



**FACULTAD DE INGENIERÍA  
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA**

**TRABAJO DE DIPLOMA EN OPCIÓN AL TÍTULO DE  
INGENIERO QUÍMICO**

**Título:** Propuesta tecnológica para la producción de jarabe de fructosa a partir de glucosa en la UEB Glucosa Cienfuegos.

**Autora:** Vanessa Villazón León

**Tutores:** MSc. Ing. Fernando Lorenzo Sarría Quesada

**Espec. Ing. Carlos Rafael Enrique Martínez**

*Cienfuegos, 2017*

*PENSAMIENTO*



*“La única lucha que se pierde es la que se abandona”*

*Ernesto Che Guevara*

# *DEDICATORIA*

*A mi abuela: Mercedes del Carmen Capote Chapis, por su amor y dedicación, por sus palabras de aliento, por lo mucho que deseó formar parte de este momento.*

# *AGRADECIMIENTOS*

*A mis padres: Maricela de los Ángeles León Capote y Miguel Ángel Villazón  
Álvarez, porque sin ellos nada hubiera sido posible.*

*A mis tutores: Fernando Lorenzo Sarría Quesada y Carlos Rafael Enrique  
Martínez, por su ayuda incondicional, por convencerme de que era posible y  
por contribuir tan positivamente a mi formación.*

*Al profe Rolando Delgado: Por su contribución a la tesis, porque su exigencia  
llevó al perfeccionamiento de la misma.*

*A mi hermano: Por su apoyo incondicional.*

*A mi abuelo: Por su cariño y paciencia.*

*A los profes que me ayudaron*

*Al resto de mi familia.*

*A mi novio y su familia.*

*A la familia que Dios nos va poniendo en el camino:*

*Cary, Aileen, Dictinio y Silvia.*

*A mis amigos.*

# *RESUMEN*

## **RESUMEN**

En el trabajo se realiza una propuesta tecnológica para la producción de jarabe de fructosa a partir de glucosa en la UEB Glucosa Cienfuegos. Se plantea como problema científico, que no existen antecedentes tecnológicos en la isomerización de glucosa para la obtención de jarabe de fructosa, en el flujo tecnológico de la UEB Glucosa Cienfuegos. Se realiza una descripción del flujo tecnológico para la producción de glucosa vía enzimática en la fábrica; se propone un esquema tecnológico para la producción de jarabes de fructosa a partir de glucosa; se plantean los balances de materiales y energía, como criterio base para el diseño del equipamiento y determinación de parámetros de operación, se evalúa económicamente el proyecto y se realizan consideraciones sociales y ambientales sobre la propuesta. Se espera como resultados la ampliación de surtidos en el programa de diversificación de la UEB, el mejoramiento de la capacidad instalada de la entidad, el aumento de la productividad, la posibilidad de comenzar la producción en gran escala de jarabe de fructosa, que satisfagan la demanda de varios clientes nacionales y las perspectivas como rubro exportable del país; la revitalización de industrias como Láctea y Confitera y el aumento de la cartera de productos destinados al consumo de la población, con un proceso tecnológico no agresivo desde el punto de vista ambiental.

# *SUMMARY*

## **SUMMARY**

In the work a technological proposal is made for the production of fructose syrup from glucose in the UEB Glucose Cienfuegos. It is considered as a scientific problem, that there are no technological antecedents in the isomerization of glucose to obtain fructose syrup, in the technological flow of the UEB Glucose Cienfuegos. A description of the technological flow is made for the production of glucose enzymatic via in the factory, a technological scheme is proposed for the production of fructose syrups from glucose; material and energy balances are considered as the basic criterion for equipment design and determination of operating parameters, the project is economically evaluated and social and environmental considerations are made on the proposal. As a result, the expansion of assortments in the UEB diversification program, the improvement of the entity's installed capacity, increased productivity, the possibility of starting large-scale production of fructose syrup, demand of several domestic clients and the prospects as an exportable product in the country; the revitalization of industries such as Milk and Confectionery and the increase of the number of products destined to the consumption of the population, with a technological process not aggressive from the environmental point of view.

# *ÍNDICE*

<b>ÍNDICE</b>	<b>Páginas</b>
<b>INTRODUCCIÓN</b> .....	1
<b>CAPÍTULO 1. MARCO TEÓRICO CONCEPTUAL</b> .....	5
<b>1.1 La producción de edulcorantes para la industria alimentaria.</b> .....	5
<b>1.2 Almidón.</b> .....	6
<b>1.3 Disacáridos.</b> .....	7
<b>1.4 Glucosa.</b> .....	8
<b>1.5 Fructosa.</b> .....	9
<b>1.5.1 Procesos de obtención de fructosa.</b> .....	11
<b>1.5.2 Producción de jarabes con alto contenido de fructosa.</b> .....	12
<b>1.5.3 Otras experiencias de procesos de obtención de jarabe de fructosa a nivel mundial.</b> .....	12
<b>1.6 Enzimas.</b> .....	14
<b>1.6.1 Inmovilización de enzimas.</b> .....	14
<b>1.7 Procesos de producción de glucosa vía enzimática.</b> .....	16
<b>1.8 Proceso de isomerización de glucosa a fructosa.</b> .....	17
<b>1.9 Mercado actual de la fructosa en el mundo.</b> .....	19
<b>CONCLUSIONES PARCIALES</b> .....	22
<b>CAPÍTULO 2. MATERIALES Y MÉTODOS</b> .....	23
<b>2.1 Métodos empleados en la investigación.</b> .....	23
<b>2.2 Descripción del flujo tecnológico actual del proceso de producción de jarabe de glucosa enzimática.</b> .....	24
<b>2.3 Descripción de la propuesta de flujo tecnológico para la producción de jarabe de fructosa.</b> .....	29
<b>2.3.1 Preparación del jarabe de glucosa.</b> .....	29
<b>2.3.2 Isomerización e inactivación.</b> .....	30

2.3.3 Refinación. ....	31
2.3.4 Evaporación. ....	31
2.3.5 Almacenamiento. ....	32
<b>2.4 Metodología para la determinación de los flujos operacionales en el proceso de obtención de jarabe de fructosa. ....</b>	<b>33</b>
2.4.1 Etapa de preparación del jarabe de glucosa obtenido vía enzimática. ...	33
2.4.2 Etapa de isomerización. ....	36
2.4.3 Etapa de inactivación. ....	38
2.4.4 Etapa de refinación. ....	39
2.4.5 Etapa de evaporación. ....	41
2.5 Metodología de diseño de intercambiadores de calor de placas. ....	45
<b>CONCLUSIONES PARCIALES</b> .....	<b>50</b>
<b>CAPÍTULO 3. ANÁLISIS DEL CASO DE ESTUDIO</b> .....	<b>51</b>
3.1 Caracterización de la UEB Glucosa Cienfuegos. ....	51
3.2 Resultados de los balances de materiales y energía. ....	52
3.2.1 Resultados del balance de materiales. ....	52
3.2.2 Resultados del balance de energía. ....	53
3.3 Diseño y selección del equipamiento. ....	53
3.3.1 Agitadores. ....	54
3.3.2 Intercambiador de calor. ....	55
3.3.3 Tanques de almacenamiento, mezcla y ajuste de pH. ....	56
3.4 Evaluación del evaporador de película descendente de triple efecto. ....	58
3.4.1 Determinación de los indicadores de evaluación. ....	59
3.5 Evaluación económica. ....	60
3.5.1 Cálculo del costo del equipamiento. ....	61
3.5.2 Estimación del Capital Total Invertido (CTI). ....	62

<b>3.5.3 Determinación del Costo Total de Producción (CTP).</b> .....	63
<b>3.5.4 Indicadores dinámicos de rentabilidad.</b> .....	66
<b>3.6 Impacto técnico, económico, ambiental y social del proyecto propuesto.</b> .....	67
<b>CONCLUSIONES PARCIALES</b> .....	70
<b>CONCLUSIONES</b> .....	71
<b>RECOMENDACIONES</b> .....	72
<b>BIBLIOGRAFÍA</b>	
<b>ANEXOS</b>	

# *INTRODUCCIÓN*

## INTRODUCCIÓN

La economía cubana, con recursos limitados, necesita ser cada día más eficiente y competitiva, para insertarse en los mercados globalizados del mundo y poder alcanzar los niveles de utilidades que desea el país. Es por ello que el aumento de las ganancias de las empresas, como resultado de un elevado nivel de calidad de los productos, una disminución de los costos y una adecuada política ambiental, deben ser objetivos a alcanzar por cada una de ellas.

En las condiciones actuales la economía nacional, enfoca sus resultados científicos considerando los siguientes aspectos:

- Estudios para la diversificación de las industrias con prioridad en el perfeccionamiento energético de las instalaciones industriales.
- Determinación del efecto de la variación de las materias primas en la eficiencia tecnológica, energética y económica de los procesos.
- Escalado industrial del desarrollo de procesos tecnológicos elaborados desde el nivel de laboratorio.
- Evaluación de alternativas tecnológicas para la intensificación y reconversión de instalaciones industriales, así como la flexibilización de sus procesos.
- Estudios de alternativas de reconversión de instalaciones para adaptarlas a los requerimientos y disponibilidades actuales de materias primas y portadores energéticos.

Los edulcorantes se encuentran entre los principales insumos de interés industrial y por su capacidad endulzante son utilizados en la elaboración de una gran variedad de alimentos y bebidas. Los tipos más comunes y conocidos son los azúcares, siendo los más usados en la industria la glucosa, la sacarosa y la fructosa. Cada endulzante tiene sus beneficios y limitaciones dependiendo de las condiciones de uso. La fructosa es el de mayor poder endulzante de los mencionados anteriormente, además reduce los valores calóricos de estos productos, por lo que se emplea en la elaboración de dietéticos (Oyola, 2006).

El consumo de fructosa se ha incrementado en los últimos años, llegando a reemplazar a la sacarosa en diversas aplicaciones industriales (Hernández, 2008). Comparado con un patrón

de medida (sacarosa, valor de dulzor 100), la fructosa presenta un valor de 180, por tanto, más dulce que la sacarosa (Oyola, 2006).

Actualmente existen varias formas de obtener la fructosa, entre las que se destacan la hidrólisis de la sacarosa como parte del azúcar invertido; la hidrólisis del almidón para obtener glucosa y su posterior isomerización a fructosa y la oxidación del D-manitol ó del D-glucitol (sorbitol); además de otro método que en la actualidad está recibiendo mucha atención, el que involucra la obtención de este azúcar a partir de las fructanas (polímero de fructosa) presentes en algunas plantas (Vargas, 2009).

Existen varias investigaciones y proyectos realizados con anterioridad sobre la obtención de jarabes fructosados a partir de la glucosa producida de la hidrólisis de almidones de diferentes fuentes, como por ejemplo: jarabes fructosados obtenidos a partir del almidón de yuca, con un grado de conversión del 46% a temperatura de 60 °C y pH de 7,5 (Salcedo, 2009); jarabes fructosados obtenidos a partir de almidón de plátano con una conversión media de 41,3%, usando la enzima glucosa isomerasa (Hernández, 2008); jarabes de fructosa obtenidos a partir de almidón de ñame, utilizando enzima inmovilizada Sweetzyme IT de Novozymes, alcanzándose porcentajes de conversión de 71,46% y 67,28% para dos especies respectivamente (Vidal, 2011).

La mayor parte de la fructosa actualmente se obtiene de la hidrólisis del almidón de maíz a glucosa seguido por la isomerización continua de glucosa, lo cual es posible debido a que estos dos monosacáridos tienen la misma fórmula empírica, pero con diferente estructura, o sea, son isómeros (Hernández, 2008); (Salcedo, 2009).

En Cuba, sin embargo, la producción de estos jarabes se encuentra limitada al proceso de hidrólisis de la sacarosa como parte del azúcar invertido, utilizando la enzima invertasa como catalizador biológico, con lo cual no se satisface la demanda de dicho producto.

La UEB Glucosa Cienfuegos, única de su tipo en el país y segunda en América Latina, es capaz de obtener a partir del maíz, una amplia gama de productos entre los cuales destacan como producciones fundamentales las glucosas ácida y enzimática y almidón de maíz (maicena). Además, como producciones alternativas se elaboran las natillas saborizadas, arepas, panetelas y siropes. Las producciones fundamentales se utilizan como materia

prima para la elaboración de otros productos esenciales para el desarrollo económico del país tales como el sorbitol, caramelos, helados, confituras y otros, los cuales en su mayoría sustituyen importaciones.

En esta entidad se utiliza la fructosa como materia prima fundamental para la elaboración de siropes para refrescos, siendo adquirida a precios elevados.

### **Problema científico**

No existen antecedentes tecnológicos en la isomerización de glucosa para la obtención de jarabe de fructosa, en el flujo tecnológico de la UEB Glucosa Cienfuegos.

### **Hipótesis**

Si se elabora una propuesta tecnológica que permita obtener jarabe de fructosa de una forma eficiente, se podrá diversificar la cartera de productos de la UEB Glucosa Cienfuegos.

### **Objetivo general**

1. Elaborar una propuesta tecnológica para la producción de jarabe de fructosa en la UEB Glucosa Cienfuegos.

### **Objetivos específicos**

1. Establecer los fundamentos que sustentan los procesos tecnológicos para la isomerización de glucosa en la obtención de jarabe de fructosa.
2. Calcular las corrientes fundamentales de flujo a partir de la realización de balances de materiales y energía.
3. Proponer el equipamiento necesario para la obtención del jarabe de fructosa a partir de jarabe de glucosa.
4. Evaluar técnico, económico, ambiental y socialmente la propuesta de mejora tecnológica para la UEB Glucosa Cienfuegos.

### **Resultados esperados**

- Ampliación de surtidos en el programa de diversificación de la UEB Glucosa Cienfuegos.

- Mejoramiento de la capacidad instalada de la entidad.
- Aumento de la productividad.
- Posibilidad de comenzar la producción en gran escala de jarabes de fructosa, que permitan satisfacer la demanda de varios clientes nacionales y las perspectivas como rubro exportable del país.
- Aumento de la cartera de productos destinados al consumo de la población.
- Revitalización de industrias como Láctea y Confitera.

# *CAPÍTULO 1*

## **CAPÍTULO 1. MARCO TEÓRICO CONCEPTUAL**

Una de las materias primas de mayor utilidad en los procesos industriales de alimentos son los agentes edulcorantes. Este tipo de industria utiliza en su proceso de producción diversas materias primas, como el azúcar común o sacarosa, glucosa, lactosa, fructosa, jarabes u otro agente que produzca la sensación de dulzor agradable al paladar en los productos listos para consumir.

### **1.1 La producción de edulcorantes para la industria alimentaria.**

Los tres edulcorantes más usados en la industria alimentaria son la glucosa, sacarosa y fructosa. Cada endulzante tiene sus beneficios y limitaciones dependiendo de las condiciones de uso. Para (Oyola, 2006) la fructosa es el de mayor poder endulzante de los mencionados anteriormente, además reduce los valores calóricos de estos productos, por lo que se emplea en la elaboración de dietéticos, constituyendo una mejor alternativa alimentaria por su contribución a una mejor calidad de vida desde la propia dietética, según las valoraciones hechas al respecto en diferentes escenarios a nivel mundial, los que por demás presentan una elevada discusión y controversia.

A partir de 1970, por el elevado precio del mercado internacional de estos azúcares, la investigación se enfoca en la generación y desarrollo de alternativas de agentes endulzantes o también denominados sustitutos del azúcar; entre estos se encuentran la panela, edulcorantes naturales como el jarabe de maíz rico en fructosa, edulcorantes artificiales como el aspartame y la sacarina (Vidal, 2011). Los jarabes con alto contenido en fructosa o en glucosa producidos por bioconversión son utilizados en la industria de refrescos, de panificación y de confitería.

La hidrólisis ácida o enzimática del almidón permite obtener innumerables productos, entre los cuales se encuentran los jarabes y dextrinas, esto depende de la disponibilidad del almidón en la materia prima y el contenido de amilosa y amilopectina (Díaz, 2015). Entre las diferentes materias primas se encuentran el ñame, yuca, plátano, arroz, sorgo, trigo, papa o maíz

A nivel mundial, el almidón de maíz es la principal materia prima para la producción de jarabes de glucosa, el cual se ha posesionado del mercado por el alto costo que tiene el

azúcar para la elaboración de este producto. Los jarabes obtenidos por vía ácida poseen un ED (Equivalente de Dextrosa) entre un 30-55, mientras que por vía enzimática se pueden obtener jarabes de hasta 95 ED o superior.

Equivalente de dextrosa: Indicador que presenta varias acepciones, pero siempre asociado a la conversión del almidón en glucosa potencial. Según (Díaz, 2015): Término en que se mide el grado de conversión de almidón en maltodextrinas y glucosa; según (Morales, 2004): Indicativo del contenido de azúcares reductores de un edulcorante, calculado como dextrosa y expresado como porcentaje de los sólidos totales.

Según (Morales, 2004) el ED representa el porcentaje de hidrólisis de los enlaces glucosídicos presentes. La glucosa pura tiene una ED de 100, y el almidón tiene una ED igual a cero. Durante la hidrólisis del almidón, el ED indica que tanto de almidón ha sido desdoblado

## **1.2 Almidón.**

El almidón es un polvo fino de color blanco, de densidad aparente  $1,5 \text{ g/cm}^3$ ; es insoluble en agua, alcohol y éter. Al microscopio presenta formas y características definidas, con aproximadamente un 13% de humedad como máximo (Cruz, 2012).

Pertenece al grupo de los hidratos de carbono macromoleculares o polisacáridos. Es el principal carbohidrato de reserva sintetizado por las plantas, llegando a constituir una fuente esencial de energía para todos los organismos vivientes, especialmente el hombre. Los almidones representan un componente importante en un largo número de productos agroindustriales como el cereal (maíz, arroz, trigo) cuyo contenido de polisacáridos varía de 30 a 80%; legumbres (frijol, guisantes, haba) con 25–50%; tubérculos (papa, yuca) con 60–90%, como también algunas frutas tropicales como el plátano, cuyo contenido en base seca cuando está verde puede llegar a ser de 70% (Morales, 2004).

Puede representarse por la fórmula química  $(\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_n$ . Su composición química consta básicamente de dos polímeros de estructura diferente, que son los que le dan las propiedades funcionales al almidón: la amilosa (Ver Anexo G) y la amilopectina (Ver Anexo F).

En la amilosa las unidades de D-glucosa se presentan como anillos de piranos, la unidad de disacárido que se repite es la maltosa; es un polímero de cadena lineal o recta, que contiene 500 o más unidades de D-glucosa por moléculas, unidas mediante enlaces  $\alpha$ -(1,4) glucosídicos (Morales, 2004). El peso molecular de la amilosa varía según la clase botánica de la materia prima que se utiliza en su obtención

La amilopectina, con mayor peso molecular, es una cadena larga, altamente ramificada, formada por unidades de D-glucosa, cuyas cadenas lineales poseen enlaces  $\alpha$ -(1,4) glucosídicos, cada ramificación se une a la cadena lineal por enlaces  $\alpha$ -(1,6) glucosídicos. Dichos puntos de ramificación existen a intervalos de 20 a 30 unidades de D-glucosa (Cruz, 2012).

El propio autor considera que ambas son moléculas de alto peso molecular organizadas en gránulos semicristalinos (1-100 $\mu$ m) y que influyen de manera determinante en las propiedades sensoriales y reológicas del almidón, principalmente en su capacidad de hidratación y gelatinización. Según (Morales, 2004), en la mayoría de los almidones estos polímeros se encuentran en proporción del 20 al 25% y 80 a 75% respectivamente.

### **1.3 Disacáridos.**

Los disacáridos son carbohidratos compuestos por 2 unidades de monosacáridos unidos por un enlace glucosídico. Los disacáridos más comunes son la sacarosa, la lactosa y la maltosa.

La sacarosa es un disacárido compuesto por una molécula de glucosa y una de fructosa (levulosa), (Ver Anexo H). Es dextrógira o dextrorrotatoria, lo cual significa que gira a la derecha  $+66,5^\circ$  el plano de la luz polarizada. Al calentar en un medio ácido o por acción de la enzima invertasa se descompone para formar (+) D-glucosa y D-fructosa, una mezcla de mayor dulzor que gira a la izquierda  $-20^\circ$  el plano de la luz polarizada (levógira, levorrotatoria), invirtiéndolo de derecha a izquierda y por eso se llama azúcar invertido y al proceso inversión o hidrólisis. La sacarosa se obtiene a partir de la caña de azúcar o de la remolacha azucarera. Es estable al aire, pero en polvo se torna higroscópica, absorbiendo hasta el 1% de humedad. Es fermentable, pero a concentraciones altas (aproximadamente 17%) resiste a la descomposición bacteriana. Además de ser un agente edulcorante se

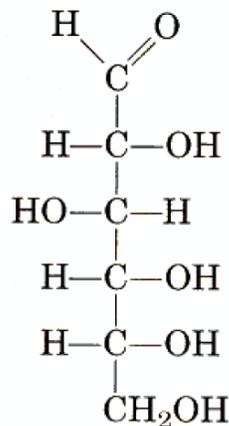
utiliza como preservante, antioxidante, excipiente, agente granulador y tensoactivo en jabones, productos de belleza y tintas (Durán, 2014).

Sus propiedades físicas de caramelización, su higroscopía relativamente baja y su estabilidad en muchos procesos para alimentos le hacen ser ideal como edulcorante en muchos alimentos, bebidas y productos de confitería.

#### 1.4 Glucosa.

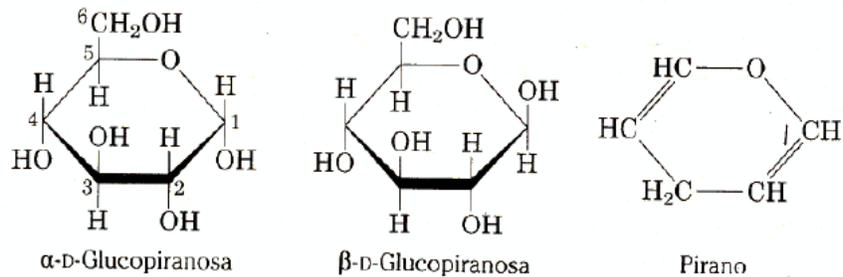
La glucosa, o dextrosa ( $C_6H_{12}O_6$ ), es el más común y abundante de los monosacáridos y constituye el más importante nutriente de las células del cuerpo humano debido a la energía que proporciona. Su rendimiento energético es de (3,75 kilocalorías /gramo) en condiciones estándar, por lo que es muy utilizado en la industria alimentaria. Se obtiene principalmente por hidrólisis ácida o enzimática del almidón de maíz o de la sacarosa (Scriban, 1985).

Está presente en muchas frutas, semillas y tubérculos. Es la unidad base de la celulosa, el almidón y el glucógeno. Cuenta con un amplio mercado en el área de alimentos, bebidas y productos farmacéuticos



**Figura 1:** Estructura lineal de la D-Glucosa. **Fuente:** (Lehninger, 2008)

La glucosa, de acuerdo a (Lehninger, 2008), tiene dos formas cristalinas con propiedades ópticas ligeramente diferentes. Cuando se cristaliza D-Glucosa a partir de su disolución acuosa se obtiene una forma denominada  $\alpha$ -D-Glucosa, que difiere de su actividad óptica (el grado en que hace rotar la luz polarizada en el plano) de la forma de D-Glucosa cristalizada a partir de una disolución en piridina, una forma conocida como  $\beta$ -D-Glucosa.



**Figura 2:** Estructura cíclica de la D-Glucosa. **Fuente:** (Lehninger, 2008)

Según (Lehninger, 2008) las formas  $\alpha$  y  $\beta$  de la D-Glucosa se interconvierten en disolución acuosa mediante un proceso denominado mutarrotación. Así se puede asegurar que una disolución  $\alpha$ -D-Glucosa y una disolución  $\beta$ -D-Glucosa, dan lugar a mezclas idénticas en el equilibrio que tienen las mismas propiedades ópticas. Está formada por un tercio de  $\alpha$ -D-Glucosa, dos tercios de  $\beta$ -D-Glucosa y una proporción muy pequeña de la forma lineal.

Los jarabes de glucosa son una mezcla entre una solución acuosa de D-glucosa, maltosa y otros oligosacáridos llamados Dextrinas. En la industria y en gran parte de la literatura especializada, se llaman jarabes glucosados a hidrolizados a partir de una ED de 20 (aunque estos tengan muy bajos contenidos de glucosa). Cabe destacar que a menudo se suele incurrir en un error al pensar que este jarabe contiene 20% de glucosa, pero de acuerdo con la definición, lo correcto sería entenderse como un jarabe que presenta un poder reductor similar al de una solución con 20% de glucosa.

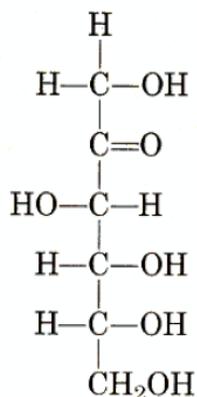
Las características de los jarabes se obtienen según las condiciones de hidrólisis y el medio utilizado para dicha hidrólisis, por lo que no todos los jarabes de glucosa son iguales y existen algunos parámetros que se deben tener en cuenta a la hora de seleccionar jarabes de glucosa para una aplicación específica, como son: el contenido de sólidos Brix y la ED.

$^{\circ}$ Brix: Se define como la concentración de sólidos solubles y es una medida de la densidad, así  $1^{\circ}$ Brix, es la densidad a  $20^{\circ}\text{C}$ , de una solución de sacarosa al 1%.

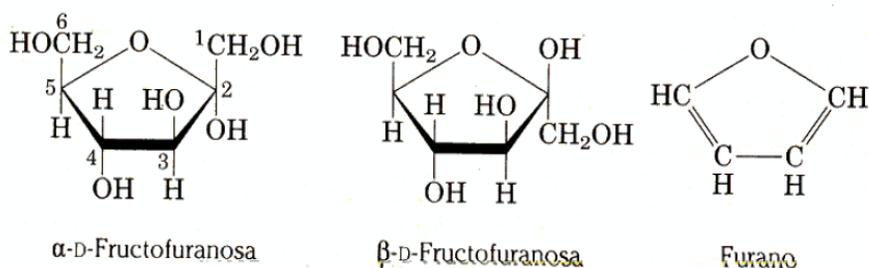
### 1.5 Fructosa.

La fructosa también se conoce como azúcar de frutas o levulosa, se encuentra en forma abundante en las frutas, pero también la encontramos en verduras, en la miel y en otras plantas.

Es un isómero estructural de la glucosa, manosa y galactosa; todas ellas presentan la misma fórmula molecular ( $C_6H_{12}O_6$ ), pero la fructosa posee diferente grupo funcional, ya que es una cetosa a diferencia de los otros tres azúcares que son aldosas. Es el azúcar más dulce de los edulcorantes naturales, su máximo dulzor se obtiene a pH neutro o ligeramente ácido y bajas temperaturas. La forma furanosa es más dulce que la forma piranosa. Presenta una alta solubilidad en agua y una baja tendencia a la cristalización (Lehninger, 2008).



**Figura 3:** Estructura lineal de la D-Fructosa. **Fuente:** (Lehninger, 2008)



**Figura 4:** Estructura cíclica (furanosa) de la D-fructosa. **Fuente:** (Lehninger, 2008)

Tanto la fructosa como los jarabes con alto contenido de fructosa presentan importantes ventajas funcionales y tecnológicas sobre la sacarosa; entre las que destacan mayor poder edulcorante, mayor capacidad higroscópica, mayor solubilidad en agua y etanol, menor tendencia a la cristalización, menor poder cariogénico, menor costo en base a su poder edulcorante, la independencia de la hormona insulina para su biodisponibilidad y menor viscosidad de sus soluciones (Vargas, 2009).

El dulzor de la glucosa y la fructosa, en relación con la sacarosa es muy diferente entre los dos isómeros. La glucosa es 85% tan dulce como la sacarosa y la fructosa es 80% más dulce que la sacarosa.

### **1.5.1 Procesos de obtención de fructosa.**

La industria de los jarabes de fructosa tomó gran fuerza debido a que la fructosa tiene capacidad endulzante mayor que la sacarosa y que la glucosa y es 2 veces más soluble que la glucosa; a su vez posee menos niveles calóricos, lo que le permite tener amplia aplicación en los tratamientos de diversas enfermedades (Salcedo, 2009).

La fructosa puede obtenerse de varias formas entre las que destacan la hidrólisis de la sacarosa como parte del azúcar invertido; la hidrólisis del almidón para obtener glucosa y su posterior isomerización a fructosa y la oxidación del D-manitol ó del D-glucitol (sorbitol). Actualmente otro método para producir fructosa y que está recibiendo mucha atención, involucra la obtención de este azúcar a partir de las fructanas (polímero de fructosa) presentes en algunas plantas (Vargas, 2009).

Todos los procesos para la producción de fructosa que han sido planteados desde los comienzos de los años 60, usan almidón de maíz como materia prima. En general estos procesos industriales se basan principalmente en: un proceso enzimático típico que produce un jarabe de glucosa de 94% en peso seco y 6% de oligosacáridos. En segundo lugar, la isomerización de la glucosa usando un proceso enzimático catalítico que produce un jarabe del 42% en fructosa, 52% de glucosa y 6% oligosacáridos (Oyola, 2006).

Normalmente, el enriquecimiento de la fructosa se lleva a cabo en una columna empacada con un lecho de una resina de intercambio catiónico, la cual separa la fructosa de la glucosa y otros indeseables productos de la isomerización. Al final de este paso se ha obtenido un jarabe enriquecido, denominado como *Very Enriched Fructose Corn Syrup (VEFCS)*, el cual contiene aproximadamente 90% de fructosa en base sólida. Esta fracción *VEFCS*, la cual también contiene glucosa y algunos oligosacáridos, es usada como alimento para una separación final y un paso de purificación el que consiste en la cristalización de la fructosa de la solución acuosa o de una solución acuoso-alcohólica. Luego, la centrifugación, el

lavado y secado de los cristales para obtener finalmente la fructosa cristalina anhidra (Borges, 2006).

### **1.5.2 Producción de jarabes con alto contenido de fructosa.**

Los jarabes con alto contenido de fructosa constituyen un producto transparente y líquido, que permiten alcanzar notables propiedades de pureza. Son jarabes muy dulces; si consideramos el poder endulzante de la sacarosa como 100, el de la fructosa es de 180.

Estos jarabes, de importante valor comercial, se logran principalmente por hidrólisis enzimática del almidón de maíz y posterior isomerización principalmente. Están constituidos por una mezcla del 42 al 90% de fructosa y el resto de glucosa. El método tradicional para su producción requiere por lo menos de tres enzimas;  $\alpha$ -amilasa, glucoamilasa y glucosa isomerasa; así como, de varias etapas de separación, purificación conversión, decoloración y concentración, de esta manera se obtienen jarabes con una concentración de fructosa superior al 42% (Vargas, 2009).

Con objeto de simplificar el proceso de elaboración y disminuir el costo del mismo, se toman en cuenta varias alternativas entre las que destacan la inmovilización de enzimas, la optimización del proceso tradicional de producción y recientemente, se está recurriendo al uso de plantas que producen y acumulan fructanas como fuentes más viables para la producción industrial, tanto de jarabes con alto contenido de fructosa como de fructosa cristalina (Vargas, 2009).

Se conocen las experiencias de obtención de jarabes fructosados a partir de otras fuentes botánicas, como ñame, plátano, yuca y sorgo.

### **1.5.3 Otras experiencias de procesos de obtención de jarabe de fructosa a nivel mundial.**

- Jarabe obtenido a partir del almidón de yuca:

Según el trabajo de (Salcedo, 2009) se lograron obtener jarabes fructosados con un grado de conversión del 46% a partir de jarabes glucosados con una concentración de 34,7 p/p, los resultados demostraron el efecto de inhibición significativo de los iones de calcio sobre la actividad enzimática, a condiciones de temperatura de 60 °C y pH 7,5.

- Jarabe obtenido a partir de almidón de plátano:

En el trabajo titulado: *Producción de un jarabe rico en alta fructosa utilizando almidón de plátano (Musa paradisiaca)*, (Hernández, 2008), basados en la isomerización de jarabe de glucosa, usando la enzima glucosa isomerasa, mostró una concentración promedio de 63.3 mg/ml de fructosa y el jarabe de plátano presentó valores bajos de concentración comparados con los comerciales.

- Jarabe de alta fructosa obtenido a partir de tres variedades de yuca:

En la Universidad Industrial de Santander se realizó un trabajo de investigación, sobre la producción de jarabe de alta fructosa a partir de jarabe de glucosa obtenidos de tres variedades de yuca (*armenia*, *amarga* y *chile*) (Oyola, 2006). Los resultados mostraron que para la producción de jarabe de alta fructosa, las mejores condiciones de trabajo que se establecieron fueron: concentración de jarabe de 50% p/p, pH de 7,5 y una relación carga enzimática-flujo de 2,98 gr. enzima.ml/min.

- Jarabe de fructosa obtenido a partir de almidón de ñame:

Para la producción de jarabe de fructosa, el almidón fue extraído de dos especies de ñame (*Dioscorea alata*, y *Dioscorea rotundata*), para cinco concentraciones de almidón (10, 20, 30, 40, 50 %p/v). Inicialmente se obtuvo jarabe glucosado a partir de la hidrólisis enzimática del almidón de ñame, utilizando las enzimas de Novozymes, Termamyl 120L, para la etapa de licuefacción y AMG 300L, para la etapa de sacarificación. Durante todo el proceso de hidrólisis se lograron alcanzar ED de 98.28% y 96.84% con una concentración de sustrato del 30 % p/v. En la isomerización del jarabe de glucosa, se utilizó la enzima inmovilizada Sweetzyme IT de Novozymes, los mejores resultados fueron alcanzados a una concentración de sustrato del 30 % p/v para ambas especies de ñame, las cuales presentaron porcentajes de conversión de 71.46% y 67.28% en ñame espinoso y diamante respectivamente. Igualmente a la concentración de sustrato del 30% p/v, se alcanzaron rendimientos a jarabe de fructosa hasta de 113.60 kg de fructosa/toneladas de ñame diamante, 100.76 kg de fructosa/toneladas de ñame espinoso (Vidal, 2011).

## **1.6 Enzimas.**

Las enzimas son proteínas que actúan como catalizadores biológicos, puesto que tienen la capacidad de acelerar ciertas reacciones químicas. En su mayoría son de origen globular. Su importancia ha ido en aumento en los últimos años, ya que están presentes en procesos industriales destinados a la producción de fármacos, aditivos, detergentes, bebidas. Recientemente se emplean enzimas inmovilizadas en industrias tal como la cervecera, con la finalidad de reutilizar el catalizador y poder incrementar la productividad. La industria del azúcar es hoy el consumidor más grande de enzimas industriales (Durán, 2014).

Para este propio autor una de las principales ventajas de las enzimas además de las de índole económica o biotecnológica, se asocia a su gran especificidad de acción, lo cual evita reacciones laterales imprevistas. Así mismo, se pueden trabajar en condiciones moderadas: presión atmosférica, temperaturas bajas o medias y pH de 3 a 10, obviamente las condiciones varían en función de la enzima que se trate.

En particular, son usadas para la producción de glucosa y azúcar invertido de sacarosa, así como para la isomerización de glucosa a fructosa. La enzima glucosa isomerasa se usa en la elaboración de jarabes. Fue descubierta en 1957 por Marshall y Koi, en *Pseudomonas hydrophila*. Actualmente hay una extensa gama de preparaciones comerciales de glucosa isomerasa. Cabe señalar que la glucosa isomerasa, es una de las raras enzimas no hidrolíticas usadas en la industria, se utiliza por lo general en forma inmovilizada (Giovenco, 1973); (Park, 1997).

Según (Durán, 2014) Se requieren procesos de separación para obtener fructosa pura, pero no para la obtención de jarabes con 42% de fructosa, porque éstos presentan propiedades similares a las de los jarabes de azúcar invertido. Estos se producen en algunos países industrializados por acción de esta enzima; inicialmente la producción en gran escala de jarabes fructosados se llevó a cabo usando células completas o enzima soluble.

### **1.6.1 Inmovilización de enzimas.**

La glucosa isomerasa producida por algunos microorganismos se utiliza en forma inmovilizada a soportes sólidos en la conversión continua de glucosa a fructuosa. El método de inmovilización por adsorción presenta las mayores ventajas por ser sencillo,

suave, reversible, lo que permite la reutilización del soporte y de la enzima; el complejo obtenido tiene una alta actividad por unidad de peso de soporte. Además, ya que tanto el sustrato como el producto de la glucosa isomerasa son moléculas pequeñas sin carga; permiten que la enzima adsorbida pueda usarse en concentraciones fuertes de sustrato (Serra, 2010); (Seyhan, 2008).

La inmovilización de enzimas es un proceso en el que se confina o localiza a la enzima en una región definida del espacio, para dar lugar a formas insolubles que retienen su actividad catalítica y que pueden ser reutilizadas repetidamente (Arroyo, 1998). Posteriormente esta definición se ha ampliado a aquel proceso por el cual se restringen, completa o parcialmente, los grados de libertad de movimiento de enzimas, orgánulos o células por su unión a un soporte.

Este propio autor sitúa como principales inconvenientes del proceso:

- El aumento de la estabilidad de la enzima
- La posible reutilización del derivado, por lo que disminuyen los costes del proceso.
- La posibilidad de diseñar un reactor enzimático de fácil manejo y control, adaptado a la aplicación de la enzima inmovilizada. Los reactores con enzimas inmovilizadas permiten el empleo de cargas elevadas de enzima, la cual mantendrá su actividad durante más tiempo. Estos sistemas pueden incluir el reciclado, lo que permite la obtención de productos con mayor pureza.

Según (Arroyo, 1998), los principales inconvenientes del proceso de inmovilización son:

- La alteración de la conformación de la enzima respecto de su estado nativo.
- La gran heterogeneidad del sistema enzima-soporte donde pueden existir distintas fracciones de proteínas inmovilizadas con un diferente número de uniones al soporte.
- Siempre suele haber una pérdida de actividad de la enzima durante la movilización.
- El biocatalizador es más caro que la enzima nativa.

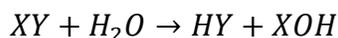
La actividad de la glucosa isomerasa libre, o sea, en forma líquida es de aproximadamente 5 000 Unidades Internacionales de Glucosa Isomerasa (UIGI) por gramo (Cory, 1978);

mientras que la actividad de la enzima inmovilizada es de aproximadamente 400 UIGI por gramo (Novozymes, 2002).

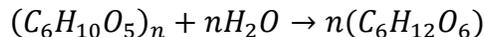
### **1.7 Procesos de producción de glucosa vía enzimática.**

La despolimerización del almidón, o hidrólisis, puede lograrse por medios químicos o a través de enzimas. Entre los productos que se obtienen en la hidrólisis del almidón se encuentran los jarabes de glucosa (Morales, 2004).

A consideración de esta propia autora el término hidrólisis se aplica a las reacciones químicas orgánicas o inorgánicas donde el agua efectúa una doble descomposición con otro compuesto, el hidrógeno va a un componente y el hidroxilo a otro:



La destrucción controlada de las cadenas poliméricas o hidrólisis del almidón, a través de soluciones ácidas o catalizadas por enzimas, dan lugar a la formación progresiva de moléculas de maltosa, glucosa, dextrinas y otros azúcares. La hidrólisis del almidón puede resumirse por la siguiente reacción:



En realidad, la reacción es un poco más compleja debido a que al aumentar la concentración de glucosa se produce una serie de reacciones laterales dependiendo del tipo de catalizador. Puede decirse que al utilizar enzimas las reacciones laterales desaparecen, mientras que, si se usa ácido como catalizador, tales reacciones se incrementan.

Este proceso comprende tres etapas: gelatinización, licuefacción y sacarificación. Se usan enzimas para la descomposición hidrolítica de las moléculas de almidón. Se usa cuando se desea obtener hidrolizados con ED de 73 o más, debido a que se garantiza menor concentración de impurezas tales como ácido orgánico, cenizas y productos coloreados. El producto así obtenido es la materia prima para la fabricación de jarabes con alto contenido de fructosa y en la dextrosa cristalina.

La licuefacción se realiza utilizando como catalizador la alfa-amilasa o la beta-amilasa y para la sacarificación se utiliza como catalizador la glucoamilasa, pululanasa o también se puede utilizar una mezcla de enzimas.

Su objetivo es convertir los gránulos de almidón de la suspensión concentrada, a dextrinas solubles de baja viscosidad, con un adecuado manejo para la fácil conversión de glucosa por la glucoamilasa. La temperatura a la cual debe ser calentada la solución para la licuefacción depende de la fuente de la enzima. Generalmente es una temperatura superior a 94°C y por ser resistente al calor puede ser usada a mayores temperaturas por cortos períodos. La enzima comúnmente utilizada es la alfa-amilasa, que es una enzima termoestable.

La sacarificación tiene como objetivo convertir la solución licuada de la etapa anterior a D-glucosa en rendimientos tan altos como sea posible. Usando la glucoamilasa es posible una conversión prácticamente total del almidón a D-glucosa. La cinética de la sacarificación del almidón licuado por glucoamilasa es complicada, porque en un tiempo dado en la hidrólisis una amplia serie de dextrinas lineales y ramificadas están presentes causando diversas reacciones simultáneas, cada una con una velocidad diferente. La cantidad de glucosa puede ser incrementada por tratamiento del almidón con enzimas desramificadoras tales como la isoamilasa y la pululanasa que ayudan a reducir los enlaces  $\alpha$ -(1-6) glucosídicos que impiden la rápida hidrólisis del almidón por la glucoamilasa.

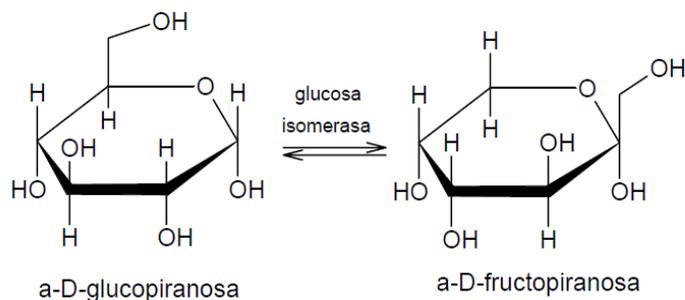
### **1.8 Proceso de isomerización de glucosa a fructosa.**

La isomerización enzimática de glucosa a fructosa es uno de los procesos más ampliamente utilizados en la industria alimentaria para la preparación de edulcorantes (Camacho, 1994).

La reacción de isomerización de glucosa hasta fructosa es reversible, de pseudoprimer orden, lo que indica que las constantes de Michaelis-Menten en ambos sentidos son prácticamente iguales, y por tanto, que la afinidad de ambos isómeros por la enzima es muy próxima (Camacho, 1994) y se produce una mezcla de glucosa y fructosa, la velocidad de conversión depende de la enzima usada y de las condiciones de la reacción, como la temperatura, pH y tiempo de reacción (Oyola, 2006), criterio abordado por (Blanco, 2002) y (Bernal, 1994).

Los autores (Gaily, 2010) y (Hobbs, 2009) plantean que la cinética de isomerización enzimática usando la enzima glucosa isomerasa se ajusta en el rango de temperatura de 40-

70°C, pH de 7,5-8,5. El jarabe de glucosa que se utiliza para la isomerización debe presentar un ED de 90-92 y una concentración de sólidos solubles de 35 a 45.



**Figura 5:** Isomerización de  $\alpha$ -D-glucopiranososa hasta  $\alpha$ -D-fructopiranososa utilizando la enzima glucosa isomerasa. **Fuente:** (Oyola, 2006).

Con la tecnología actual de isomerización enzimática, la conversión de glucosa a fructosa es económicamente limitada al 42 % de fructosa. La concentración de fructosa en el sirope puede ser mejorada mediante la remoción de la glucosa o por la aplicación de métodos de separación cromatográfica multietapa (Gaily, 2010); (Quesada, 2012).

Actualmente, la producción industrial de jarabe de fructosa se lleva a cabo manteniendo la glucosa en contacto con la enzima glucosa isomerasa durante un período de 2 a 3 días aproximadamente para el caso de una producción discontinua. Para llevar a cabo la isomerización mediante un proceso continuo se deben mantener los jarabes en contacto con la enzima inmovilizada durante un tiempo de 15 a 20 horas (Salcedo, 2009); (Gaily, 2010).

Se recomienda añadir un activador de la glucosa isomerasa (preferiblemente  $\text{MgCl}_2$ ) hasta una concentración mayor de 100 ppm. Para el caso del método de isomerización continua, utilizando enzima inmovilizada se requiere solo de 1/5 a 1/10 de la glucosa isomerasa necesaria para el procedimiento por cargas para conseguir el mismo grado de isomerización (Enokizono, 1976).

En el Anexo B se muestra un diagrama de bloques representativo del proceso de obtención de jarabes fructosados y fructosa cristalina, partiendo del maíz como materia prima fundamental.

## **1.9 Mercado actual de la fructosa en el mundo.**

A nivel mundial el Jarabe de Maíz de Alta Fructuosa (JMAF) o su sigla en inglés *HFCS*, *High Fructose Corn Syrup* ha cobrado relevancia en el mundo como un producto sustituto del azúcar y que, desde su introducción hasta la fecha, ha venido ganando participación en el mercado de edulcorantes. Debido a la necesidad de obtener sustancias de bajo costo y alto rendimiento, se ha convertido en el endulzante más ampliamente utilizado, desplazando a la sacarosa desde 1970.

Su importancia, desde su aparición en el mercado, resultó trascendental, por ser este un producto sustituto del azúcar para el consumo en los hogares, y principalmente para su consumo industrial en la elaboración de alimentos y bebidas.

Los principales países productores de estos jarabes son Estados Unidos, Japón y algunos de la Unión Europea, estas naciones concentran las 80 plantas productoras de JMAF que dominan el mercado (Hernández, 2008).

El crecimiento promedio anual de la producción mundial de fructosa durante el período de 2006/2007-2010/2011 fue de 3,5%, ubicándose en niveles de 467,2 mil toneladas para el último ciclo. Su producción acumulada ascendió a un total de 2 041,6 mil toneladas en el mismo período (Secretaría de Economía, 2012) (Secretaría de Economía, 2012).

La oferta de fructosa en el mundo pasó de 713,9 mil toneladas en 2006/07 a 1 430,8 mil toneladas en el 2010/11, lo que representó un incremento de 19,2% en promedio anual. En cambio, la demanda se incrementó al mismo ritmo, situándose en 1 450,8 miles de toneladas para este último año. Por último, el consumo se ha incrementado a una tasa promedio de 19,2% para el período mencionado (Secretaría de Economía, 2012).

De esta forma, la fructosa en el mundo no sólo ha penetrado en el mercado que antes tenía el azúcar, sino que ha ganado mercado en forma acelerada, esto es, si se compara con las menores tasas de crecimiento de la producción y consumo de azúcar en el mundo en los más recientes ciclos. De continuar esta tendencia, la fructuosa continuará ganando y consolidando su mercado a nivel mundial.

La industria azucarera de los Estados Unidos se caracteriza comercialmente por precios altos y fuertes barreras a la entrada en forma de aranceles, y un consumo mayor a la producción. Lo anterior, ha ocasionado una importante penetración de la fructosa en el mercado norteamericano (Secretaría de Economía, 2012).

En 1967, con la entrada del Jarabe de Maíz de Alta Fructuosa (JMAF) en el mercado de edulcorantes en los Estados Unidos, se reflejó una recomposición en los patrones de consumo tanto del azúcar como del propio JMAF para el consumo doméstico y los procesos industriales.

En este sentido, el consumo interno de edulcorantes en los Estados Unidos registró una tasa de crecimiento más acelerada en el período 1984-2000. Sin embargo, a partir del año de 2001, su consumo se ha mantenido estable, no obstante, mostró signos de recuperación en los años 2005 y 2006. Desde 2007 hasta 2011, se registra una caída en la demanda de edulcorantes, sin embargo, esta no ha sido lo suficientemente fuerte como para revertir el patrón de comportamiento mostrado (Secretaría de Economía, 2012).

Principalmente, Estados Unidos ha desarrollado la industria de los edulcorantes a partir del almidón de maíz ya que cuenta con importantes ventajas en costos de producción, abundancia de materia prima, transporte, almacenamiento y tecnología de proceso; aunado a que las cotizaciones de los jarabes fructosados siempre han sido de 10 a 20 % inferiores al precio del azúcar (Hernández, 2008).

La Figura 6 muestra el consumo de fructosa y sacarosa en Estados Unidos:



**Figura 6:** Consumo de jarabes de maíz de alta fructosa y sacarosa en Estados Unidos.

**Fuente:** (Parker, 2010).

Según (Secretaría de Economía, 2012), la producción de azúcar en México se ha mantenido en los últimos años, y su dinámica de crecimiento la ubica en 0,02% en promedio anual durante el período de 2000/01-2009/10. En contraste, la producción de JMAF se ha incrementado a una tasa promedio de 15,6% anual, y su participación en la producción de edulcorantes en México ha pasado de 3,3% a 8,3%. Lo anterior, no sólo es debido a la pérdida de productividad y competitividad de la industria azucarera, sino que también es debido a la presencia y mayor dinámica de crecimiento del JMAF, como producto sustituto en el consumo de edulcorantes en México, principalmente en los sectores de alimentos y bebidas.

## CONCLUSIONES PARCIALES

1. La fructosa puede obtenerse por hidrólisis de la sacarosa como parte del azúcar invertido; por la hidrólisis del almidón para obtener glucosa y su posterior isomerización a fructosa; la oxidación del D-manitol ó del D-glucitol y a partir de las fructanas presentes en algunas plantas.
2. Es la fructosa el que presenta mayor poder endulzante de todos los edulcorantes naturales más utilizados en el presente.
3. Los procesos de obtención de fructosa a partir de la isomerización de glucosa se basan en un proceso enzimático que produce un jarabe de glucosa de 94% en peso seco y 6% de oligosacáridos y como segundo paso, la isomerización de la glucosa usando un proceso enzimático catalítico que produce un jarabe del 42% en fructosa, 52% de glucosa y 6% oligosacáridos.
4. En la reacción de isomerización se emplea la enzima glucosa isomerasa, la cual exhibe alta actividad en el rango de pH (7,5 - 8,5) y a la temperatura de 60°C.
5. La inmovilización de enzimas se ha convertido en una alternativa viable para simplificar y disminuir los costos en los procesos de obtención de jarabes de fructosa.
6. Los principales países productores de jarabes de fructosa son Estados Unidos, Japón y algunos de la Unión Europea, naciones que concentran las 80 plantas productoras de JMAF que dominan el mercado.

## *CAPÍTULO 2*

## **CAPÍTULO 2. MATERIALES Y MÉTODOS**

### **2.1 Métodos empleados en la investigación.**

#### ➤ Métodos teóricos:

- Histórico Lógico: para constatar el estado del arte en las temáticas inherentes al proceso de producción de jarabe de fructosa, a nivel mundial y en Cuba, enfatizándose en su proceso histórico evolutivo.
- Analítico Sintético: en todas las etapas de la investigación, tanto en la revisión documental de forma sintética y resumida, así como de la propia investigación realizada.
- Inductivo Deductivo: en cada momento de la investigación para, desde la idea analizada, deducir los diferentes elementos necesarios a considerar en el propio desarrollo de la investigación, al igual que en el propio análisis de la información resultante de la aplicación de las herramientas o técnicas.
- Dialéctico: para la valoración de la interrelación entre todos los elementos estudiados, como una guía para la interpretación del problema y la proyección de su solución.

#### ➤ Métodos empíricos:

- La observación: permitió conocer la realidad mediante la percepción directa de los fenómenos estudiados y sus implicaciones conexas.
- La encuesta: permitió obtener la información que poseen directivos y especialistas del proceso de producción, sobre el campo de investigación.
- Análisis documental: permitió constatar la información necesaria para el análisis del proceso en estudio.
- Entrevista estructurada: se aplicó a directivos vinculados directamente a la producción.

#### ➤ Métodos particulares:

- Se utilizarán los métodos químicos, dentro de ellos el balance de masa y energía total y parcial como herramienta fundamental, ecuaciones de diseño de los equipos involucrados en el proceso, así como evaluación. Estos contribuirán a la realización y orientación del trabajo investigativo.

## **2.2 Descripción del flujo tecnológico actual del proceso de producción de jarabe de glucosa enzimática.**

En este proceso se utilizan dos enzimas, cuyo uso a nivel industrial en la producción de alimentos ha adquirido relevancia; debido no solo a las ventajas de índole económico o tecnológico que ofrecen, sino debido a su gran especificidad de acción que hace que no se produzcan reacciones colaterales imprevistas, así como a que permiten trabajar en condiciones moderadas de presión atmosférica, temperatura y pH, lo que evita alteraciones de los componentes más lábiles de los alimentos, además las enzimas se pueden inactivar fácilmente cuando culminen su misión en el proceso (Montes, 2002). Sobre la actividad de las enzimas influyen diferentes factores, que deben ser adecuadamente controlados en las condiciones industriales, como son: la temperatura, el pH, los iones calcio y la concentración de materia seca del sustrato sobre el cual actúan.

A continuación, se describen las etapas fundamentales del proceso de producción de glucosa enzimática en la UEB Glucosa de Cienfuegos:

Primeramente se procede a preparar la lechada de almidón, con el objetivo de garantizar que la suspensión acuosa del almidón de maíz se encuentre en los rangos de parámetros establecidos (pH y dosificación de enzima) para dar paso a la etapa de conversión. Esta suspensión que presenta una densidad de 17- 17,5 °Bé, un contenido de proteínas de 0,8%, una temperatura de 29-35°C llega al tanque C1140 A, que presenta agitación, donde se le añade el carbonato de sodio ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ), con densidad de 10 – 13 °Be para ajustar el pH de 6,5-6,7. Luego se adiciona una alfa amilasa termoestable, la enzima termamyl, cuya dosificación se realiza mediante una bomba dosificadora de 25-30 ml/min y se efectúa cuando la etapa de conversión está lista para recibir la suspensión acuosa de almidón de maíz.

El objetivo principal de la etapa de conversión es desdoblar las cadenas carbonadas del almidón en glucosa mediante la hidrólisis enzimática. Este proceso comprende tres etapas conocidas como gelatinización del almidón, licuación o licuefacción del almidón y sacarificación (Moya, 2012).

Por medio de calentamiento a temperaturas entre 105 a 115°C en un reactor continuo con altas presiones se lleva a cabo la licuefacción del mismo, el ataque de la enzima ocurre simultáneamente con la gelatinización para evitar que ocurran valores picos de viscosidad y obtener equivalentes de dextrosa (ED) entre 5 y 7 (Moya, 2012). Para esta operación se utiliza el reactor de flujo pistón (C-7200), cuyo consumo de vapor es de 1 600 kg/h y su presión de trabajo de 20-25 kg/cm<sup>2</sup>. El tiempo de retención aproximado en el reactor es de 5-7 min.

El reactor se pone en marcha y se corre con agua hasta que alcance la temperatura deseada. Se cierra la válvula C-6 218 y se comienza a recircular la suspensión acuosa proveniente del tanque C-1 150. El operador fiscalizado por el laboratorio realiza la prueba de yodo para determinar si el producto se encuentra convertido; si el resultado es de color violeta se puede evaluar la prueba de positiva y se acciona posteriormente la válvula de adelanto C-6 219.

A la salida del convertidor el producto en proceso presenta una concentración de 34-40°Bx, un ED de 5-7, pH entre 6,5 y 6,7; un aspecto turbio y color amarillento.

Posteriormente se procede a la etapa de dextrinización, con el objetivo de formar dextrinas, que serán un excelente sustrato para la enzima sacarificadora y una pequeña formación de glucosa.

Para esta operación se utiliza el tanque reactor número 1 de sacarificación C-1 610/1, con una capacidad de 45 m<sup>3</sup>, provisto de agitación y térmicamente aislado.

El hidrolizado llega a este reactor, procedente de la etapa de conversión, luego de disminuir su temperatura hasta 95°C, donde alcanza un tiempo de retención de 2 horas aproximadamente, equivalente a un 35% de su volumen total para llegar al reboso. Se logra un ED de salida de 10 a 15, con un óptimo en 12, para pasar posteriormente a la etapa de sacarificación. Cuando se está terminando de convertir un ciclo, el producto que queda por debajo del reboso se le da una hora y media de retención en el reactor y después se extrae por debajo para el tanque de sacarificación que se esté llenando.

A la salida de esta etapa el hidrolizado debe tener un ED entre 10 y 15, una concentración de 34 a 40°Bx, un pH de 6,5-6,7 y una temperatura de 80 a 90°C, para pasar a la posterior

etapa de sacarificación, cuyo objetivo tecnológico principal es completar la hidrólisis en aras de obtener un jarabe con alto contenido de glucosa y lograr los parámetros establecidos de equivalentes de dextrosa (ED) en un tiempo de 24 a 48 horas.

Con este fin se utiliza la enzima glucogénica amiloglucosidasa (AMG). Se utilizan en esta etapa tanques isotérmicos C-1 610/ del 2 al 6 provistos de agitación, con capacidad de 45 m<sup>3</sup>. Se utilizan serpentines para mantener la temperatura de trabajo.

Antes de comenzar la sacarificación de un tanque se deben tener los parámetros de pH y temperatura en rangos para la actividad de la enzima amiloglucosidasa (AMG). Para el ajuste de pH en el hidrolizado, que debe estar entre 4,5 y 4,7; se utiliza ácido clorhídrico de 26 a 30 % de pureza, cuya dosificación se realizara a partir de los resultados emitidos a escala de laboratorio.

Para lograr la temperatura de trabajo en el hidrolizado, que debe estar comprendida entre 60 y 61°C se circula agua fresca a través del serpentín del tanque dispuesto a sacarificar, utilizando agitación constante. Cuando el hidrolizado presenta condiciones óptimas de pH y se alcanza la temperatura deseada se detiene la circulación de agua y se procede a realizar la dosificación de la enzima AMG. Los litros de enzima a añadir serán calculados a partir del contenido de materia seca en el hidrolizado.

Durante el proceso de sacarificación se debe mantener la temperatura de trabajo, la cual es muestreada y analizada por el laboratorio. El tiempo de retención en los tanques de sacarificación oscila entre 24 y 48 h, siempre que el ED continúe aumentando. Cuando el mismo se mantenga fijo en dos ocasiones por la secuencia de análisis establecida o comience a disminuir, estando por encima de 92 se comienza a inactivar la enzima de este tanque. A la salida de esta etapa el producto en proceso debe presentar un ED de 92 como mínimo, una concentración de 34 a 40°Bx, un pH de 4,5 a 4,7; una temperatura de 60 a 61°C y un color amarillento.

Posteriormente se procede a inhibir la acción catalítica de la enzima AMG, cuando los valores de ED en la etapa de sacarificación sean los deseados. Por regla general, manteniendo el licor sacarificado a 80°C durante 20 minutos se destruye toda actividad de la amiloglucosidasa (Moya, 2012), criterio abordado por (Van der Veen, 2006).

Con este objetivo se utiliza un intercambiador de tubos de 9 m<sup>3</sup>/h de capacidad. El hidrolizado sacarificado se impulsa por la bomba R – 3 301 hacia el intercambiador de tubos, luego se abre el suministro de vapor para obtener temperaturas de 75-80°C, con el fin de inhibir la actividad de la enzima amiloglucosidasa (AMG). Posteriormente el hidrolizado inactivado se envía a los tanques intermedios R -1 510, R – 1 640 y al tanque número 7 de sacarificación, para ser utilizado en el proceso de refinación. A la salida de esta etapa el producto en proceso presenta características muy similares a las expuestas en el acápite anterior, con la excepción de la temperatura, que en este caso es de 75 a 80°C.

Aunque el almidón que se utiliza para la hidrólisis es relativamente puro, siempre contiene una pequeña cantidad de impurezas, provenientes del agua de proceso, así como de los productos de la reversión. Luego la lechada de almidón se debe refinar con el objetivo de eliminar las grasas y proteínas insolubles del hidrolizado, facilitando la decoloración del mismo.

El hidrolizado procedente del tanque de alimentación R-1 110 pasa al tanque R-1 510, donde se le añade el carbón activado micropulverizado para adsorber las sustancias coloreadas o proteínas aún disueltas que permanecen en el hidrolizado y que provocarían el incremento del color del producto final, la cantidad de carbón activado añadido oscila entre 0,6 a 1,5% del contenido de materia seca del hidrolizado (LABIOFAM, 2015b). En estas condiciones se mantiene el hidrolizado por espacio de 30 minutos a una hora.

La adición del carbón se realiza de forma manual a razón de 8 kg, cada media hora, el cual se emplea como agente decolorante. Posteriormente sigue hacia el tanque R-1 640 con el objetivo de aumentar el tiempo de retención del hidrolizado con el agente decolorante para aumentar la eficiencia del mismo.

A continuación, el flujo llega al Filtro Oliver R-9 310 de capacidad de trabajo de 10 m<sup>3</sup>/h, que consta de una tambora recubierta con tela que rota dentro de un dispositivo que contiene el líquido a filtrar. El mismo presenta una capa de tierra infusoria (dicalite), que actúa como agente filtrante en la capa del filtro con espesor de 60 mm, en el cual quedan retenidas las proteínas y grasas, más el carbón activado adicionado en el paso anterior. La tambora del filtro en su girar permite que con el auxilio de una cuchilla todas las impurezas

que se adhieran en su capa filtrante, caigan constantemente a un tornillo sinfín; esto es posible gracias a un sistema de vacío que permite un alto grado de absorción a través del filtro, para lo cual se utiliza una bomba de vacío de con una capacidad de trabajo de 270 m<sup>3</sup>/h y una presión de trabajo de 53 936.57 Pa. Las impurezas extraídas se transportan con el tornillo sinfín hacia una tolva de desecho para su posterior evacuación en camiones.

El líquido decolorado y filtrado pasa al tanque R-1 120 para un ajuste final de pH de 4,4-5,2; con carbonato de sodio, en una solución de 10-13°Bé, mediante un control automático. El producto refinado, de aspecto transparente o ligeramente opalescente sin partículas, presenta un ED de 92 como mínimo, un pH de 4,4-5,2; de 34-40°Bx, un patrón de color de 3 como máximo y un olor y sabor característicos.

A continuación, se muestran las especificaciones de calidad del producto terminado (glucosa enzimática):

**Tabla 2:** Especificaciones de calidad del jarabe de glucosa obtenido por vía enzimática (Moya, 2012).

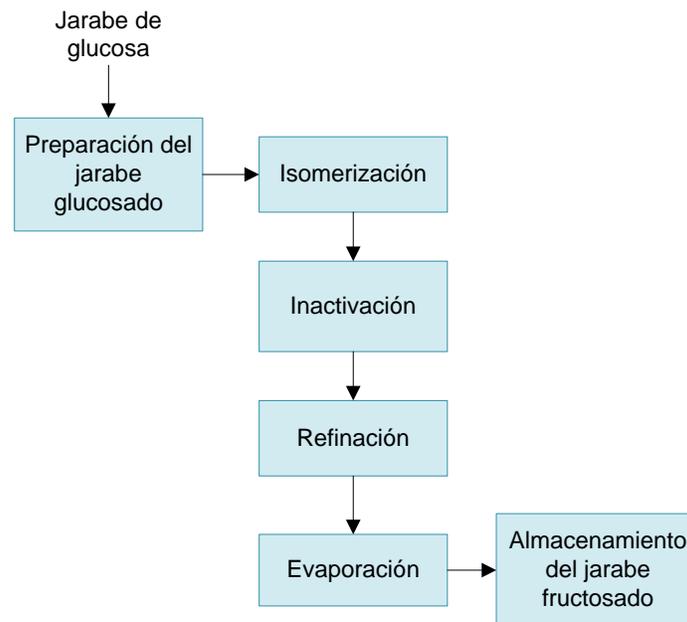
<b>Parámetro</b>	<b>Valor y unidad de medida</b>
Concentración de sólidos solubles (Brix)	65°Brix mínimo
Equivalente de dextrosa (ED)	91,5 – 92 mínimo
pH	4,4 – 5,2
Contenido de SO <sub>2</sub>	25 – 70 ppm
Contenido de proteínas	0,01 – 0,1
Color	Patrón 3 máximo
Aspecto	Líquido medianamente viscoso, transparente o ligeramente opalescente.
Olor	Característico, casi imperceptible, libre de olores extraños.
Sabor	Característico, dulce excesivo.

**Fuente:** Elaboración propia.

El producto mantendrá iguales características en la extracción que en el momento del almacenamiento, tiempo que no debe de ser prolongado, pues cristaliza cuando pierde temperatura.

### 2.3 Descripción de la propuesta de flujo tecnológico para la producción de jarabe de fructosa.

El proceso que se propone llevar a cabo para la obtención de jarabe de fructosa está formado por las siguientes etapas:



**Figura 7:** Diagrama representativo de las etapas del proceso de obtención de jarabe fructosado. **Fuente:** Elaboración propia.

#### 2.3.1 Preparación del jarabe de glucosa.

El objetivo de esta operación es garantizar que el jarabe glucosado se encuentre en los rangos de parámetros establecidos (pH y dosificación de enzima) para que ocurra la posterior reacción de isomerización. La solución de glucosa obtenida con anterioridad en la etapa de refinación sale con una temperatura de 60°C, un pH de 4,4-5,2 y 40°Brix.

Primeramente, se le ajusta el pH al hidrolizado hasta los valores requeridos (7,5-8,5) en un tanque disolutor, provisto de agitación mecánica, mediante la adición de carbonato de sodio (Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>). Además, en este mismo tanque se añade una fuente de magnesio, en este caso,

cloruro de magnesio ( $MgCl_2$ ) que lleve la solución a valores mayores de 100 ppm. Para ello se hará uso de dos bombas dosificadoras (peristálticas).

La enzima glucosa isomerasa líquida se dosifica en el tanque disolutor mediante el uso de otra bomba peristáltica. El equipo de agitación mecánica del cual estará provisto el tanque, garantizará que se alcance una homogenización en la mezcla, proceso imprescindible para la posterior conversión en el reactor, cuya rapidez dependerá, en gran medida, de la calidad de este mezclado y de que se alcancen los valores óptimos de temperatura y pH.

### **2.3.2 Isomerización e inactivación.**

La enzima glucosa isomerasa, que será utilizada para catalizar la reacción, trabaja óptimamente a  $60^\circ C$  y un rango de pH de 7,5-8,5. Además debe estar presente el magnesio en una concentración mínima de 100 ppm, pues el mismo se encarga de atrapar el calcio residual que baja la actividad catalítica de la enzima.

El objetivo principal de esta operación tecnológica es lograr la isomerización de la glucosa hasta fructosa, mediante la acción de la enzima glucosa isomerasa. Para ello se utilizará un reactor discontinuo provisto de agitación mecánica, isotérmico, de gran tamaño. Para esta operación la fábrica cuenta con 8 reactores (que se utilizan en el proceso de sacarificación, para la obtención de glucosa), de los cuales solo uno será empleado para la reacción de isomerización. Este reactor, de  $45\text{ m}^3$  de volumen, cuenta con un serpentín por el cual fluye agua (previamente calentada en un calentador de tubos y coraza), el cual mediante un sistema de control automático garantiza que la temperatura de trabajo se mantenga de  $60$  a  $61^\circ C$ . Además está provisto de un agitador de paletas, que garantiza la homogeneidad de la mezcla.

Posteriormente el jarabe isomerizado deberá ser inactivado, con el objetivo de inhibir la acción catalítica de la enzima por aumento de la temperatura hasta  $85^\circ C$ . Con este fin se utilizará un intercambiador de calor, el cual deberá ser dimensionado, puesto que la fábrica no cuenta con este equipo. Posteriormente el producto isomerizado inactivado se enviará a la etapa de refinación.

### **2.3.3 Refinación.**

El objetivo de esta operación tecnológica es decolorar el jarabe obtenido en la etapa anterior y eliminar otras impurezas que puedan estar presentes en el mismo, como grasas, proteínas insolubles y otros compuestos que le confieren color al jarabe.

El jarabe fructosado procedente de la etapa de inactivación pasará al tanque R-1 510, donde se le añadirá, de forma manual, el carbón activado micropulverizado para adsorber las sustancias coloreadas o proteínas aún disueltas que están presentes en el jarabe y permanecerá en este tanque durante aproximadamente una hora. Para completar el tiempo de retención necesario (de dos horas) y aumentar así la eficiencia de la decoloración, el producto debe pasarse al tanque R-1 640.

Posteriormente el jarabe llegará al Filtro Oliver R-9 310 de capacidad de trabajo de 10 m<sup>3</sup>/h, que consta de una tambora recubierta con tela que rota dentro de un dispositivo que contiene el líquido a filtrar. El mismo presenta una capa de tierra infusoria (dicalite), que actúa como agente filtrante en la capa del filtro con espesor de 60 mm, en el cual quedan retenidas las proteínas y grasas, más el carbón activado adicionado en el paso anterior. La tambora del filtro en su girar permite que con el auxilio de una cuchilla todas las impurezas que se adhieran en su capa filtrante, caigan constantemente a un tornillo sinfín; esto es posible gracias a un sistema de vacío que permite un alto grado de absorción a través del filtro, para lo cual se utiliza una bomba de vacío. Las impurezas extraídas se transportan con el tornillo sinfín hacia una tolva de desecho.

El jarabe fructosado decolorado y filtrado debe pasar a otro tanque provisto de agitación mecánica para realizarle un ajuste final de pH de 3,3 a 4,3; con ácido clorhídrico. La dosificación del mismo se realiza a razón de 1.83 kg por tonelada de materia seca en el jarabe fructosado (LABIOFAM, 2015b).

### **2.3.4 Evaporación.**

Luego se procede a la etapa de evaporación, operación que tiene como objetivo lograr un aumento de la concentración de los azúcares, disminuir el volumen y los costos de transportación del producto, así como la conservación del mismo contra el ataque de microorganismos.

El uso de elevadas temperaturas puede ocasionar la aparición de un color indeseable en el sirope, por esta razón se utilizan para reducir el contenido de agua evaporadores de múltiple efecto, comprendiendo varias etapas en serie que operan bajo vacío para hacer descender el punto de ebullición del agua. Los vapores producidos en una etapa son usados en la próxima etapa para calentar el producto que posteriormente se evaporará. El resultado final es que el agua es extraída con la cantidad mínima de energía y se evita la indeseable coloración del sirope.

Con este fin se utilizará el evaporador E-9 230, que consta de 3 efectos de películas descendentes de igual estructura exterior, pero de diferentes parámetros de trabajo. La velocidad de flujo de esta sección es de 7 715 kg/h.

El vacío por el cual se realiza la pre evaporación aumenta del efecto 1 al efecto 3. Los vahos del efecto 1 sirven para calentar el efecto 2 y las de este calientan el efecto 3. El vapor vivo y los vahos del primer efecto son aspirados por el termo compresor caliente. Los vahos producidos en el tercer efecto se condensan en el condensador de superficie E-007-08.

A la salida del evaporador el jarabe fructosado saldrá con una concentración de 68<sup>0</sup>Bx aproximadamente. Posteriormente el producto se enviará mediante una monobomba al tanque E-1 410, en el cual mediante un agitador se homogenizará y finalmente se almacenará en el tanque de producto final previsto.

### **2.3.5 Almacenamiento.**

El objetivo de esta operación tecnológica es almacenar el sirope fructosado hasta el momento en que se extrae para su comercialización o para ser utilizado en la producción de siropes en la propia UEB Glucosa. Para ello se utilizará el tanque de almacenamiento isotérmico F-1 110, número 1, con capacidad de 150 m<sup>3</sup>.

A continuación, se muestran los principales parámetros de calidad de los jarabes de maíz de alta fructosa, con 42% de fructosa:

**Tabla 3:** Especificaciones de calidad del jarabe de fructosa, 42% de fructosa (Serna, 2010).

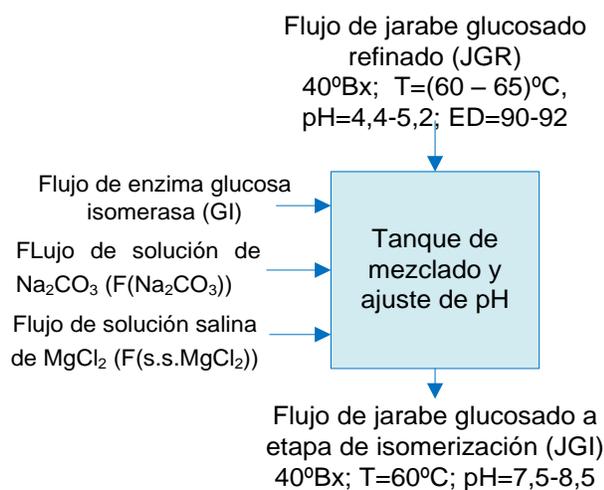
Parámetros de calidad	Valor y unidad de medida
<b>Concentración de sólidos solubles</b>	68°Brix mínimo
Glucosa	52 %
Fructosa	42 %
Oligosacáridos	6 %
<b>pH</b>	3,3 – 4,3
<b>Dulzor relativo a la sacarosa</b>	180

**Fuente:** Elaboración propia.

En el Anexo A se muestra el diagrama de bloques del proceso de obtención de jarabe de fructosa a partir de jarabe de glucosa enzimática y el Anexo C representa el diagrama de flujo del propio proceso mencionado anteriormente en la UEB Glucosa Cienfuegos.

## 2.4 Metodología para la determinación de los flujos operacionales en el proceso de obtención de jarabe de fructosa.

### 2.4.1 Etapa de preparación del jarabe de glucosa obtenido vía enzimática.



**Figura 8:** Diagrama de bloques representativo de la etapa de preparación del jarabe de glucosa. **Fuente:** Elaboración propia.

Balance de materiales totales:

$$JGR + GI + F(Na_2CO_3) + F(s.s. MgCl_2) = JGI \quad \text{Ecuación 2.1}$$

➤ Dosificación de enzima glucosa isomerasa (GI):

El proceso de isomerización discontinuo o por cargas utiliza 2 unidades de enzima por cada gramo de glucosa isomerizada en base seca.

$$\text{Flujo de sólidos solubles en el jarabe de glucosa refinado: } (JGR)_{ss} = JGR * \text{°Brix} \quad \text{Ecuación 2.2}$$

$$\text{Unidades de GI por hora } \left(\frac{UIGI}{h}\right) = \frac{2 UIGI}{g \text{ de } (JGR)_{ss}} * \frac{g \text{ totales de } (JGR)_{ss}}{h} \quad \text{Ecuación 2.3}$$

La actividad enzimática de la enzima glucosa isomerasa libre = 5 000  $\frac{UIGI}{g \text{ de GI}}$

$$\text{Dosificación de GI} = \frac{\frac{UIGI}{h}}{\text{Actividad enzimática}} \quad \text{Ecuación 2.4}$$

➤ Dosificación de solución de carbonato de sodio (F(Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>)):

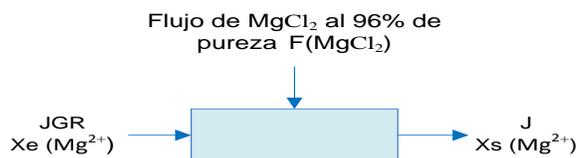
$$\text{Dosificación de solución de Na}_2\text{CO}_3 = \frac{2,16\text{kg}(\text{Na}_2\text{CO}_3)}{t \text{ de } (JGR)_{ss}} * t \text{ totales de } (JGR)_{ss} \quad \text{Ecuación 2.5}$$

➤ Dosificación de solución salina de cloruro de magnesio (F(s.s. MgCl<sub>2</sub>)):

La glucosa enzimática refinada obtenida en la UEB tiene 40 ppm de Mg<sup>2+</sup> (40 mg/l).

Se requieren 100 ppm de Mg<sup>2+</sup> para que ocurra satisfactoriamente la reacción de isomerización (Salcedo, 2009).

- Balance de materiales para el cálculo de la dosificación óptima de MgCl<sub>2</sub>:



**Figura 9:** Diagrama representativo de la dosificación de la solución salina de MgCl<sub>2</sub>.

**Fuente:** Elaboración propia.

Balance de materiales totales:

$$JGR + F(MgCl_2) = J \quad \text{Ecuación 2.6}$$

Balance de materiales parcial:

$$JGR * X_e + F(MgCl_2) * 0,96 = J * X_s \quad \text{Ecuación 2.7}$$

Donde:

J: Flujo de una corriente que contiene jarabe de glucosa refinado y cloruro de magnesio al 96%; kg/h

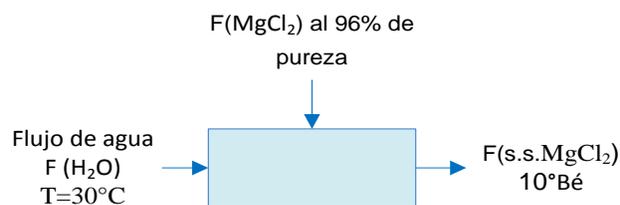
X<sub>e</sub>: Fracción de Mg<sup>2+</sup> en la corriente de jarabe de glucosa refinado.

X<sub>s</sub>: Fracción de Mg<sup>2+</sup> en la corriente que contiene jarabe de glucosa refinado y cloruro de magnesio al 96%.

Sustituyendo Ecuación 2.6 en Ecuación 2.7:

$$JGR * X_e + F(MgCl_2) * 0,96 = (JGR + F(MgCl_2)) * X_s \quad \text{Ecuación 2.8}$$

- Balance de materiales para la preparación de la solución salina de MgCl<sub>2</sub>:



**Figura 10:** Diagrama representativo de la fase de preparación de la solución salina de MgCl<sub>2</sub>. **Fuente:** Elaboración propia

$$F(H_2O) + F(MgCl_2) = F(s.s.MgCl_2) \quad \text{Ecuación 2.9}$$

$$\rho_{ss} = \frac{145}{145 - ^\circ Bé} \left( \frac{kg}{l} \right) \quad \text{Ecuación 2.10}$$

$$\rho_{ss} = \frac{F(MgCl_2)}{Fv(H_2O)} \quad \text{Ecuación 2.11}$$

$$Fv(H_2O) = \frac{F(MgCl_2)}{\rho_{ss}} \quad \text{Ecuación 2.12}$$

$$F(H_2O) = Fv(H_2O) * \rho_{(H_2O)} \text{ a } 30^\circ\text{C}$$

Ecuación 2.13

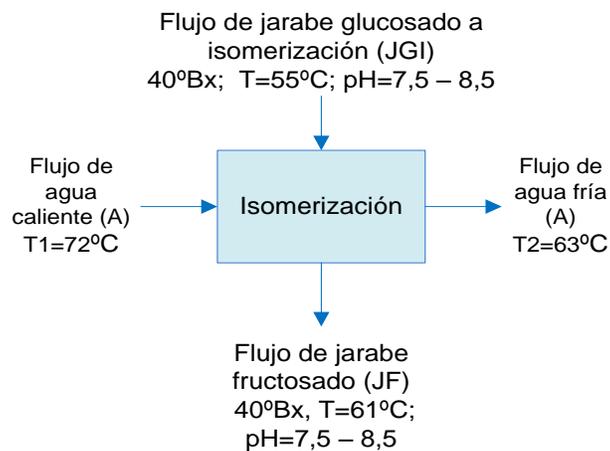
Donde:

$\rho_{ss}$ : Densidad de la solución salina de  $MgCl_2$  ( $\frac{kg}{m^3}$ ).

$\rho_{(H_2O)}$ : Densidad del agua ( $\frac{kg}{m^3}$ ).

$Fv(H_2O)$ : Flujo volumétrico de agua ( $\frac{m^3}{h}$ ).

#### 2.4.2 Etapa de isomerización.



**Figura 11:** Diagrama de bloques representativo de la etapa de isomerización.

**Fuente:** Elaboración propia.

Durante el llenado del tanque reactor ocurre una disminución de temperatura de  $5^\circ\text{C}$  aproximadamente (según criterio de expertos).

Balance de energía en el serpentín del reactor:

$$Q = m_j * Cp_j * (T_2 - T_1) \quad \text{Ecuación 2.14}$$

$$m_j = V * \rho_j \quad \text{Ecuación 2.15}$$

$$Q = m_{H_2O} * Cp_{H_2O} * (T_{2H_2O} - T_{1H_2O}) \quad \text{Ecuación 2.16}$$

$$m_{H_2O} = \frac{Q}{Cp_{H_2O} * (T_{2H_2O} - T_{1H_2O})}$$

El tiempo ( $t_c$ ) que demora el jarabe en alcanzar la temperatura de 61°C dentro del reactor es de 3 horas (según criterio de expertos), luego:

$$A = \frac{m_{H_2O}}{t_c} \quad \text{Ecuación 2.17}$$

Donde:

$Q$ : Calor (kJ).

$m_j$ : Masa de jarabe glucosado en el reactor (kg).

$Cp_j$ : Capacidad calorífica del jarabe glucosado ( $\frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C}$ ).

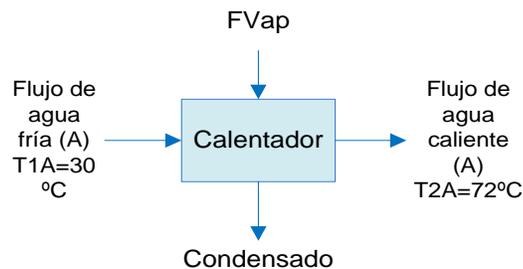
$V$ : Volumen del reactor = 45m<sup>3</sup>

$\rho_j$ : Densidad del jarabe glucosado ( $\frac{kg}{m^3}$ ).

$m_{H_2O}$ : Masa de agua de calentamiento (kg).

$Cp_{H_2O}$ : Capacidad calorífica del agua de calentamiento ( $\frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C}$ ).

Balance de energía en el intercambiador de tubos y coraza para calentamiento de agua:



**Figura 11:** Diagrama representativo del calentamiento del agua que fluye por el serpentín.

**Fuente:** Elaboración propia.

$$Q_1 = A * Cp_A * (T_{2A} - T_{1A}) \quad \text{Ecuación 2.18}$$

$$Q_1 = FVap * \lambda_{vap} \quad \text{Ecuación 2.19}$$

$$FVap = \frac{Q_1}{\lambda_{vap}} \quad \text{Ecuación 2.20}$$

Donde:

$Q_1$ : Flujo de calor (kJ/h)

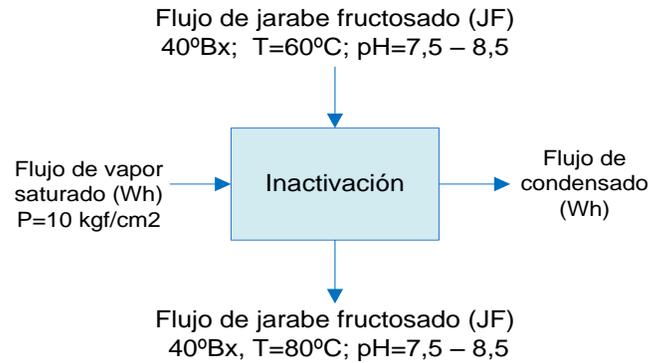
$A$ : Flujo de agua de calentamiento ( $\frac{kg}{h}$ ).

$Cp_A$ : Capacidad calorífica del agua alimentada al calentador ( $\frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C}$ ).

$FVap$ : Flujo de vapor consumido para calentar el agua a utilizar como medio de calentamiento en el reactor ( $\frac{kg}{h}$ ).

$\lambda_{vap}$ : Calor latente del vapor de calentamiento ( $\frac{kJ}{kg}$ ).

### 2.4.3 Etapa de inactivación.



**Figura 12:** Diagrama de bloques representativo de la etapa de inactivación.

**Fuente:** Elaboración propia.

Balance de energía en el intercambiador de calor:

$$Q_2 = JF * Cp_{JF} * (t_2 - t_1) = Wh * \lambda_v \quad \text{Ecuación 2.21}$$

Donde:

$Q_2$ : Flujo de calor ( $\frac{kJ}{h}$ ).

$JF$ : Flujo másico del fluido frío (jarabe fructosado) ( $\frac{kg}{h}$ ).

$Wh$ : Flujo másico del fluido caliente (vapor saturado) ( $\frac{kg}{h}$ ).

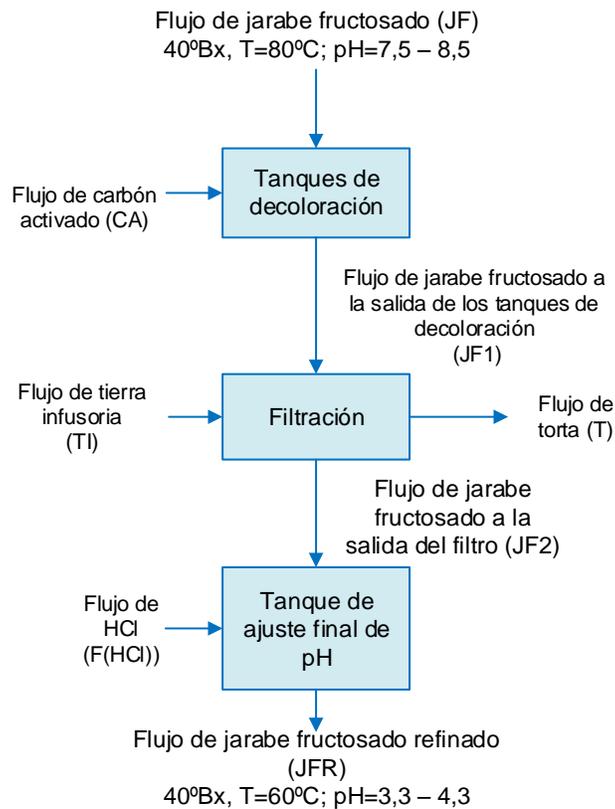
$Cp_{JF}$ : Capacidad calorífica del fluido frío (jarabe fructosado) ( $\frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C}$ ).

$\lambda_v$ : Calor latente cedido por el vapor ( $\frac{kJ}{kg}$ ).

$t_1$ : Temperatura de entrada del fluido frío (jarabe fructosado) ( $^\circ C$ ).

$t_2$ : Temperatura de salida del fluido frío (jarabe fructosado) ( $^\circ C$ ).

#### 2.4.4 Etapa de refinación.



**Figura 13:** Diagrama de bloques representativo de la etapa de refinación.

**Fuente:** Elaboración propia.

Balance de materiales totales:

$$JF + CA + TI + F(HCl) = T + JFR$$

Ecuación 2.22

- Balance de materiales totales en el tanque de decoloración:

$$JF + CA = JF1 \quad \text{Ecuación 2.23}$$

- Dosificación de carbón activado (CA):

$CA = 0.5\%$  de los sólidos solubles presentes en el jarabe fructosado (LABIOFAM, 2015b).

$$\text{Sólidos solubles presentes en el jarabe fructosado } (JF)_{SS} = JF * \text{°Brix}$$

Ecuación 2.24

$$CA = 0,005 * (JF)_{SS} \quad \text{Ecuación 2.25}$$

- Balance de materiales totales en el filtro rotatorio al vacío:

$$JF1 + TI = T + JF2 \quad \text{Ecuación 2.26}$$

$$JF2 = JF1 + TI - T$$

$$T = CA + I + TI \quad \text{Ecuación 2.27}$$

$$JF2 = JF1 + TI - (CA + I + TI)$$

$$JF2 = JF1 - CA - I \quad \text{Ecuación 2.28}$$

Donde:

I: Flujo de otras impurezas separadas ( $\frac{kg}{h}$ ).

El porcentaje de impurezas separadas en el filtro representa un 0,25% del flujo de glucosa a tratar antes de añadir el carbón activado (Moya, 2012).

Para el caso del proceso en estudio se asumirá este mismo porcentaje de impurezas separadas del jarabe de fructosa (JF) en el balance de materiales.

$$\% \text{ de Impurezas Separadas } (\%IS) = \frac{I}{JF} * 100 \quad \text{Ecuación 2.29}$$

$$I = \frac{\%IS * JF}{100}$$

$$\text{Índice de consumo de TI} = \frac{3,6\text{kg}}{t \text{ de maíz molido}}$$

$$TI = \frac{3,6\text{kg}}{t \text{ de maíz molido}} * \frac{50 t \text{ de maíz molido}}{\text{día}} * \frac{1\text{día}}{24\text{h}} \quad \text{Ecuación 2.30}$$

- Balance de materiales totales en el tanque de ajuste de pH:

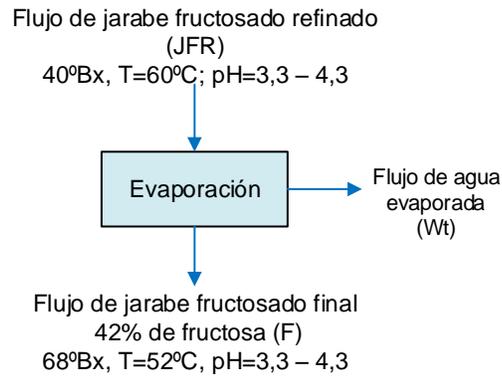
$$JF2 + F(HCl) = JFR \quad \text{Ecuación 2.31}$$

- Dosificación de ácido clorhídrico (HCl) para el ajuste de pH

$$\text{Flujo de sólidos solubles en la corriente } JF2: (JF2)_{SS} = JF2 * \text{°Brix}$$

$$F(HCl) = \frac{1,83\text{kg}}{t \text{ de } (JF2)_{SS}} * (JF2)_{SS} \text{ (LABIOFAM, 2015b)} \quad \text{Ecuación 2.32}$$

### 2.4.5 Etapa de evaporación.



**Figura 14:** Diagrama de bloques representativo de la etapa de evaporación.

**Fuente:** Elaboración propia.

Balance de materiales totales:

$$JFR = Wt + F \quad \text{Ecuación 2.33}$$

Balance de materiales parciales:

$$JFR * X_{JFR} = Wt * X_{Wt} + F * X_F \quad \text{Ecuación 2.34}$$

$$F = \frac{JFR * X_{JFR}}{X_F} \quad \text{Ecuación 2.35}$$

Balance de materiales por efecto:

➤ Primer efecto:

Total:

$$JFR = W + L_1 \quad \text{Ecuación 2.36}$$

$$L_1 = JFR - W$$

$$W = W_1 + P \quad \text{Ecuación 2.37}$$

Parcial:

$$JFR * X_{JFR} = W * X_W + L_1 * X_{L_1} \quad \text{Ecuación 2.38}$$

$$JFR * X_{JFR} = L_1 * X_{L_1} \quad \text{Ecuación 2.39}$$

➤ Segundo efecto:

Total:

$$L_1 = L_2 + W_2 \quad \text{Ecuación 2.40}$$

$$L_2 = L_1 - W_2$$

Parcial:

$$L_1 * X_{L_1} = L_2 * X_{L_2} + W_2 * X_{W_2} \quad \text{Ecuación 2.41}$$

$$L_1 * X_{L_1} = L_2 * X_{L_2} \quad \text{Ecuación 2.42}$$

➤ Tercer efecto:

Total:

$$L_2 = F + W_3 \quad \text{Ecuación 2.43}$$

$$W_3 = L_2 - F$$

Parcial:

$$L_2 * X_{L_2} = F * X_F + W_3 * X_{W_3} \quad \text{Ecuación 2.44}$$

$$L_2 * X_{L_2} = F * X_F \quad \text{Ecuación 2.45}$$

Balance de energía:

➤ Primer efecto:

$$W_S * \lambda_S = W * \lambda_1 - JFR * Cp_{JFR} * (T_{JFR} - T_{J1}) \quad \text{Ecuación 2.46}$$

$$W_S = \frac{W * \lambda_1 - JFR * Cp_{JFR} * (T_{JFR} - T_{J1})}{\lambda_S}$$

➤ Segundo efecto:

$$W_1 * \lambda_1 = W_2 * \lambda_2 - L_1 * Cp_{L1} * (T_{J1} - T_{J2}) \quad \text{Ecuación 2.47}$$

$$W_1 = \frac{W_2 * \lambda_2 - L_1 * Cp_{L1} * (T_{J1} - T_{J2})}{\lambda_1}$$

➤ Tercer efecto:

$$W_2 * \lambda_2 = W_3 * \lambda_3 - L_2 * Cp_{L2} * (T_{J2} - T_F) \quad \text{Ecuación 2.48}$$

$$W_2 = \frac{W_3 * \lambda_3 - L_2 * Cp_{L2} * (T_{J2} - T_F)}{\lambda_2}$$

$$Q_3 = W_S * \lambda_S \quad \text{Ecuación 2.49}$$

Donde:

$Q_3$ : Flujo de calor ( $\frac{kJ}{h}$ ).

$W_t$ : Flujo de vapor total producido ( $\frac{kg}{h}$ ).

$W$ : Flujo de vapor producido en el primer vaso ( $\frac{kg}{h}$ ).

$W_2$ : Flujo de vapor producido en el segundo vaso ( $\frac{kg}{h}$ ).

$W_3$ : Flujo de vapor producido en el tercer vaso ( $\frac{kg}{h}$ ).

$W_S$ : Flujo de vapor vivo utilizado ( $\frac{kg}{h}$ ).

$W_1$ : Flujo de vapor consumido en el segundo vaso ( $\frac{kg}{h}$ ).

$P$ : Parte del flujo de vapor producido en el primer vaso que es aspirado por el termocompresor ( $\frac{kg}{h}$ ).

$JFR$ : Flujo de jarabe fructosado alimentado al primer efecto del evaporador ( $\frac{kg}{h}$ ).

$L_1$ : Flujo de jarabe que se obtiene en el primer vaso y que es alimentado al segundo ( $\frac{kg}{h}$ ).

$L_2$ : Flujo de jarabe que se obtiene en el segundo vaso y que es alimentado al tercero ( $\frac{kg}{h}$ ).

$F$ : Flujo de jarabe fructosado final que se obtiene en el tercer efecto ( $\frac{kg}{h}$ ).

$X_{Wt}$ : Fracción de sólidos presentes en los vahos totales producidos.  $X_{Wt} = 0$

$X_W$ : Fracción de sólidos presentes en los vahos producidos en el primer vaso.  $X_W = 0$

$X_{W_2}$ : Fracción de sólidos presentes en los vahos producidos en el segundo vaso.  $X_{W_2} = 0$

$X_{W_3}$ : Fracción de sólidos presentes en los vahos producidos en el tercer vaso.  $X_{W_3} = 0$

$X_{JFR}$ : Fracción de sólidos presentes en el jarabe fructosado refinado.

$X_F$ : Fracción de sólidos presentes en el jarabe fructosado final que se obtiene en el tercer efecto.

$X_{L_1}$ : Fracción de sólidos presentes en el jugo que sale del primer vaso.

$X_{L_2}$ : Fracción de sólidos presentes en el jugo que sale del segundo vaso.

$\lambda_S$ : Calor latente del vapor vivo utilizado ( $\frac{kJ}{kg}$ ).

$\lambda_1$ : Calor latente del vapor producido en el primer vaso ( $\frac{kJ}{kg}$ ).

$\lambda_2$ : Calor latente del vapor producido en el segundo vaso ( $\frac{kJ}{kg}$ ).

$\lambda_3$ : Calor latente del vapor producido en el tercer vaso ( $\frac{kJ}{kg}$ ).

$T_{JFR}$ : Temperatura del jarabe fructosado refinado alimentado al primer vaso ( $^{\circ}C$ ).

$T_{J_1}$ : Temperatura del jugo que se obtiene en el primer vaso ( $^{\circ}C$ ).

$T_{J2}$ : Temperatura de jugo que se obtiene en el segundo vaso ( $^{\circ}C$ ).

$T_F$ : Temperatura del jarabe fructosado final que se obtiene en el tercer vaso ( $^{\circ}C$ ).

$Cp_{JFR}$ : Capacidad calorífica del jarabe fructosado refinado alimentado al primer vaso ( $\frac{kJ}{kg \cdot ^{\circ}C}$ ).

$Cp_{L1}$ : Capacidad calorífica del jugo que se obtiene en el primer vaso ( $\frac{kJ}{kg \cdot ^{\circ}C}$ ).

$Cp_{L2}$ : Capacidad calorífica del jugo que se obtiene en el segundo vaso ( $\frac{kJ}{kg \cdot ^{\circ}C}$ ).

## 2.5 Metodología de diseño de intercambiadores de calor de placas.

Generalmente las metodologías para el diseño de intercambiadores de calor de placas es patrimonio de sus fabricantes, no obstante, existen procedimientos planteados por algunos autores, que permiten el diseño de estos equipos para disímiles procesos. En la investigación se aplica una combinación de la metodología propuesta por (Moncada, 2002), con aspectos de diseño planteados por (Kern, 1999).

Se plantea el procedimiento de diseño del intercambiador de placas tomando como premisa que un fluido frío (jarabe de fructosa) debe calentarse desde una temperatura  $t_1$ , hasta una temperatura  $t_2$ ; para lo cual se dispone de un fluido caliente (vapor de agua saturado) a  $T_1$ .

Pasos a seguir (Moncada, 2002), (Kern, 1999):

1. Se calcula la carga de calor:  $Q'$ , de acuerdo con la siguiente ecuación:

$$Q' = JF * Cp_{JF} * (t_2 - t_1) \quad \text{Ecuación 2.50}$$

Donde:

$JF$ : Flujo másico del fluido frío (jarabe fructosado) ( $\frac{kg}{h}$ ).

$Cp_{JF}$ : Calor específico del fluido frío (jarabe fructosado) ( $\frac{kJ}{kg \cdot ^{\circ}C}$ ).

2. Se calcula el flujo másico del fluido caliente (vapor saturado):  $W_h$

$$Q' = W_h * \lambda_v \quad \text{Ecuación 2.51}$$

$$W_h = \frac{Q'}{\lambda_v}$$

$\lambda_v$ : Calor latente cedido por el vapor

3. Posteriormente se determinan las propiedades físicas de los fluidos a su respectiva temperatura media ( $\overline{T_m}$  y  $\overline{t_m}$ ); si los rangos de temperatura entre entrada y salida son menores de 30°C:
  - Calor específico ( $C_p$ ) ( $\frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C}$ ).
  - Densidad ( $\rho$ ) ( $\frac{kg}{m^3}$ )
  - Viscosidad dinámica ( $\mu$ ) ( $\frac{kg}{m \cdot h}$ ).
  - Conductividad térmica ( $k$ ) ( $\frac{kJ}{h \cdot m \cdot ^\circ C}$ ).
4. Se determina el tipo de arreglo en el intercambiador.
5. Se fijan las resistencias a la incrustación:  $R_d$  ( $\frac{m^2 \cdot ^\circ C}{W}$ ) (Tabla 4.1 página 25, (Moncada, 2002)).
6. Se calcula la diferencia de temperatura media logarítmica:  $\Delta T_{MLDT}$ , en dependencia del tipo de arreglo seleccionado anteriormente:

$$\Delta T_{MLDT} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}} \quad \text{Ecuación 2.52}$$

Para flujo a contracorriente:

$$\Delta T_1 = T_1 - t_2 \quad \text{Ecuación 2.53}$$

$$\Delta T_2 = T_2 - t_1 \quad \text{Ecuación 2.54}$$

Para flujo paralelo:

$$\Delta T_1 = T_1 - t_1 \quad \text{Ecuación 2.55}$$

$$\Delta T_2 = T_2 - t_2 \quad \text{Ecuación 2.56}$$

7. Se calcula el número de unidades de transferencia para cada fluido:  $HTU$ 
  - Fluido caliente:  $HTU_h$

$$HTU_h = \frac{T_1 - T_2}{\Delta T_{MLDT}} \quad \text{Ecuación 2.57}$$

- Fluido frío:  $HTU_c$

$$HTU_c = \frac{t_2 - t_1}{\Delta T_{MLDT}} \quad \text{Ecuación 2.58}$$

$$HTU_{TOTAL} = HTU_h + HTU_c \quad \text{Ecuación 2.59}$$

Si  $HTU_{TOTAL} < 1$ : Placas suaves

Si  $HTU_{TOTAL} \geq 1$ : Placas duras y corrugadas

8. Se supone un valor de coeficiente global de transferencia de calor:  $U_D$ , el cual se busca en la Tabla 8 del Apéndice, (Kern, 1999); para calentadores.
9. Se calcula el área provisional requerida de transferencia de calor:  $A_0$

$$Q' = U_D * A_0 * \Delta T_{MLDT} \quad \text{Ecuación 2.60}$$

$$A_0 = \frac{Q'}{U_D * \Delta T_{MLDT}}$$

10. Se fija el tipo y características de las placas que aparecen en la Tabla 4.3 del Apéndice, (Moncada Albitres, 2002).
11. Se determina el número de placas térmicas:  $N_p$  y número total de canales:  $N_c$

$$N_p = \frac{A_0}{2 * A_p} \quad \text{Ecuación 2.61}$$

$$N_c = N_p + 1 \quad \text{Ecuación 2.62}$$

12. Se determina el número de canales paralelos por paso:  $n_p$

$$n_p = \frac{\dot{V}}{v} \quad \text{Ecuación 2.63}$$

$\dot{V}$ : Flujo volumétrico del fluido con mayor caudal ( $\frac{m^3}{h}$ ).

$v$ : Flujo volumétrico que se admite por canal ( $\frac{m^3}{h}$ ); (Tabla 4.3, Apéndice, (Moncada, 2002)).

13. Se determina el arreglo del intercambiador ó número de pasos:  $n$ ; número de canales totales:  $N_c$  y número de placas térmicas:  $N_p$

$$n = \frac{N_C}{n_p} \quad \text{Ecuación 2.64}$$

$$N_C = (n * n_p) + (n * n_p) \quad \text{Ecuación 2.65}$$

$$N_P = N_C - 1$$

14. Se determina el factor térmico:  $Ft$ , de acuerdo con la Figura 4.8 (Moncada, 2002).

15. Se calculan los coeficientes de película para cada fluido como función del número de Reynolds ( $Re$ ):  $h_h$  y  $h_c$  ( $\frac{W}{m^2 * ^\circ C}$ ).

- Para flujo en serie (cada fluido pasa como una simple corriente a través de los canales):

$$Re = \frac{De * G}{\mu} \quad \text{Ecuación 2.66}$$

- Para flujo en paralelo (flujo dividido en varias subcorrientes):

$$Re = \frac{De * \frac{G}{n_p}}{\mu} \quad \text{Ecuación 2.67}$$

- Para flujo laminar:

$$h = 0,742 * Cp * G * Re^{-0,62} * Pr^{-0,667} * \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} \quad \text{Ecuación 2.68}$$

- Para flujo turbulento:

$$h = 0,2536 * \left(\frac{k}{De}\right) * Re^{0,65} * Pr^{0,4} \quad \text{Ecuación 2.69}$$

$$De = \frac{4 * w * b}{(2 * w) + (2 * b)}; \quad \text{Ecuación 2.70}$$

$$\text{cuando } b \ll w: De = 2 * b \quad \text{Ecuación 2.71}$$

$$G = \frac{m}{a} \quad \text{Ecuación 2.72}$$

$$a = \dot{a} * n_p \quad \text{Ecuación 2.73}$$

$$\dot{a} = b * w \quad \text{Ecuación 2.74}$$

$$Pr = \frac{Cp * \mu}{k} \quad \text{Ecuación 2.75}$$

$De$ : Diámetro equivalente ( $m$ ).

$G$ : Velocidad másica ( $\frac{kg}{h \cdot m^2}$ ).

$Pr$ : Número de Prandtl

$\mu_w$ : Viscosidad del fluido a la temperatura de la pared de la placa ( $\frac{kg}{m \cdot h}$ ).

$w$ : Ancho de las placas ( $m$ ).

$b$ : Distancia entre placas ( $m$ ).

$m$ : Flujo másico circulante ( $\frac{kg}{h}$ ).

$a$ : Área total de todos los canales ( $m^2$ ).

$\hat{a}$ : Área de cada canal por donde pasa el fluido ( $m^2$ ).

16. Se calcula el coeficiente total de transferencia de calor:  $U_D$  ( $\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$ ).

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{h_h} + R d_h + \frac{1}{h_c} + R d_c + \frac{x}{K} \quad \text{Ecuación 2.76}$$

$x$ : Espesor de las placas ( $m$ ).

$K$ : Conductividad térmica de la placa ( $\frac{W}{m \cdot ^\circ C}$ )

17. Se calcula el área total necesaria para la transferencia de calor:  $A_0$  y se compara con el área disponible o de diseño:  $A_d$ ; para lo cual se debe cumplir que:  $A_d > A_0$  (siempre que el exceso de área no sea mayor del 15%).

$$A_0 = \frac{Q'}{U_D \cdot \Delta T_{MLDT} \cdot Ft} \quad \text{Ecuación 2.77}$$

$$A_d = 2 * A_p * N_p \quad \text{Ecuación 2.78}$$

18. Se verifican las caídas de presión  $\Delta P$  para cada fluido.

## **CONCLUSIONES PARCIALES**

1. El planteamiento de los balances de materiales y energía permite determinar los flujos de las corrientes de proceso y los consumos de materias primas, así como el diseño y evaluación del equipamiento.
2. Si bien, se plantea que el diseño de los intercambiadores de placas es patrimonio único de sus fabricantes, existen metodologías propuestas por otros autores aplicables a las condiciones del proceso en estudio.
3. La etapa de isomerización podrá implementarse bajo las condiciones presentes en los recipientes de sacarificación del proceso actual.

## *CAPÍTULO 3*

## **CAPÍTULO 3. ANÁLISIS DEL CASO DE ESTUDIO**

### **3.1 Caracterización de la UEB Glucosa Cienfuegos.**

La UEB Glucosa Cienfuegos perteneciente a la Empresa LABIOFAM, es única de su tipo en el país y se encuentra localizada en la Zona Industrial #2 del Reparto Pueblo Griffó, en la provincia de Cienfuegos, exactamente en la periferia noreste de la ciudad cabecera. Limita al norte con la Empresa DIVEP, al este con la Fábrica de hielo, Almacenes de Productos Frescos y con la Línea de Ron HRL, por el oeste con la Carpintería en Blanco y el Taller de Ómnibus Escolares y al sur con el asentamiento poblacional de Pueblo Griffó.

Esta empresa se puso en marcha en 1981, luego de un período inversionista que duró 6 años, con equipamiento proveniente de las firmas Alfa Laval de procedencia sueca y la DDS Kroyer de Dinamarca.

La misma se construyó con el objetivo de producir diariamente 90 toneladas de sirope de glucosa, 9 toneladas de gluten, 7 toneladas de germen, 19 toneladas de licor de remojo y 21,5 toneladas de forraje, cifras que nunca se han podido alcanzar debido a la falta de un suministro estable del maíz que es su materia prima fundamental, a la falta de piezas de repuestos y de un mantenimiento adecuado por lo que actualmente después de más de 30 años de explotación cuenta con una capacidad instalada de un 50 % con respecto a la de diseño.

El proceso tecnológico de la UEB Glucosa Cienfuegos está compuesto por varias plantas: la Planta de producción de almidón, la Planta de producción de sirope de glucosa y la Planta de mezclas secas. Además de contar con un sistema de facilidades auxiliares comunes a todas las plantas como son: el sistema de generación de vapor, que dispone de dos calderas (por diseño, pero en la actualidad se encuentra una sola caldera en funcionamiento) de tubos de fuego con una capacidad de 8 y 12 toneladas de vapor por hora respectivamente. El abasto de agua potable se realiza mediante un complejo de cisternas con una capacidad de almacenamiento de 4 500 m<sup>3</sup> y un tanque elevado desde el cual por gravedad se abastece la industria. Así como una planta de tratamiento de residuales, donde se procesan los residuales líquidos generados tanto en el proceso industrial como los sanitarios y albañales.

### 3.2 Resultados de los balances de materiales y energía.

#### 3.2.1 Resultados del balance de materiales.

En la Tabla 4 se muestran los resultados de los balances de materiales, de todas las etapas, desglosados por corrientes.

**Tabla 4:** Resultados del balance de materiales

Corriente de flujo	Valor	Unidad de medida
JGR	8 793,84	kg/h
GI	1,41	kg/h
F(Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> )	7,60	kg/h
F(MgCl <sub>2</sub> )	0,47	kg/h
F(H <sub>2</sub> O)	0,43	kg/h
F(s.s.MgCl <sub>2</sub> )	0,90	kg/h
JGI	8 803,75	kg/h
JF	8 803,75	kg/h
CA	17,61	kg/h
JF1	8 821,36	kg/h
TI	7,5	kg/h
T	47,19	kg/h
I	22,08	kg/h
JF2	8 781,67	kg/h
F(HCl)	6,43	kg/h
JFR	8 788,1	kg/h
L <sub>1</sub>	7 323,41	kg/h
L <sub>2</sub>	6 509,69	kg/h
F	5 169,47	kg/h

**Fuente:** Elaboración propia.

### 3.2.2 Resultados del balance de energía.

La Tabla 5 muestra los resultados de los balances de energía de cada equipo en las diferentes etapas del proceso.

**Tabla 5:** Resultados del balance de energía.

Corriente de flujo	Valor	Unidad de medida
<b>1. Serpentín del reactor</b>		
Q	1 060 526,25	kJ
A	9 372,39	kg/h
<b>2. Calentador del agua que fluye por el serpentín del reactor</b>		
Q <sub>1</sub>	1 646 440,25	kJ/h
FVap	722,12	kg/h
<b>3. Intercambiador de calor</b>		
Q <sub>2</sub>	700 331,26	kJ/h
Wh	347,30	kg/h
<b>4. Evaporador de triple efecto</b>		
Q <sub>3</sub>	3 274 342,75	kJ/h
Ws	1 450,75	kg/h
W	1 464,68	kg/h
P	750,69	kg/h
W <sub>1</sub>	713,99	kg/h
W <sub>2</sub>	813,72	kg/h
W <sub>3</sub>	1340,23	kg/h
Wt	3 618,63	kg/h

**Fuente:** Elaboración propia.

### 3.3 Diseño y selección del equipamiento.

Luego de realizados los balances, se procede al diseño y selección del equipamiento necesario para el proceso de producción de jarabe de fructosa, siendo requeridos los siguientes equipos:

- Tanque para el almacenamiento de la enzima.
- Tanque para el almacenamiento de la solución de  $MgCl_2$ .
- Tanque y agitador para la homogenización en la etapa de preparación del jarabe glucosado.
- Intercambiador de calor para la etapa de inactivación.
- Tanque y agitador para el ajuste final de pH.

### 3.3.1 Agitadores.

Para el diseño de los agitadores se realiza una selección de los mismos, de acuerdo al uso que tendrán, según las especificaciones técnicas de los distintos tipos de agitadores (Ver Anexo D).

Los seleccionados son del tipo propela marina (hélice), por trabajar estos a altas velocidades de rotación, lo cual es necesario para el proceso, pues se requiere alcanzar un alto grado de homogeneización en un breve período de tiempo. Además, estos son relativamente baratos, y dan buen resultado cuando se agitan líquidos poco viscosos, como es este caso. Otra ventaja significativa que se tuvo en cuenta es que consumen relativamente poca energía. En la Tabla 6 se muestran los resultados del diseño de los agitadores.

**Tabla 6:** Resultados del diseño de los agitadores

Equipo	Parámetros de diseño	Material de construcción	Referencias bibliográficas
Agitador del tanque de mezcla	Tipo: propela marina (hélice). Agitador No 7 (de hélice con tabiques verticales) (Tabla 21 Apéndice, (Rosabal, 2010)) Diámetro del agitador o impelente (d) = 0,24 m Altura del agitador desde el fondo del tanque (A) = d = 0,24 m Número de paletas (Z) = 3 Ángulo de inclinación del plano de las paletas respecto a la horizontal ( $\alpha$ ) = 40° Velocidad circunferencial del borde externo del rotor (u) = 13,17 m/s Velocidad de rotación del rodete (n) = 17,42 rev/s = 1 046 rev/min	Acero inoxidable AISI 304	(Rosabal, 2010) (SIEMENS, 2005)

	<p>Selección del motor: Del Catálogo General SD03 2005, Motores Siemens se seleccionó un motor trifásico jaula de ardilla, alta eficiencia, totalmente cerrado, de potencia nominal 5 HP (3,68kW), velocidad de 1 200 rev/min, 220/440 V, 60 Hz.</p>		
<p>Agitador del tanque de ajuste de pH.</p>	<p>Tipo: propela marina (hélice). Agitador No 7 (de hélice con tabiques verticales) (Tabla 21 Apéndice, (Rosabal, 2010)) Diámetro del agitador o impelente (d) = 0,24m Altura del agitador desde el fondo del tanque (A) = d = 0,24 m Número de paletas (Z) = 3 Ángulo de inclinación del plano de las paletas respecto a la horizontal (<math>\alpha</math>) = 40° Velocidad circunferencial del borde externo del rotor (u) = 14,42 m/s Velocidad de rotación del rodete (n) = 19,08 rev/s = 1 145 rev/min Selección del motor: Del Catálogo General SD03 2005, Motores Siemens se seleccionó un motor trifásico jaula de ardilla, alta eficiencia, totalmente cerrado, de potencia nominal 7,5 HP (5,52 kW), velocidad de 1 200 rev/min, 220/440 V, 60 Hz.</p>	<p>Acero inoxidable AISI 304</p>	<p>(Rosabal, 2010) (SIEMENS, 2005)</p>

**Fuente:** Elaboración propia.

### 3.3.2 Intercambiador de calor.

Para el diseño del intercambiador de calor se efectúa una selección del mismo, de acuerdo a su función en el proceso (Ver Anexo E).

El intercambiador seleccionado es compacto de placas, motivado porque estos son los más factibles a usar en la industria alimenticia, debido a su alta flexibilidad en la elección del área de transferencia de calor, así como sus facilidades de limpieza y mantenimiento. Otro factor de peso en su selección lo constituye el espacio para su instalación disponible en la planta, puesto que estos requieren pequeñas áreas para ser instalados. En la Tabla 7 se muestran los resultados del diseño del intercambiador de calor de placas.

**Tabla 7:** Resultados del diseño del intercambiador de calor de placas

Equipo	Parámetros de diseño	Material de construcción	Referencias bibliográficas
Intercambiador de calor de placas	<p>Tipo: Placas Standard “Alfa Laval”, tipo P5 con 2 pasos para cada fluido y 12 canales paralelos por paso. Arreglo en Z. Placas normales.</p> <p>Área de la placa (<math>A_p</math>) = 0,14 m<sup>2</sup>/placa</p> <p>Distancia entre placas (<math>b</math>) = 2,8-3 mm</p> <p>Espesor de la placa = 0,8 mm</p> <p>Ancho de las placas (<math>w</math>) = 350 mm</p> <p><math>\Delta T_{MLDT}</math> = 106°C</p> <p>Número de placas térmicas (<math>N_p</math>) = 47.</p> <p>Coefficiente de película para jarabe fructosado:</p> $(h_c) = 9\,237,03 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$ <p>Coefficiente de película para vapor de agua saturado: (<math>h_h</math>) = 431,81 <math>\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}</math></p> <p>Coefficiente total de transferencia de calor (Moya Monteagudo) = 292 <math>\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}</math></p> <p>Área requerida de transferencia de calor (<math>A_0</math>) = 6,35 m<sup>2</sup></p> <p>Área disponible de transferencia de calor (Moncada Albitres) = 6,58 m<sup>2</sup></p> <p><math>A_D &gt; A_0</math></p> <p>Exceso de área = 3,6%</p> <p>Caída de presión para el jarabe fructosado:</p> $(\Delta P_h) = 782,55 \frac{kgf}{m^2}$ <p>Caída de presión para el vapor de agua saturado:</p> $(\Delta P_c) = 0,85 \frac{kgf}{m^2}$	Acero inoxidable AISI 316	(Moncada, 2002) (Kern, 1999)

**Fuente:** Elaboración propia.

### 3.3.3 Tanques de almacenamiento, mezcla y ajuste de pH.

Los tanques de mezcla y ajuste de pH se diseñan con tabiques verticales en las paredes de los mismos, los cuales cambian el modelo de flujo del líquido y suprimen los vórtices centrales. En la Tabla 8 se muestran los resultados del diseño de los tanques.

**Tabla 8:** Resultados del diseño de los tanques

Equipo	Parámetros de diseño	Material de construcción	Referencias bibliográficas
Tanque de almacenamiento de enzima.	Volumen del tanque (V) = 30 L = 0,03 m <sup>3</sup> Diámetro del tanque (D) = 0,25 m Altura del tanque (h) = 0,61 m. (La cantidad de enzima almacenada en este tanque bastará para un día de operación, lo cual es necesario para mantener un buen control sobre la misma).	Acero inoxidable AISI 304	(Rosabal, 2010)
Tanque de almacenamiento de MgCl <sub>2</sub> .	Volumen del tanque (V) = 30 L = 0,03 m <sup>3</sup> , Diámetro del tanque (D) = 0,25 m Altura del tanque (h) = 0,61 m. (Se almacenará en este tanque la solución suficiente para un día de operación).	Acero inoxidable AISI 304	(Rosabal, 2010)
Tanque de mezcla.	Tanque cilíndrico con 2 tabiques verticales Tiempo de residencia promedio de la solución en el tanque (Moncada Albitres) = 5,5 min (de acuerdo a los requerimientos de homogenización de la enzima) Volumen del tanque (V) = 0,7 m <sup>3</sup> Diámetro del tanque (D) = Altura del líquido en el tanque (H) = 0,96 m. Espesor de los tabiques (B) = 0,02 m	Acero inoxidable AISI 304	(Rosabal, 2010)
Tanque de ajuste final de pH.	Tanque cilíndrico con 2 tabiques verticales Tiempo de residencia promedio de la solución en el tanque (Moncada Albitres) = 5,5 min (de acuerdo a los requerimientos de homogenización de la solución) Volumen del tanque (V) = 0,7 m <sup>3</sup> Diámetro del tanque (D) = Altura del líquido en el tanque (H) = 0,96 m. Espesor de los tabiques (B) = 0,02 m	Acero inoxidable AISI 304	(Rosabal, 2010)

**Fuente:** Elaboración propia.

### 3.4 Evaluación del evaporador de película descendente de triple efecto.

El proceso actual posee un evaporador de película descendente, con 3 efectos y parámetros de diseño que debajo se describen, al cual se le realiza una evaluación, para su utilización en la etapa final del procesamiento del jarabe de fructosa. En la Tabla 9 se muestran los datos para la realización de la evaluación del evaporador.

**Tabla 9:** Datos necesarios para la realización de la evaluación

Variable	Valor	Unidad de medida
Flujo de calor ( $Q_{31}$ )	2 551 628,78	kJ/h
Flujo de vapor vivo utilizado ( $W_{S1}$ )	1 130,54	kg/h
Flujo de vapor producido en el primer vaso ( $W'$ )	1 268,51	kg/h
Flujo de vapor producido en el segundo vaso ( $W_{21}$ )	931,66	kg/h
Flujo de vapor producido en el tercer vaso ( $W_{31}$ )	954,15	kg/h
Área de transferencia de calor del primer vaso ( $A_1$ )	141	m <sup>2</sup>
Área de transferencia de calor del segundo vaso ( $A_2$ )	54	m <sup>2</sup>
Área de transferencia de calor del tercer vaso ( $A_3$ )	35	m <sup>2</sup>
Área total de transferencia de calor ( $A_T$ )	208	m <sup>2</sup>
(Diferencia de temperatura en el primer vaso) $\Delta T_1$	3	°C
(Diferencia de temperatura en el segundo vaso) $\Delta T_2$	12	°C
(Diferencia de temperatura en el tercer vaso) $\Delta T_3$	25	°C

**Fuente:** Elaboración propia.

### 3.4.1 Determinación de los indicadores de evaluación.

Los indicadores fundamentales para la evaluación son los siguientes:

- **Productividad o evaporación total ( $W_{T1}$ ).**
- **Coefficiente de evaporación (Coe).**

Representa la relación entre la evaporación total ( $W_{T1}$ ) y el área total de transferencia de calor:

$$Coe = \frac{W_{T1}}{A_T} \quad \text{Ecuación 3.1}$$

- **Economía de evaporación (e).**

Es la relación entre la evaporación total del equipo ( $W_{T1}$ ) y su consumo de vapor de calentamiento ( $W_{S1}$ ):

$$e = \frac{W_{T1}}{W_S} \quad \text{Ecuación 3.2}$$

- **Eficiencia del área de evaporación (Ef).**

Expresa la relación entre la cantidad de vapor al condensador ( $W_{31}$ ) y la evaporación total del equipo ( $W_T$ ):

$$Ef = \left(1 - \frac{W_{31}}{W_{T1}}\right) * 100\% \quad \text{Ecuación 3.3}$$

- **Coefficiente total de transferencia de calor por vaso ( $U_{D1}$ ,  $U_{D2}$ ,  $U_{D3}$ ).**

$$U_D = \frac{Q_{31}}{A * \Delta T} \quad \text{Ecuación 3.4}$$

Donde:

$Q_{31}$ : Flujo de calor ( $\frac{kJ}{h}$ ).

A: Área de transferencia de calor de cada vaso ( $m^2$ ).

$\Delta T$ : Diferencia de temperatura en cada efecto ( $^{\circ}C$ ).

En la Tabla 10 se muestran los resultados de la evaluación del evaporador.

**Tabla 10:** Resultados de la evaluación del evaporador.

Variable	Valor	Unidad de medida	Parámetro de diseño	Unidad de medida
$W_{T1}$	3 154,32	kg/h	-	-
Coe	13,71	$\frac{kg}{h * m^2}$	20 (Empresa Glucosa Cienfuegos, 1981)	$\frac{kg}{h * m^2}$
e	2,79	-	3	-
Ef	69,75	%	>85%	-
$U_{D1}$	1670	$\frac{W}{m^2 * ^\circ C}$	(1 400-1800) (Díaz, 2013); (ALFA-LAVAL, 2015)	$\frac{W}{m^2 * ^\circ C}$
$U_{D2}$	1 101	$\frac{W}{m^2 * ^\circ C}$	(1 000-1 400) (Díaz, 2013); (ALFA-LAVAL, 2015)	$\frac{W}{m^2 * ^\circ C}$
$U_{D3}$	802	$\frac{W}{m^2 * ^\circ C}$	(700-1 000) (Díaz, 2013); (ALFA-LAVAL, 2015)	$\frac{W}{m^2 * ^\circ C}$

**Fuente:** Elaboración propia.

Como se observa en la Tabla 10, los valores de los coeficientes globales de transferencia de calor para los tres efectos se encuentran en los rangos permisibles reportados por la bibliografía, lo cual, unido a los resultados favorables de los demás indicadores mostrados, permite arribar a la conclusión de que el evaporador de película descendente de triple efecto se encuentra en condiciones técnica y operacionalmente aceptables para efectuar el proceso de evaporación del jarabe de fructosa.

### 3.5 Evaluación económica.

Para la evaluación económica de la propuesta tecnológica fue implementado el Software Microsoft Excel, el cual sigue la metodología de evaluación económica del (Peters, 1991).

### 3.5.1 Cálculo del costo del equipamiento.

La estimación del costo del equipamiento necesario se realizó según (Peters, 1991), excepto el costo del intercambiador de placas que fue tomado de (Hansson, 2017); se tuvieron en cuenta los índices de costo para calcular el costo actualizado de cada equipo para el año 2016.

- Índice de costo para el año 1990 = 356 (Peters, 1991).
- Índice de costo para el año 2016 = 556,8 (Jenkins, 2017).

En la Tabla 11 se muestran los resultados obtenidos en este caso:

**Tabla 11:** Costo de inversión del equipamiento (USD).

Nombre del equipo	# de equipos	Costo unitario (USD)	Referencia	Costo actualizado (USD)	Costo total (USD)
Tanque de mezclado y agitador.	1	6 500,00	(Peters, 1991).	10 166,29	10 166,29
Tanque de almacenamiento de enzima.	1	43,00	(Peters, 1991).	67,25	67,25
Tanque de almacenamiento de la solución de MgCl <sub>2</sub> .	1	43,00	(Peters, 1991).	67,25	67,25
Intercambiador de calor de placas.	1	26 368,43	(Hansson, 2017).	26 368,43	26 368,43
Tanque de ajuste final de pH y agitador.	1	6 500,00	(Peters, 1991).	10 166,29	10 166,29
<b>Costo total de inversión del equipamiento</b>					<b>46 835,52</b>

**Fuente:** Elaboración propia.

### 3.5.2 Estimación del Capital Total Invertido (CTI).

El capital total invertido fue estimado según la Tabla 17: Factores de proporción para la estimación de elementos basado en la entrega-costo de equipamiento, del (Peters, 1991), tomando las fracciones sugeridas por el mismo para plantas procesadoras de fluidos. A continuación, se muestran los resultados de los costos directos e indirectos, así como el capital de inversión fija, el capital de trabajo y el total de inversión de capital:

**Tabla 12:** Estimación de los costos directos (CD), (USD).

Aspectos a considerar	Fracción del CIE	Costos directos (USD)
Entrega	0,10	4 683,55
Costo de adquisición del equipamiento (CAE)	-	51 519,07
Instalación de equipos comprados	0,47	24 213,96
Instrumentación y controles	0,36	18 546,87
Tuberías	0,68	35 032,97
Sistemas eléctricos	0,11	5 667,10
Edificios	0,18	9 273,43
Mejoras en el patio	0,10	5 151,91
Instalaciones de servicio	0,70	36 063,35
<b>Costos directos totales (CD)</b>	<b>2,60</b>	<b>185 468,67</b>

**Fuente:** Elaboración propia.

**Tabla 13:** Estimación de los costos indirectos, (USD).

Aspectos a considerar	Fracción del CIE	Costos indirectos (USD)
Ingeniería y supervisión	0,33	17 001,29
Gastos de construcción	0,41	21 122,82
Gastos legales	0,04	2 060,76

Honorario del contratista	0,22	11 334,20
Contingencia	0,44	22 668,39
<b>Costos indirectos totales</b>	<b>1,44</b>	<b>74 187,47</b>

**Fuente:** Elaboración propia.

**Tabla 14:** Determinación del Capital Total Invertido (CTI), (USD).

<b>Capital de Inversión Fija (CIF)</b>	<b>Ecuación</b>	<b>Monto (USD)</b>
	CD + CI	<b>259 656,13</b>
<b>Capital de Trabajo (CT)</b>	<b>Fracción del CAE</b>	<b>Monto (USD)</b>
	0,89	<b>45 851,98</b>
<b>Capital Total Invertido (CTI)</b>	<b>Ecuación</b>	<b>Monto (USD)</b>
	CIF + CT	<b>305 508,11</b>

**Fuente:** Elaboración propia.

### 3.5.3 Determinación del Costo Total de Producción (CTP).

Para estimar el costo total de producción se utilizaron los factores de proporción y ecuaciones correspondientes de la Tabla 27: Estimación del costo total de productos (mostrando componentes individuales); (Peters, 1991).

**Tabla 15:** Costo anual de la materia prima (USD).

<b>Nombre de la materia prima</b>	<b>Precio (\$/t)</b>	<b>Referencia</b>	<b>Cantidad anual (t/año)</b>	<b>Costo anual de las materias primas (\$/año)</b>
Jarabe glucosado	815,00	(LABIOFAM, 2015a).	527,63	430 018,45
Enzima glucosa isomerasa	16 390,00	("Oferta de enzima glucosa isomerasa ", 2017)	0,08	1 383,64
Carbonato de sodio	1 670,00	(LABIOFAM, 2015a).	0,46	761,52
Ácido clorhídrico	292,00	(LABIOFAM, 2015a).	0,63	183,96
Cloruro de	1 081	(LABIOFAM, 2015a).	0,03	30,27

magnesio				
<b>Costo total anual de las materias primas (\$/año)</b>				<b>432 377,84</b>

**Fuente:** Elaboración propia.

**Tabla 16:** Ingreso anual por venta del producto final.

<b>Nombre del producto final</b>	<b>Precio (\$/t)</b>	<b>Referencia</b>	<b>Cantidad anual (t/año)</b>	<b>Ingreso anual de los productos (\$/año)</b>
Jarabe de fructosa	3 500,00	(LABIOFAM, 2015a).	200,00	700 000,00
<b>Ingreso anual total por venta del producto (\$/año)</b>				<b>700 000,00</b>

**Fuente:** Elaboración propia.

**Tabla 17:** Costo anual de operación de la mano de obra.

<b>Número de operadores por turno</b>	<b>Turnos por día</b>	<b>\$/h</b>	<b>Costo de operación de la mano de obra (\$/año)</b>
4	2	4	<b>61 440,00</b>

**Fuente:** Elaboración propia.

**Tabla 18:** Costo de las utilidades.

<b>Utilidad</b>	<b>Costo unitario por defecto</b>	<b>Unidad de medida</b>	<b>Referencia</b>	<b>Utilidad anual requerida</b>	<b>Unidad de medida</b>	<b>Costo anual de la utilidad en (\$/año)</b>
Electricidad	0,240	\$/kWh	(LABIOFAM, 2015a).	148	kWh/año	35,57
Fuel oil	1,25	\$/galón	(LABIOFAM, 2015a).	18 066	galones/año	22 582,50
Agua general	1,55	\$/m <sup>3</sup>	(LABIOFAM, 2015a).	1 440	m <sup>3</sup> /año	2 232,00
<b>Costo total de las utilidades</b>						<b>24 850,07</b>

**Fuente:** Elaboración propia.

La depreciación anual se toma de forma lineal para un período de tiempo de 10 años, la cual da como resultado: 25 965,61 \$/año.

A continuación, se muestra una tabla que resume los cálculos del costo total de producción:

**Tabla 19:** Costo Total de Producción al 100% de capacidad, sin considerar la depreciación ( $C_0$ ).

Aspectos a considerar	Fracción según (Peters, 1991).	Costo \$/año
Materias primas		432 377,84
Mano de obra		61 440,00
Operación de supervisión	$0,1 \times \text{Mano de obra}$	6 144,00
Utilidades		24 850,07
Mantenimiento y reparación	$0,02 \times \text{CIF}$	5 193,12
Suministros operativos	$0,1 \times \text{Mantenimiento y reparación}$	519,31
<b>Costos variables</b>		<b>530 524,34</b>
Impuestos de propiedad	$0,01 \times \text{CIF}$	2 596,56
Financiamiento	$0 \times \text{CIF}$	0,00
Seguro	$0,004 \times \text{CIF}$	1 038,62
Alquiler	$0 \times \text{CIF}$	0,00
<b>Cargos fijos</b>		<b>3 635,19</b>
<b>Sobrecarga de la planta</b>	$0,25 \times (\text{Mano de obra} + \text{Supervisión} + \text{Mantenimiento y reparación})$	<b>18 194,28</b>
<b>Costos de fabricación = Costos variables+ Cargos fijos+ Sobrecarga de la planta</b>		<b>552 353,81</b>
Administración	$0,01 \times (\text{Mano de obra} + \text{Supervisión} + \text{Mantenimiento y reparación})$	727,77
Distribución y venta	$0,02 \times C_0$	11 522,53
Investigación y desarrollo	$0,02 \times C_0$	11 522,53

<b>Gastos generales</b>	<b>23 772,84</b>
<b>Costo Total de Producción sin depreciación = c<sub>o</sub></b>	<b>576 126,65</b>

**Fuente:** Elaboración propia.

### 3.5.4 Indicadores dinámicos de rentabilidad.

Para valorar la factibilidad de la inversión de la planta se determinan los indicadores dinámicos de rentabilidad: el VAN (Valor Actual Neto), TIR (Tasa Interna de Retorno) y PRD (Plazo de Recuperación al Descuento). El cálculo de los mismos se desarrolla con la ayuda del libro de Microsoft Excel y con las funciones financieras. Se toma una tasa de interés de un 12%. En el Anexo I se muestra una imagen de la hoja 'Evaluación' del libro de Excel, donde fueron realizados dichos cálculos.

El VAN mide el aporte económico de un proyecto a los inversionistas, es decir: es el excedente que le queda a los inversionistas después de haber recuperado la inversión y el costo de oportunidad de los recursos destinados.

$$VAN = -Inv + \sum FC(1 + i)^{-j} \quad \text{Ecuación 3.5}$$

Donde:

*Inv*: Inversión.

*FC*: Flujo de caja anual = Ingresos – Egresos.

*i*: tasa de descuento.

*j*: Horizonte de evaluación o período de vida útil del proyecto = 10 años

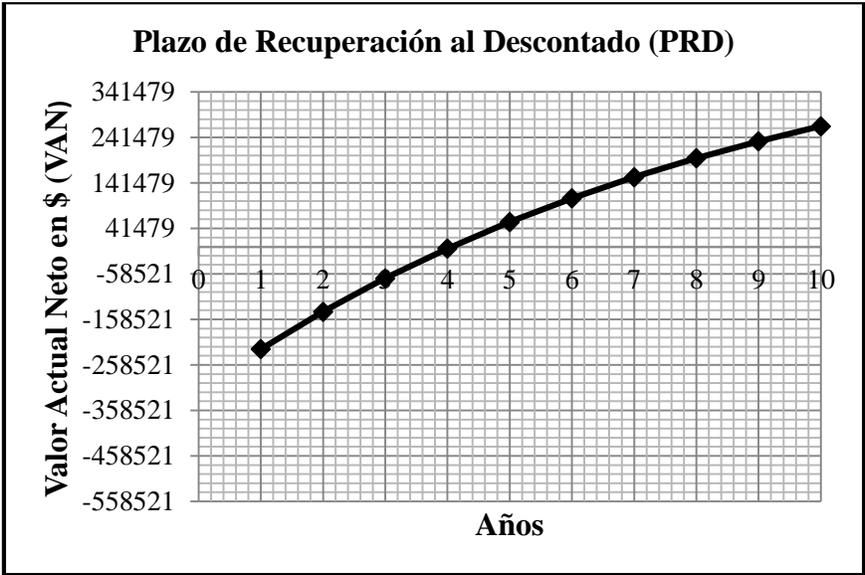
El VAN da como resultado \$ 266 137,70; lo cual es mayor que 0 y por ende el proyecto, con sus ingresos, cubre sus costos.

La TIR mide la rentabilidad de un proyecto o activo y se define como la tasa en el que el VAN sea igual a 0, o sea, representa el valor de la tasa de descuento para el proyecto que iguala los flujos de caja con la inversión.

$$Inv = \sum FC(1 + TIR)^{-j} \quad \text{Ecuación 3.6}$$

Según la evaluación realizada se arrojó TIR de 30,49%, la cual es mayor que la tasa de actualización mínima.

El período de recuperación al descontado es de 3,8 años (como se muestra en la Figura 15), lo cual complementado por los valores positivos del VAN y el valor de la TIR, hacen el proyecto económicamente factible.



**Figura 15:** Gráfico del plazo de recuperación al descontado. **Fuente:** Elaboración propia.

**3.6 Impacto técnico, económico, ambiental y social del proyecto propuesto.**

**Impacto técnico**

La flexibilidad del proceso de obtención de jarabe de glucosa permite, mediante la aplicación de pequeñas acciones y mejoras tecnológicas, la obtención de nuevos surtidos que tributan a la diversificación concéntrica de la UEB Glucosa Cienfuegos. Además, la propuesta contribuirá al mejoramiento de la capacidad instalada, así como al aumento de la productividad. Con la salida de este nuevo producto al mercado será posible la revitalización de industrias como Láctea y Confitera.

**Impacto económico**

Los resultados de los indicadores dinámicos de rentabilidad, aparejado al valor del período de recuperación de la inversión, permite definir esta propuesta como un proyecto

económicamente viable. La propuesta de mejora tecnológica ofrece la posibilidad de comenzar la producción en gran escala de jarabe de fructosa, que permitan satisfacer la demanda de varios clientes nacionales y las perspectivas como rubro exportable del país.

### **Impacto social**

En términos sociales, el jarabe de fructosa está reconocido como un edulcorante con ventajas relativas en su consumo, tanto por el discreto descenso de los niveles calóricos, como por su capacidad de ser absorbido por el metabolismo sin la demanda de insulina exigida por la glucosa. Para Cuba, la concreción de una propuesta como la que se presenta en el trabajo, representa la garantía de disponibilidad de una materia prima requerida para la industria confitera y todos los productos que demanden un edulcorante no cristalizable. Al nivel de la UEB Glucosa Cienfuegos, la propuesta significaría un incremento de la productividad del trabajo y un mayor aprovechamiento de los recursos humanos, con el correspondiente impacto social para una empresa que aspira al liderazgo en su tipo, en el país y en América Latina. Además, la implementación del proyecto permitirá ampliar la cartera de productos de la entidad, al incorporar el jarabe de fructosa como uno de sus producciones líderes, dada la importancia que varias empresas de la Zona Especial de Desarrollo Mariel le han conferido, corroborado por las demandas crecientes para los próximos 10 años. Otra ventaja significativa es el incremento de los volúmenes de jarabe de fructosa, lo cual incide directamente en el aumento de la cantidad de productos destinados al consumo de la población.

### **Impacto ambiental**

Desde el punto de vista ambiental se puede afirmar que el proyecto es no agresivo, pues el flujo tecnológico propuesto para el proceso de isomerización enzimática de la glucosa, demuestra que sus operaciones no implican un impacto negativo al entorno, ya que no se emiten gases de efecto de invernadero (el calentamiento exigido en las etapas elementales es relativamente suave), ni de otros gases que contaminen la atmósfera del ambiente industrial ni de sus alrededores. Además, no tiene una alta carga contaminante por generación de residuales líquidos. Los agentes químicos requeridos para garantizar la actividad enzimática y las propiedades finales del producto, no representan ni por las

cantidades empleadas ni por sus propiedades una carga contaminante que constituya un riesgo ambiental. El diseño y selección del equipamiento ha tomado en cuenta como un indicador esencial la tecnología que implique eficiencia energética de modo que el consumo de los portadores energéticos se minimiza por este concepto. Por otra parte, el proceso de obtención de jarabe de fructosa por isomerización es, desde el punto de vista ambiental, superior a los procesos clásicos de inversión de sacarosa, dada la reducción de índices de consumo en los parámetros fundamentales, con valores significativos en el agua y la corriente eléctrica.

## **CONCLUSIONES PARCIALES**

1. Se realizó el diseño del equipamiento necesario en el flujo tecnológico actual de la UEB Glucosa, teniendo como resultado una adecuación simple que facilita la operación con escasas acciones constructivas.
2. Los indicadores dinámicos de rentabilidad muestran que la implementación del proceso de obtención de fructosa a partir de jarabe de glucosa en la UEB es viable.
3. La propuesta de mejora tecnológica repercute positivamente en la sociedad y en la economía del país, con un impacto ambiental no agresivo.

*CONCLUSIONES*

## CONCLUSIONES

1. La fructosa se ha convertido en uno de los edulcorantes industriales más utilizados en la actualidad. Su elevado valor edulcorante y sus beneficios relativos para la salud la hacen preferente en la dieta alimenticia.
2. En el proceso de isomerización de glucosa se obtiene un jarabe con 52% glucosa, 42% fructosa y 6% de oligosacáridos, los cuales son valores adecuados para considerar viable tecnológicamente el proceso.
3. La flexibilidad del flujo tecnológico actual de la UEB permite su adaptación con las etapas de obtención de jarabe de fructosa que se presentan en la literatura.
4. La realización de balances de materiales y energía aporta criterios sólidos en el diseño y evaluación del equipamiento para la obtención de jarabe de fructosa.
5. La evaluación económica de la inversión muestra indicadores dinámicos de rentabilidad favorables: VAN = \$ 266 137,70; TIR = 30,49% y PRD = 3,8 años; lo cual hace factible la realización de la inversión en la UEB Glucosa.
6. La propuesta de mejora tecnológica repercute significativamente en la sociedad y en la economía del país, al representar una alternativa de diversificación, lo que permite satisfacer la demanda de la población y las perspectivas como rubro exportable del país, con un impacto no agresivo desde el punto de vista ambiental.

# *RECOMENDACIONES*

## **RECOMENDACIONES**

1. Efectuar el diseño de experimentos con muestras de glucosa isomerasa, para el ajuste final de los parámetros de operación.
2. Realizar escalado industrial de la propuesta tecnológica planteada en este trabajo.
3. Proponer a la dirección administrativa la adquisición de la separadora de proteínas y la columna de intercambio iónico, para el mejoramiento de la calidad del producto final.

# *BIBLIOGRAFÍA*

## BIBLIOGRAFÍA

- ALFA-LAVAL. (2015). Evaporation In ALFA-LAVAL (Ed.). Sweden.
- Arroyo Sánchez, M. (1998). Inmovilización de enzimas. Fundamentos, métodos y aplicaciones. *Ars Pharmaceutica*, 39, 2, 23-39.
- Bernal, I. (1994). *Análisis de alimentos* (f. y. n. Academia Colombiana de ciencias exactas Ed. Vol. 2). Bogotá, Colombia.
- Blanco, V. J. (2002). *Producción de jarabes especiales de alta fructosa (HFCS) a partir de jarabes de fructosa obtenidos de tres variedades de yuca (Amarga, Armenia y Chile) cultivadas en la región Guantán (Santander)*. Universidad Industrial de Santander, Santander, Colombia.
- Borges da Silva, E. A. (2006). Glucose Isomerization in Simulated Moving Bed Reactor by Glucose isomerase. *Brazilian Archives of Biology and Technology.*, 49,(3), 491-502.
- Camacho Rubio, F. (1994). Isomerización enzimática fructosa-glucosa. *Anales de Química*, 90, (2), 195-200.
- Cory, R. P. (1978). USA Patent No. US4077842 A.
- Cruz Ruiz, K. A. (2012). *Modelado del proceso de hidrólisis enzimática de almidones gelatinizados del fruto de la planta de banano*. (Tesis presentada como requisito para optar al título de: Magister en Ingeniería- Ingeniería Química), Universidad Nacional de Colombia, Medellín, Colombia. Recuperado de <http://www.bdigital.unal.edu.co/7435/1/73007073.2012.pdf>.
- Díaz Arenas, G. L. (2015). *Estudio del proceso de producción de hidrolizados de almidón de yuca acoplado hidrólisis enzimática y clarificación con membranas en continuo.*, Universidad Industrial de Santander., Bucaramanga, Colombia. Recuperado de [http://www.aaiq.org.ar/SCongresos/docs/06\\_029/papers/05a/05a\\_1746\\_668.pdf](http://www.aaiq.org.ar/SCongresos/docs/06_029/papers/05a/05a_1746_668.pdf).
- Díaz Ovalle, C. O. (2013). Metodología para el diseño óptimo de evaporadores de película descendente. *Avances en Ciencias e Ingeniería.*, 4, (3), 49-61.
- Durán Páramo, E. (2014). Producción de edulcorantes por bioconversión. Recuperado de [http://sappi.ipn.mx/cgpi/archivos\\_anexo/20050771\\_2697.pdf](http://sappi.ipn.mx/cgpi/archivos_anexo/20050771_2697.pdf).

- Empresa Glucosa Cienfuegos. (1981). Expediente Técnico.
- Enokizono, S. (1976). Japón Patent No. SHO-51-36.179. Ministerio de Industria. Registro de la Propiedad Industrial.
- Gaily, M. H. (2010). Isomerization and Kinetics of Glucose into Fructose *International Journal of Engineering and Technology*, 10, (3), 6.
- Giovenco, S. (1973). Properties of free and immobilized glucose isomerase. *Febs Letters.*, 36, (1), 57-60.
- Quotation. Machinery Export Division, CU-12050 (2017).
- Hernández Uribe, J. P. (2008). Obtención de jarabe fructosado a partir de almidón de plátano (*Musa paradisiaca* L.). *Interciencia*, 5, 2.
- Hobbs, L. (2009). Sweeteners from Starch: Production, Properties and Uses. *Starch: Chemistry and Technology*. (Third ed.).
- Jenkins, S. (2017). Current Economic Trends - March 2016. *Chemical Engineering*.
- Kern, D. Q. (1999). *Procesos de Transferencia de Calor* (Trigésima primera reimpresión. ed. Vol. 1). Mexico: Compañía Editorial Continental, S.A.
- LABIOFAM. (2015a). *Fundamentación Económico Financiera. Reparación Capital de la Planta Glucosas Cienfuegos*. La Habana, Cuba: Grupo Empresarial LABIOFAM.
- LABIOFAM. (2015b). *Normas de Consumo*. La Habana, Cuba: Grupo Empresarial LABIOFAM.
- Lehninger. (2008). *Principles of biochemistry* (fifth ed.). New York, E.U.A.: W.H. Freeman and Company.
- Moncada Albitres, L. (2002). Intercambiadores de Calor. *Diseño de Plantas de Procesos Químicos*. Trujillo, Perú. .
- Montes Horcasitas, M. (2002). Enzimas con aplicación industrial. *Avance y Perspectiva.*, 21, (2).
- Morales Suárez, Y. (2004). *Diseño conceptual y comparación técnica de los procesos de hidrólisis ácida y enzimática para la producción de glucosa a partir de almidón de yuca*. (Trabajo de grado para optar al título de Ingeniero Químico), Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga, Colombia.
- Recuperado de

<http://repositorio.uis.edu.co/jspui/bitstream/123456789/6561/2/114533.pdf>  
(1973563).

Moya Monteagudo, J. V. (2012). *Evaluación de Producción Más Limpia en la Planta de sirope de glucosa en la Empresa Glucosa Cienfuegos*. (Tesis en opción al nivel académico de Máster en Producción Más Limpia), Universidad de Cienfuegos: Carlos Rafael Rodríguez., Cienfuegos, Cuba.

Novozymes. (2002). Use of Sweetzyme® IT in the production of high fructose syrup. In N. A/S (Ed.). Bagsvaerd, Denmark.: Novozymes A/S.

Oferta de enzima glucosa isomerasa LABIOFAM/ SC-80-08-26-2017 (2017).

Oyola Naranjo, W. G. (2006). *Cristalización de fructosa a partir de preparados de almidón de yuca*. (Trabajo de grado para optar al título de Químico), Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga, Colombia. Recuperado de <http://repositorio.uis.edu.co/jspui/bitstream/123456789/515/2/120091.pdf>  
(1981468).

Park. (1997). Overproduction of Escherichia coli D-Xylose Isomerase Using  $\lambda$ PL Promoter. *Journal of Microbiology and Biotechnology.*, 7,(1), 8-12.

Parker, K. (2010). High fructose corn syrup: Production, uses and public health concerns. *Biotechnology and Molecular Biology.*, 5, (3), 71-78.

Peters, M. S. (1991). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. (Fourth ed.). New York, USA: Mc Graw-Hill Publishing Company.

Quesada Salazar, M. (2012). Producción de Jarabe de Fructosa con enzimas inmovilizadas en un proceso continuo a partir de Tiquisque. *Ciencia y Tecnología*, 28, (1), 13-24.

Rosabal Vega, J. M. (2010). *Hidrodinámica y Separaciones Mecánicas* (Tercera ed. Vol. 2). La Habana, Cuba: Félix Varela.

Salcedo M., J. G. (2009). Producción de jarabes de fructosa por medio de la hidrólisis enzimática del almidón de yuca de las variedades Corpoica M Tai-8 y Corpoica Orense. *Dyna*, 76, (160), 121-130.

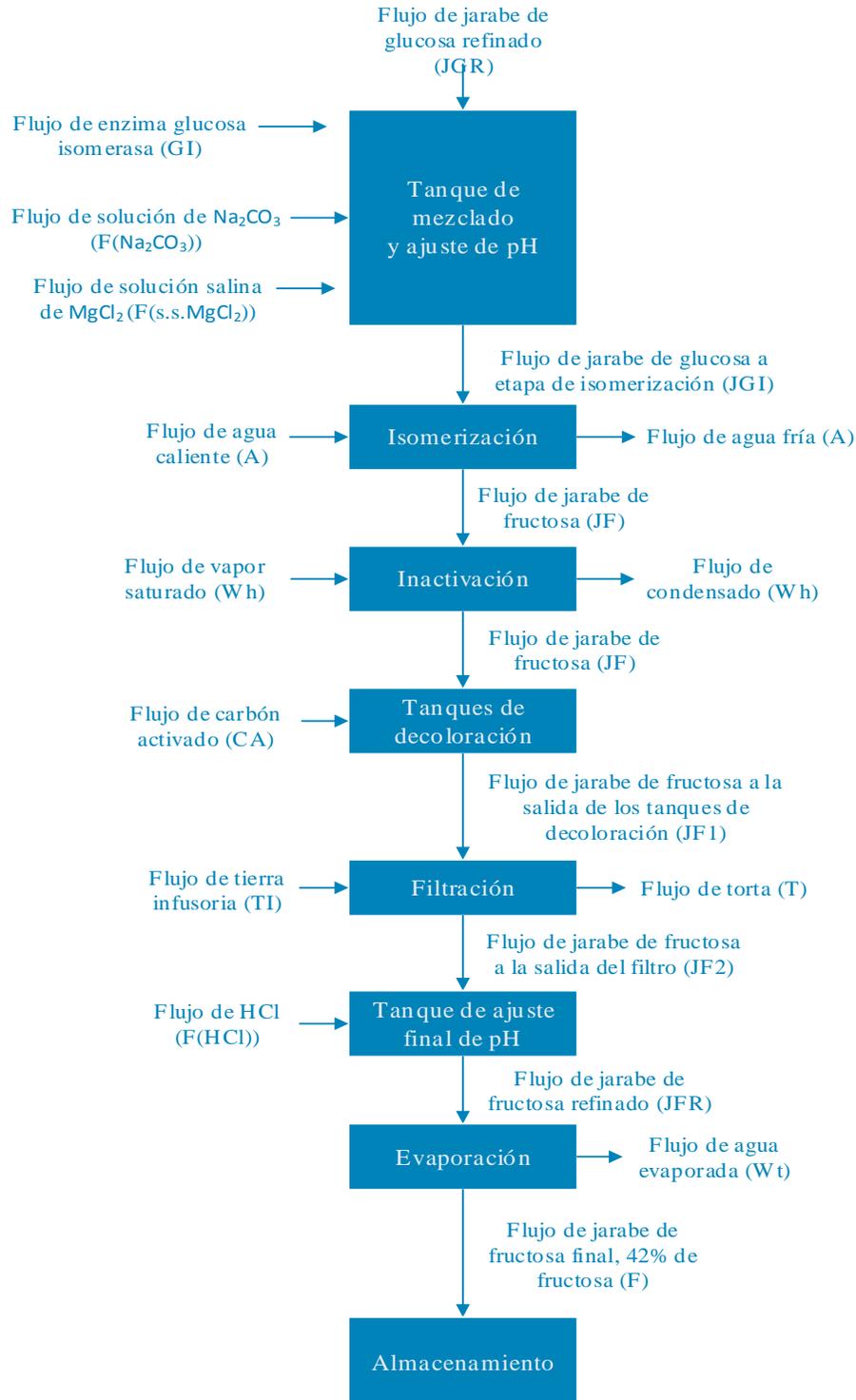
Scriban, R. (1985). *Biología*. México: El Manual Moderno, S. A.

- Secretaría de Economía, México. (2012). *Análisis de la Situación Económica, Tecnológica y de Política Comercial del Sector Edulcorantes en México*. México: Dirección General de Industrias Básicas.
- Serna Saldívar, S. O. (2010). *Bioconversión de Almidones en Jarabes Dextrinizados, Maltosados, Glucosados y Fructosados*. Ponencia presentada en el Quinto Simposio Internacional de Innovación y Desarrollo de Alimentos., Montevideo, Uruguay. Recuperado de <http://www.innova-uy.info/docs/presentaciones/20111012/SergioSerna.pdf>.
- Serra Alonso, E. M. (2010). *Inmovilización de enzimas en materiales mesoporosos ordenados*. (Tesis Doctoral.), Universidad Autónoma de Madrid., Madrid, España.
- Seyhan Tükel, S. (2008). Catalytic efficiency of immobilized glucose isomerase in isomerization of glucose to fructose. *Food Chemistry*, 111, (3), 658–662.
- SIEMENS. (2005). Catálogo General. Motores Eléctricos. In SIEMENS (Ed.), *SD03* (pp. 88). México.
- Van der Veen, M. E. (2006). Starch hydrolysis under low water conditions: A conceptual process design. *Journal of Food Engineering.*, 75, (2), 178-186.
- Vargas Vázquez, C. G. (2009). *Obtención de insumos de interés industrial a partir de las fructanas del agave mezcalero potosino (Agave salmiana)*. (En opción al grado de Maestro en Ciencias en Producción Agrícola Sustentable), Instituto Politécnico Nacional, Jiquilpan, Michoacán. Recuperado de <http://itzamna.bnct.ipn.mx:8080/dspace/bitstream/123456789/5701/1/OBTENCIÓNINSUMOS.pdf>
- Vidal Tovar, C. R. (2011). Producción de Jarabes Edulcorantes por Hidrólisis Enzimática del Almidón de Ñame, Variedad (Dioscorea rotundata). *Revista Especializada en Ingeniería de Procesos en Alimentos y Biomateriales.*, 5, (3), 71-85.
- White, J. S. (2014). Sucrose, HFCS, and Fructose: History, Manufacture, Composition, Applications, and Production. In J. M. Rippe (Ed.), *Fructose, High Fructose Corn Syrup, Sucrose and Health*. New York, USA.

*ANEXOS*

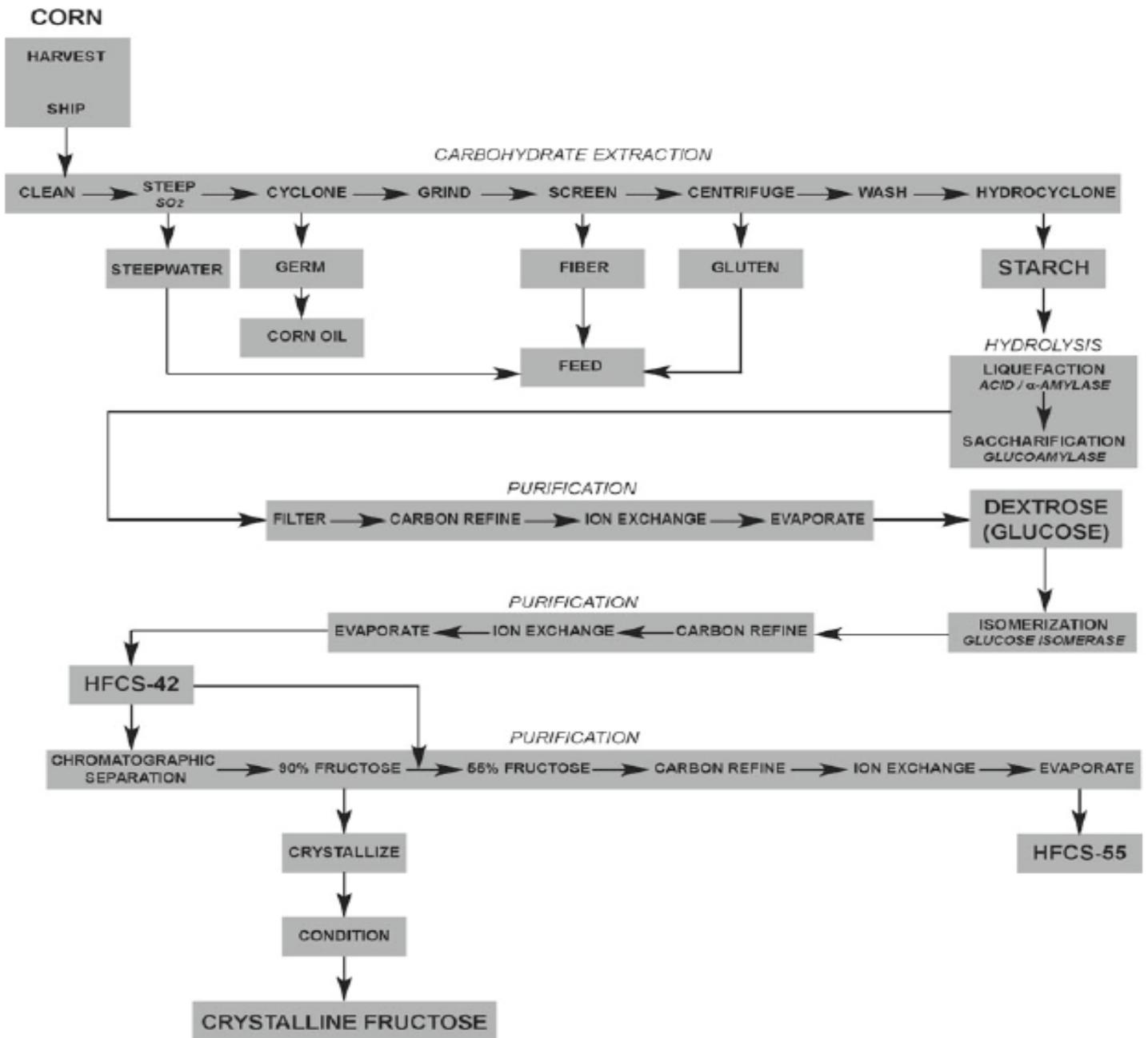
## ANEXOS

**Anexo A:** Diagrama de bloques del proceso de obtención de jarabe de fructosa a partir de jarabe de glucosa enzimática.



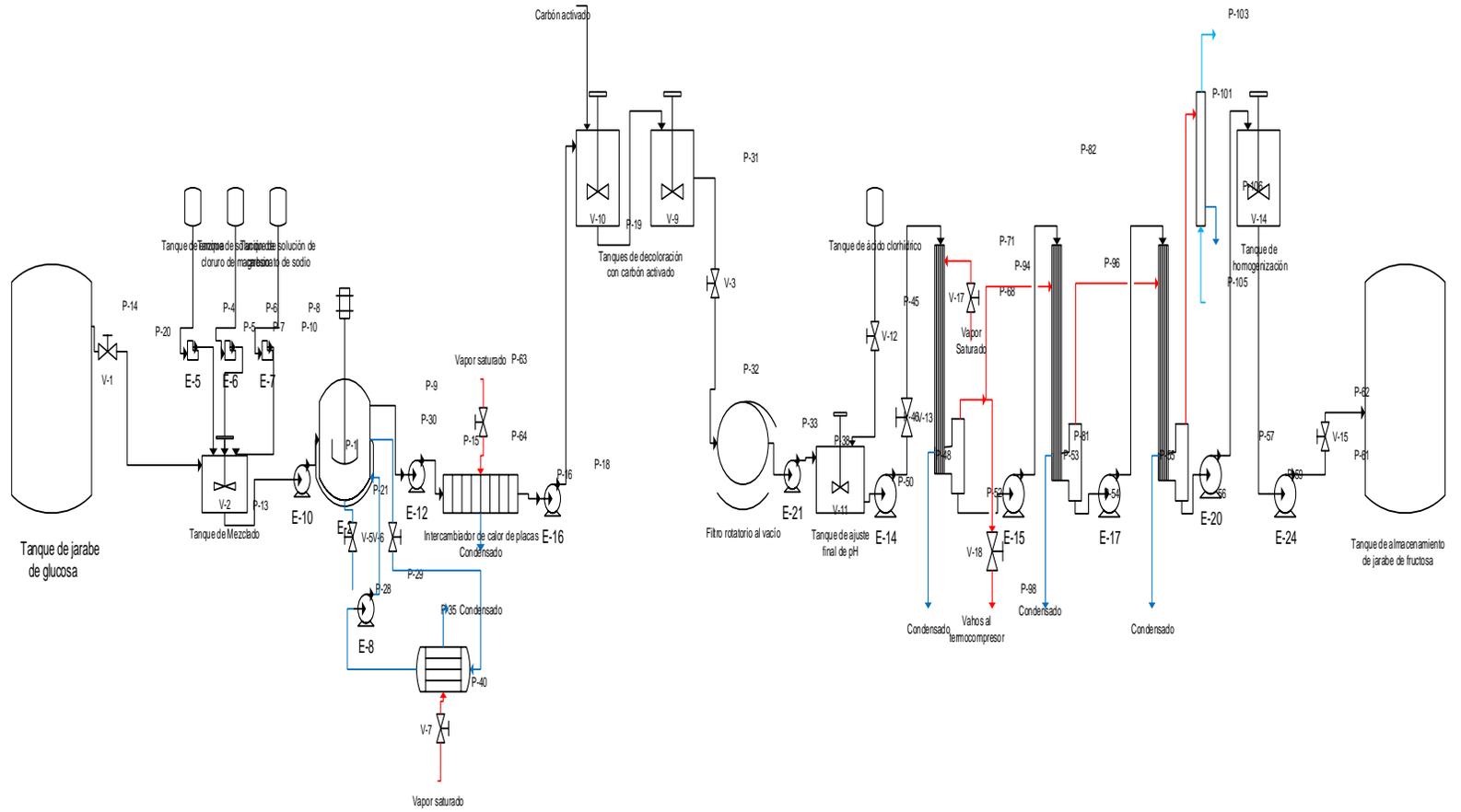
**Fuente:** Elaboración propia.

**Anexo B:** Diagrama de bloques del proceso de obtención de jarabes de maíz de alta fructosa.



**Fuente:** (White, 2014).

**Anexo C: Diagrama de flujo del proceso de obtención de jarabe de fructosa a partir de jarabe de glucosa enzimática en la UEB Glucosa Cienfuegos.**



**Fuente:** Elaboración propia

**Anexo D:** Especificaciones técnicas de los distintos tipos de agitadores.

Agitador	Paleta	Se suelen usar cuando el grado de agitación necesario es pequeño o no puede ser creado un alto grado de agitación. Generalmente se usan para el mezclado en sistemas con viscosidad menor de 10 000 cP y velocidades iguales o menores de 150 rev/min. Se usan en reactores en que se desarrollan reacciones químicas lentas. Provocan un gasto energético pequeño en comparación con los otros tipos y se usan cuando no es necesario un alto grado de agitación (Rosabal, 2010).
	Propela marina (hélice)	Inducen un flujo ascendente o descendente del líquido. Trabajan a altas velocidades de rotación, del orden de 300-1 000 rev/min y crean una alta turbulencia en la zona cercana a la propela. Son baratos, consumen poca energía y dan buen resultado cuando se agitan líquidos poco viscosos (menos de 4 000 cP). Una ventaja de estos es la ausencia de la necesidad del uso de reductores, pues se pueden conectar directamente al eje de un motor. (Rosabal, 2010)
	Turbina	Su velocidad de rotación es semejante a la de las propelas lentas. Provocan un flujo radial o axial del líquido (según la posición de las paletas). Trabajan bien en el seno de fluidos de viscosidad mayor de 2 000 cP. La velocidad límite superior suele ser de 300 rev/min (Rosabal, 2010).

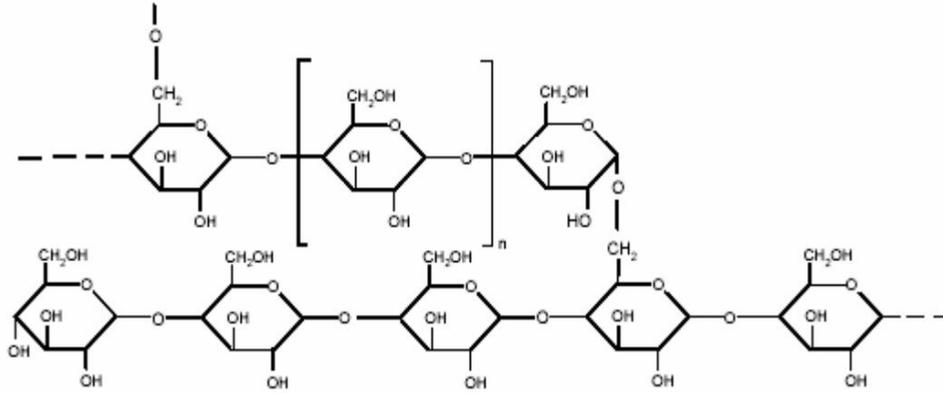
**Fuente:** Elaboración propia.

**Anexo E:** Especificaciones técnicas de diferentes tipos de intercambiadores de calor.

Intercambiador de calor	Tubos concéntricos, doble tubo o tubo en tubo.	Tienen una pequeña área de transferencia de calor, tienen muchos puntos de fuga y requieren mucho tiempo para el desmantelamiento, además ocupan mucho espacio; aunque tiene como ventaja que su cantidad de superficie de intercambio es fácil de modificar conectando o desconectando horquillas (Kern, 1999).
	Tubos y coraza	Tiene grandes superficies de transferencia de calor, soporta presiones elevadas, tienen medidas de fabricación estándares. Prácticamente se amolda a cualquier servicio (Kern, 1999).
	Compacto de placas	Presentan altas flexibilidades en la elección del área de transferencia de calor y bajas caídas de presión. Facilidades de limpieza y mantenimiento, por lo que son mejores para fluidos que producen incrustaciones. Permiten aproximaciones de temperatura y tienen menor requerimiento de energía para el bombeo. Son los intercambiadores que con más frecuencia se utilizan en la industria alimenticia (Moncada, 2002).

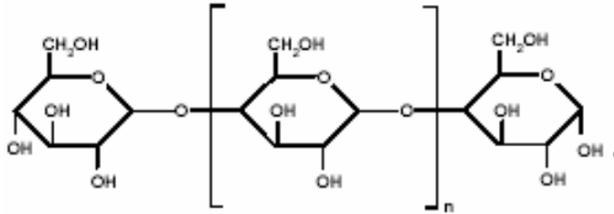
**Fuente:** Elaboración propia.

**Anexo F:** Estructura química de la amilopectina.



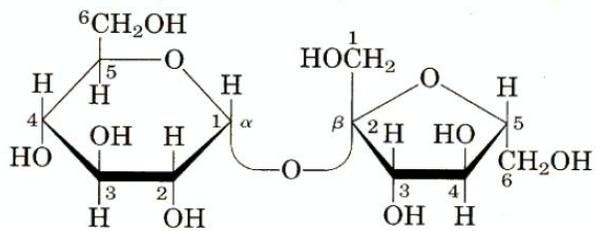
**Fuente:** (Morales, 2004).

**Anexo G:** Estructura química de la amilosa.



**Fuente:** (Morales, 2004).

**Anexo H:** Estructura química de la sacarosa.



**Fuente:** (Lehninger, 2008).

## Anexo I: Tabla de resultados de los cálculos de indicadores dinámicos de rentabilidad.

	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K	L	M	N	O	P	Q	R	S	T	
<b>ECONOMIC EVALUATION</b>							<b>CURRENT, i.e. INFLATED DOLLARS</b>														
1	Project identifier: Illustration 101							Construction inflation rate, fraction/y = 0.02													
2	Expenditures, entries must be negative							Product price inflation rate, fraction/y = 0													
3	Default values, can be changed							TPC inflation rate, fraction/y = 0.02													
4	Required, user must supply							Annual-compounding discount rate, fraction/y = minimum acceptable rate of return, $m_w = 0.12$													
5	Required, may be calculated here, in linked worksheet, or entered manually							Continuous-compounding discount rate, fraction/y = minimum acceptable rate of return, $r_{cont} = 0.11$													
6	Comments and notes begin in column S							Income tax rate = 0.1													
7	<b>RESULT</b>																				
8																					
9																					
10																					
11	Year ending at time																				
12		-3	-2	-1	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10					12	
13	1. Land, 10 <sup>6</sup> \$ (see notes)						0.00														
14	2. Fixed Capital Investment, \$						-25965.13														
15	3. Working Capital, \$ (see notes)						-45851.98														
16	4. Salvage Value, \$																				
17	5. Total Capital Investment, \$						-305508.11														
18	6. Annual Investment, \$						0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
19	7. Start-up cost, \$						-25965.61														
20	8. Operating rate, fraction of capacity						0.80	0.90	0.90	0.90	0.90	0.90	0.90	0.90	0.90	0.90	0.90	0.90	0.90	0.90	
21	9. Annual sales, \$						560000.00	630000.00	630000.00	630000.00	630000.00	630000.00	630000.00	630000.00	630000.00	630000.00	630000.00	630000.00	630000.00	630000.00	
22	10. Annual Total Product Cost, depreciation not included \$						460901.32	518513.98	518513.98	518513.98	518513.98	518513.98	518513.98	518513.98	518513.98	518513.98	518513.98	518513.98	518513.98	518513.98	
23	11. Annual depreciation factor, 1/y						0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	
24	12. Annual depreciation, \$/y						25965.61	25965.61	25965.61	25965.61	25965.61	25965.61	25965.61	25965.61	25965.61	25965.61	25965.61	25965.61	25965.61	25965.61	
25	13. Annual Gross Profit, \$						73133.07	85520.40	85520.40	85520.40	85520.40	85520.40	85520.40	85520.40	85520.40	85520.40	85520.40	85520.40	85520.40	85520.40	
26	14. Annual Net Profit, \$						65819.76	76968.36	76968.36	76968.36	76968.36	76968.36	76968.36	76968.36	76968.36	76968.36	76968.36	76968.36	76968.36	76968.36	
27	15. Annual operating cash flow, \$						91785.37	102933.98	102933.98	102933.98	102933.98	102933.98	102933.98	102933.98	102933.98	102933.98	102933.98	102933.98	102933.98	102933.98	
28	16. Total annual cash flow, \$	0.00	0.00	0.00	0.00	-305508.11	91785.37	102933.98	102933.98	102933.98	102933.98	102933.98	102933.98	102933.98	102933.98	102933.98	102933.98	102933.98	102933.98	102933.98	
29	17. Cumulative cash position, \$	0.00	0.00	0.00	0.00	-305508.11	-213722.74	-110788.76	-7854.78	95079.19	198013.17	300947.14	403881.12	506815.10	609749.07	712683.05	815617.03	918551.01	1021485.00	1124419.00	
30	18. Plazo Recup. Descontado						305508	-223957	-141499	-68232	-2816	55592	107741	154303	195877	232996	266138	299280	331422	363564	
31	<b>Profitability measures, time value of money NOT included:</b>							<b>Calculo de los valores dinamicos de la factibilidad</b>													
32	18. Return on investment, ave. %/y						16.6														
33	19. Payback period, y						3.8														
34	20. Net return, \$						453026.91														
35	<b>Profitability measures including time value of money, with ANNUAL END-OF-YEAR cash flows and discounting</b>																				
36	21. Present worth factor		1.40	1.25	1.12	1.00	0.89	0.80	0.71	0.64	0.57	0.51	0.45	0.40	0.36	0.32					
37	22. Present worth of annual cash flows, \$		0.00	0.00	0.00	-305508.11	81951.23	82058.34	73266.37	65416.40	58407.50	52149.56	46562.10	41573.31	37119.02	33141.99					
38	23. Net present worth, \$ =						266137.70														
39	24. Discounted cash flow rate of return, DCFR, %/y =						15.2														
40	Iterated discount rate						0.152														

Fuente: (Peters, 1991).