocombustible.jpg>
- <http://www.colorado.edu/news/releases/2007/305.html>

## 9.4 TECNOLOGÍA

- Fernández Carina / Garro Oscar A. "ALCOHOL A PARTIR DE SORGO DULCE SACARIFICACIÓN Y FERMENTACIÓN" Universidad Nacional del Nordeste comunicaciones científicas y tecnológicas 2004 Fac. de agroindustrias. UNNE.
- John F. Monsalve G. / Victoria Isabel Medina de Pérez / Ángela Adriana Ruiz Colorado "PRODUCCIÓN DE ETANOL A PARTIR DE CÁSCARA DE BANANO Y DE ALMIDÓN DE YUCA" Dyna, noviembre, año/vol. 73, número 150 Universidad Nacional de Colombia Medellín Colombia. Pp 21-27.

## 9.5 INGENIERÍA

Base de Diseño

- INEGI  
<http://cuentame.inegi.gob.mx/monografias/informacion/tam/territorio/clima.aspx?tema=me&e=28>

Cálculos asociados a las tuberías.

- Flujo de fluidos en accesorios válvulas y tuberías/preparado por la división de ingeniería CRANE/Editorial McGraw-Hill/Traducción por Valfisa SA

Diagrama e flujo de proceso (DFP) y diagramas de tuberías e instrumentación (DTI).

- Chilton C.H., Chem. Engine., 56, No. 6, 97 (1947)
- Dybdal, E. C., Chem. Eng. Progr., 46, 57 (1950)
- Harris, J. McA., Jr., Chem. Eng. Progr., 44, 333 (1948)
- Hougen, O. A y K. M. Watson, Chemical Process Principles, Vol. III, John Wiley & Sons, New York, 1947.

## 9.6 ANÁLISIS FINANCIERO

Costo de bombeo, CFE

- <http://www.cfe.gob.mx/es/>
- <http://www.cfe.gob.mx/Aplicaciones/CCFE/Tarifas/tarifas/tarifas.asp?imprimere=verdadero&Tarifa=CMAAT&Anio=>

Costo de los equipos

- Corripio, A. B., Mulet, A., And Evans, I., B., Estimation Cost of Distillation and Absorption Towers via Correlations, Chem. Eng., Dec. 29, 1981.
- Desai, M. B., Preliminary Cost Estimating of Process Plants, Chem. Eng. , July 27, 1981.

- Lang, H. J., Simplified Approach to Preliminary Cost Estimates, Chem. Eng., June 1948.
- Pikulik, A., and Díaz, H. E., Cost Estimating for Major Process Equipment, Chem. Eng., Oct. 10. 1977.