

**DISEÑO CONCEPTUAL Y COMPARACIÓN TÉCNICA DE LOS PROCESOS DE  
HIDRÓLISIS ÁCIDA Y ENZIMÁTICA PARA LA PRODUCCIÓN DE GLUCOSA A  
PARTIR DE ALMIDÓN DE YUCA**

**YOLANDA MORALES SUÁREZ  
ILSEN ADRIANA SÁNCHEZ PACHECO**

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

**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**

**YOLANDA MORALES SUÁREZ  
ILSEN ADRIANA SÁNCHEZ PACHECO**

Trabajo de grado para optar al título de  
**Ingeniero Químico**

**Director**  
**Ing Químico, M.Sc., Ph.D MARIO ÁLVAREZ CIFUENTES**

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

**2004**

## DEDICATORIA

A DIOS QUIEN GUÍA Y ILUMINA  
MI CAMINO,  
A MIS PADRES, JESÚS Y MARLENY  
A QUIENES DEBO TODO LO  
QUE SOY Y AMO CON TODA  
EL ALMA.  
A MIS HERMANITOS FABIO Y  
PAOLA, A QUIENES ADORO Y  
POR SU PUESTO A LA ALCAHUETA  
QUE TANTO QUIERO MI TÍA  
MIRYAM.

AGRADEZCO AL ICTEX POR SU APOYO ECONÓMICO, A MIS TÍAS LUZ ESTELLA, DELMA, A  
TODA MI FAMILIA Y A MIS AMIGOS DE SIEMPRE (CF), QUE ESTUVIERON CONMIGO  
CUANDO MÁS LO NECESITABA.

ADRIANA.

## DÉDICATORIA

A MIS PADRES JOSÉ CORPUS MORALES Y BLANCA CECILIA SUÁREZ POR SU ESFUERZO, APOYO INCONDICIONAL Y COMPRENSIÓN.

A MIS HERMANOS, QUIENES HAN SIDO FUENTE DE MOTIVACIÓN.

A MIS AMIGOS Y COMPAÑEROS, DE QUIENES HE APRENDIDO Y CON QUIENES HE PASADO MOMENTOS ALEGRES.

YOLANDA.

## **AGRADECIMIENTOS**

A la UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER y a quienes hicieron posible la universidad pública en Colombia.

Al Dr. Mario Álvarez Cifuentes, director del proyecto

Al Centro de transferencia de Tecnología INTERFASE

Al Ingeniero Jacob Delgado

## RESUMEN

### 1. TITULO

DISEÑO CONCEPTUAL Y COMPARACIÓN TÉCNICA DE LOS PROCESOS DE HIDRÓLISIS ÁCIDA Y ENZIMÁTICA PARA LA PRODUCCIÓN DE GLUCOSA A PARTIR DE ALMIDÓN DE YUCA\*

### 2. AUTORES\*\*

YOLANDA MORALES SUÁREZ  
ILSEN ADRIANA SÁNCHEZ PACHECO

### 3. PALABRAS CLAVES

Jarabe de glucosa, hidrólisis ácida, hidrólisis enzimática, dextrosa equivalente.

### 4. DESCRIPCIÓN

El objetivo de este trabajo es generar un estudio comparativo de dos procesos de conversión de almidón a glucosa: hidrólisis ácida e hidrólisis enzimática. Con base en los diseños conceptuales se determinan los costos de producción. Se hace un análisis de los procesos en sus tres etapas principales que son: acondicionamiento de las materias primas, hidrólisis (conversión del almidón a glucosa) y refinación de los hidrolizados

Se define la alternativa más conveniente en términos tecnológicos y de costos de producción. Se hace una estimación de los costos de producción y los costos de inversión para cada uno de los procesos de obtención de glucosa.

El estudio arrojó como resultado que la opción tecnológica competitiva para producción de jarabes glucosa es la hidrólisis enzimática, puesto que el costo de refinación del hidrolizado es mucho mas bajo y además, se puede obtener una amplia gama de productos como los son los jarabes con dextrosa equivalente (DE) mayores a 42 y los jarabes con alto contenido de fructosa (HFS)

---

\* *Proyecto de grado*

\*\* *Facultad de ingenierías Físico-Químicas  
Escuela de Ingeniería Química*

*Director: Ing Químico, M.Sc., Ph.D Mario Alvarez Cifuentes*

## **ABSTRACT**

### **1. TITLE:**

CONCEPTUAL DESIGN AND TECHNICAL COMPARISON OF ACID AND ENZYMATIC HYDROLYSIS FOR THE PRODUCTION OF GLUCOSE FROM CASSAVA STARCH.

### **2. AUTHORS:**

**ILSEN ADRIANA SÁNCHEZ PACHECO**  
**YOLANDA MORALES SUAREZ**

### **3. KEY WORDS:**

Glucose syrup, acid hydrolysis, enzymatic hydrolysis.

### **4. DESCRIPTION:**

The objective of this work is to generate a comparative between two processes of converting starch into glucose: acid hydrolysis and enzymatic hydrolysis. Based on the conceptual design the cost of production is determined. A deep analysis of the processes is done in their three main stages: upgrading of the raw materials, hydrolysis (conversion of the starch into glucose) and refinement of the hydrolyzed.

The most suitable alternative is defined in technological terms and depending on the costs of production. The direct costs of production and the investment is estimated for each one of the glucose production processes. The evaluation of costs does not include the fixed costs (taxes, insurance, rents, etc), nor extra costs in the plant (accidents, protection among others), neither administrative expenses or those of distribution and marketing.

The analysis was done based on the Colombia importing of glucose syrups and the results show that it is more competitive to produce glucose syrups through the enzymatic hydrolysis since the refinement of the hydrolyzed cost is much lower and it can obtain a wide range of products as syrups with equivalent dextrose (DE) with more than 42 and syrups with a high composition of fructose (HFS).

*Project of degree*

*Physical – Chemical Engineering Faculty*

*Chemical Engineering School*

*Director: Eng. Chemical, M.Sc, Ph.D Mario Álvarez Cifuentes.*

## TABLA DE CONTENIDO

<b>INTRODUCCIÓN</b>	Pág.
<b>1. GENERALIDADES</b>	1
1.1 YUCA	1
1.1.1 Yuca en Colombia	1
1.2 ALMIDÓN	3
1.3 JARABE DE GLUCOSA	6
1.3.1 Propiedades Funcionales del Jarabe de Glucosa	7
1.4 HIDRÓLISIS	8
1.4.1 Hidrólisis Ácida	10
1.4.2 Hidrólisis Ácido-Enzimática	12
1.4.3 Hidrólisis Enzimática	13
<b>2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE JARABE DE GLUCOSA</b>	16
2.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO POR HIDRÓLISIS ÁCIDA	17
2.1.1 Acondicionamiento	17
2.1.2 Hidrólisis	18
2.2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO POR HIDRÓLISIS ÁCIDA-ENZIMÁTICA	19
2.2.1 Acondicionamiento	20
2.2.2 Hidrólisis	20
2.3 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO POR HIDRÓLISIS ENZIMÁTICA	21
2.3.1 Acondicionamiento	21
2.3.2 Hidrólisis	22
2.4 REFINACIÓN	24
2.5 DIAGRAMAS DE BLOQUES DEL PROCESO	25
<b>3. DIAGRAMA DE FLUJO Y BALANCES DE MASA Y ENERGÍA</b>	30

3.1	DIAGRAMAS DE ENTRADAS Y SALIDAS	30
3.2	SELECCIÓN DEL TIPO DE REACTOR Y DE LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN PARA LA HIDRÓLISIS ÁCIDA	32
3.3	SELECCIÓN DEL TIPO DE REACTOR Y DE LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN PARA LA HIDRÓLISIS ENZIMÁTICA	34
3.4	DIAGRAMA GENÉRICO DE BLOQUES	37
3.5	DIAGRAMAS DE FLUJO DEL PROCESO	38
3.6	BALANCE DE MASA	40
3.7	BALANCE DE ENERGÍA	41
<b>4.</b>	<b>ANÁLISIS Y COMPARACIÓN DE LOS PROCESOS DE HIDRÓLISIS ÁCIDA Y ENZIMÁTICA PARA LA PRODUCCIÓN DE JARABE DE GLUCOSA.</b>	<b>42</b>
4.1	VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LOS PROCESO DE PRODUCCIÓN DE JARABE DE GLUCOSA	42
4.1.1	Proceso Enzimático	42
4.1.2	Proceso Ácido	43
4.2	ANÁLISIS ECONÓMICO PRELIMINAR DE LOS PROCESOS DE PRODUCCIÓN DE JARABE DE GLUCOSA	45
4.2.1	Hidrólisis Ácida	45
4.2.2	Hidrólisis Enzimática	52
4.2.3	Comparación de los Procesos en el punto de equilibrio económico de la hidrólisis. ácida	62

## **CONCLUSIONES**

## **RECOMENDACIONES**

## **BIBLIOGRAFÍA**

## **ANEXOS**

## LISTA DE TABLAS

<b>Tabla 1.1</b>	Propiedades del almidón de yuca	5
<b>Tabla 1.2</b>	Composición del almidón de yuca	5
<b>Tabla 2.1</b>	Composición del jarabe de glucosa obtenido mediante hidrólisis enzimática del almidón.	24
<b>Tabla 2.2</b>	Historia de los procesos de hidrólisis de almidón para la obtención de glucosa.	29
<b>Tabla 3.1</b>	Balance global de materia del proceso de hidrólisis ácida.	31
<b>Tabla 3.2</b>	Balance global de materia del proceso de hidrólisis enzimática.	32
<b>Tabla 3.3</b>	Condiciones óptimas para operar en el proceso de hidrólisis ácida.	33
<b>Tabla 3.4</b>	Factores que influyen en la elección del tipo del reactor.	35
<b>Tabla 3.5</b>	Condiciones óptimas para operar en el proceso de hidrólisis enzimática.	36
<b>Tabla 3.6</b>	Requerimientos de vapor en el proceso.	41
<b>Tabla 4.1</b>	Costo de bombas_ hidrólisis ácida.	45
<b>Tabla 4.2</b>	Costo de equipos_ hidrólisis ácida.	46
<b>Tabla 4.3</b>	Resumen de costo de inversión de capital para la planta de hidrólisis ácida.	47
<b>Tabla 4.4</b>	Costo de insumos _ hidrólisis ácida.	48
<b>Tabla 4.5</b>	Costo de servicios industriales _ hidrólisis ácida.	49
<b>Tabla 4.6</b>	Mano de obra _ hidrólisis ácida.	50
<b>Tabla 4.7</b>	Costo de operación _ hidrólisis ácida	51
<b>Tabla 4.8</b>	Costo de bombas_ hidrólisis enzimática.	53
<b>Tabla.4.9.</b>	costo de equipos _hidrólisis enzimática	53

<b>Tabla 4.10</b> Resumen de costo de inversión de capital para la planta de hidrólisis enzimática.	55
<b>Tabla 4.11</b> Costo de insumos _ hidrólisis enzimática.	56
<b>Tabla 4.12</b> Costo de servicios industriales _ hidrólisis enzimática.	57
<b>Tabla 4.13</b> Mano de obra _ hidrólisis enzimática.	57
<b>Tabla.4.14</b> Costo de operación _ hidrólisis enzimática	58
<b>Tabla 4.15</b> Costo de insumos y servicios industriales por unidad.	60
<b>Tabla 4.16</b> Costo de insumos y servicios industriales para la producción de jarabe de glucosa por tonelada de almidón.	61
<b>Tabla 4.17</b> Comparación de los procesos en el punto de equilibrio económico de la hidrólisis ácida.	63

## LISTA DE FIGURAS

	Pág
<b>Figura 1.1</b> Amilosa.	4
<b>Figura 1.2</b> Amilopectina.	4
<b>Figura 1.3</b> Reacción del Almidón en presencia de ácido.	11
<b>Figura.1.4.</b> Procesos del almidón	15
<b>Figura 2.1</b> Diagrama de bloques del proceso de producción de Jarabe de Glucosa por hidrólisis ácida.	26
<b>Figura 2.2</b> Diagrama de bloques del proceso de producción de Jarabe de Glucosa por hidrólisis ácido-enzimática.	27
<b>Figura 2.3</b> Diagrama de bloques del proceso de producción de Jarabe de Glucosa por hidrólisis enzimática.	28
<b>Figura 3.1</b> Diagrama de producción de Jarabe de Glucosa.	30
<b>Figura 3.2</b> Diagrama genérico de bloques para el proceso de producción de jarabe de glucosa.	37
<b>Figura 3.3</b> Diagrama de flujo del proceso de producción de Jarabe de Glucosa por hidrólisis ácida.	38
<b>Figura 3.4</b> Diagrama de flujo del proceso de producción de Jarabe de Glucosa por hidrólisis enzimática.	39
<b>Figura 3.5</b> Importaciones de Jarabe de Glucosa en Colombia.	40

## **TABLA DE ANEXOS**

**ANEXO 1:** Aplicaciones del jarabe de glucosa

**ANEXO 2:** Tecnologías para la refinación del jarabe de glucosa

**ANEXO 3:** Grafica enzimático

**ANEXO 4:** Balance de masa

**ANEXO 5:** metodología utilizada para el cálculo de equipos y el costo laboral

**ANEXO 6:** Diseño de equipos

## INTRODUCCIÓN

El presente trabajo y otros estudios realizados por el (CIAT) y el Consorcio Latinoamericano para el desarrollo de la Yuca (CLAYUCA), muestran que Colombia tiene un gran potencial de desarrollo de este cultivo dándole nuevo valor con un proceso agroindustrial. La yuca se presenta como un cultivo con amplias posibilidades de procesamiento, de industrialización, de integración y de generación de valor agregado. Puede afirmarse, por tanto, que estimulará el desarrollo de nuevos mercados, los cuales generan ingresos y empleos en diferentes regiones del país.

En este sentido, es necesario fortalecer la cadena productiva de la yuca y lograr que sus derivados sean más competitivos en los mercados nacionales e internacionales mejorando el sector productivo, caracterizando sus propiedades para que faciliten sus modificaciones, desarrollando tecnologías que logren mayor eficiencia de producción industrial y económica.

Por lo anterior, resulta pertinente un estudio que permita determinar el mejor proceso para convertir esa materia prima cuya oferta aumentará considerablemente en los próximos años. Entonces, se trata de establecer claridad en cual de las dos alternativas existentes para la transformación del almidón a glucosa es más competitiva: la hidrólisis ácida o la hidrólisis enzimática.

## 1. GENERALIDADES

### 1.1 YUCA <sup>22</sup>

La yuca (conocida como cassava), es producida en América Latina en climas tropicales. Es una planta de raíz amilácea originaria de América del Sur. Este arbusto se cultiva en tierras cuya altitud oscila entre el nivel del mar y los 1800 metros. Su importancia radica en el alto porcentaje de almidón contenido en la materia seca y en el hecho de que el cultivo de la yuca se favorece, pues no exige condiciones climáticas extremas, además de constituirse como materia prima para procesos agroindustriales.

**1.1.1 La yuca en Colombia.** Luego de la creación de Centro Internacional de Agricultura Tropical (CIAT) en Colombia, por primera vez se iniciaron esfuerzos coordinados para un mejoramiento con bases científicas del cultivo de yuca, que junto con el maíz, la caña de azúcar y el arroz constituyen las fuentes de energía más importantes de las regiones tropicales del mundo.<sup>22,37</sup>

Además del valor económico que brindan los productos y subproductos que se obtienen de la yuca, este cultivo ofrece unas reconocidas ventajas frente al maíz que es su principal competidor: tolerancia a la sequía, capacidad de producir en suelos degradados, resistencia a plagas y enfermedades, tolerancia a los suelos ácidos, así como flexibilidad en cuanto plantación y cosecha.

En el ámbito de América latina y el Caribe, Colombia es el tercer productor después de Brasil y Paraguay con una producción de más 2 millones de toneladas al año y un rendimiento promedio de 9.3 ton/ha, aunque existen plantaciones cuyos rendimientos están entre 20 y 30 ton/ha y en ocasiones hasta 60 ton / ha, según el CIAT. Esta producción también constituye una gran ventaja frente al maíz puesto que el rendimiento promedio de éste es de 3,5 ton/ ha.

El área cultivada con yuca en Colombia ha experimentado cambios en los últimos años que indican que este cultivo ha empezado a cobrar importancia como una alternativa de desarrollo agrícola e industrial en el país; mas aún cuando el gobierno nacional actual dentro de las metas del cuatrienio (2002-2006) estima cultivar una área de 30 mil hectáreas de yuca industrial obteniendo una producción de 300 mil toneladas adicionales según datos del Ministerio de Agricultura y Desarrollo Rural.

En Colombia la yuca participa en 3 cadenas de mercado: producción de almidón agrio y nativo para usos industriales, alimentación humana como chips de yuca o yuca fresca y en alimentación animal para aves y porcinos.

Actualmente hay escaso desarrollo del mercado y de los usos industriales del la yuca, por tanto, no existen mercados para la industria porque no hay garantía de disponibilidad de materia prima, y no se producen raíces para dichos mercados porque los mismo no existen.

Otro de los factores que hay que tener en cuenta es que con la industrialización del almidón de yuca se puede incursionar en le mercado de los edulcorantes y reemplazar un porcentaje de las importaciones de jarabes de glucosa, maltosa y jarabes con altos contenidos de fructosa, cuyo consumo se ha incrementado considerablemente en los últimos años y que actualmente se produce a partir de almidón de maíz.

## 1.2 ALMIDÓN <sup>10</sup>

El almidón como uno de los principales componentes de la yuca y de otras raíces y tubérculos, se encuentra almacenado en gránulos. Pertenece al grupo de los hidratos de carbono macromoleculares o polisacáridos. Puede representarse por la fórmula química  $(C_6H_{10}O_5)_n$ . Su composición química consta básicamente de dos carbohidratos de estructura diferente, que son los que le dan las propiedades funcionales al almidón: *la amilosa* (Figura 1.1), que consiste en una cadena larga lineal y flexible que contiene 500 o más unidades de D-glucosa por moléculas, unidas mediante enlaces  $\alpha$ -(1,4) glucosídicos y *la amilopectina* (Figura 1.2) que 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. En la mayoría de los almidones éstos polímeros se encuentran en proporción del 20 al 25% y 80 a 75% respectivamente. La extracción del almidón de la raíz de la planta es un proceso que va desde el pelado hasta la separación de la pulpa del almidón propiamente dicho. Existen diversos métodos artesanales que pueden fácilmente ser tecnificados para procesamiento a gran escala.

Como características del almidón se encuentra que es un polvo fino de color blanco, amorfo, de densidad  $1.5 \text{ g/cm}^3$ ; es insoluble en agua, alcohol y éter. Al microscopio presenta formas y características definidas, con aproximadamente un 13% de humedad como máximo y un pH cercano a 6. El almidón natural necesita de la aplicación de calor para que se hidrate. El grado de hidratación depende del pH, temperatura y tiempo. Cuando se hidrata y se dispersa en  $H_2O$  caliente se forma un compuesto de color claro que tiene un sabor suave; cuando se enfría puede formar un gel débil, si se calienta por tiempo prolongado y en condiciones ácidas, el almidón pierde sus habilidades espesantes.

Figura 1.1 AMILOSA

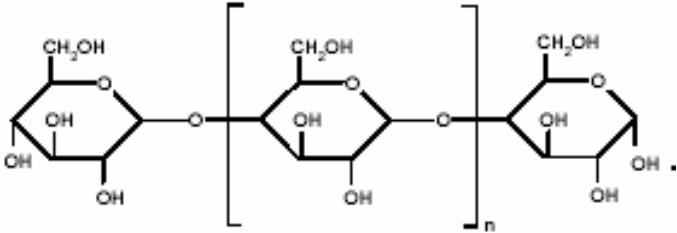
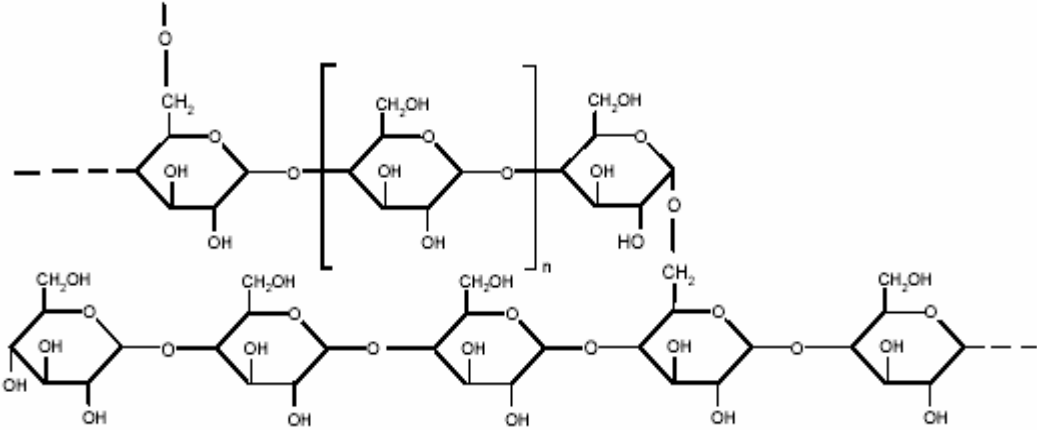


Figura 1.2 AMILOPECTINA



**Tabla 1.1** Propiedades del almidón de yuca

Propiedad	Especificación
Tamaño de gránulo (eje mayor, $\mu\text{m}$ )	4-35
Amilosa (%)	17-20
Amilopectina (%)	80-83
Temperatura de gelatinización ( $^{\circ}\text{C}$ ) <sup>2</sup>	52-65
Viscosidad Relativa	Alta
Aspecto de la pasta	Clara
Tendencia a Gelificar/Retrogradar	Media
Sabor	Insípido
Calor de combustión (J/kg)	17.6

**Fuente:** FERMEMA, O. Química de los Alimentos.

**Tabla 1.2.** Composición del almidón de yuca

Composición	Porcentaje %
Amilasa y amilopectina	86.5
Agua	13
Grasa	0.1
Proteínas	0.1
Cenizas	0.2
Fósforo	0.01

**Fuente:** [www.lurgi-lifescience.com/p](http://www.lurgi-lifescience.com/p)

<sup>2</sup> Desde la temperatura inicial de gelatinización hasta completar la formación de la pasta.

Una de las propiedades químicas importantes del almidón de yuca está relacionada con la facilidad con que el enlace polimérico se hidroliza con enzimas o con ácidos convirtiéndose en d-glucosa, como ocurre con la producción comercial a altas temperaturas de la dextrosa y de los jarabes de almidón.<sup>10</sup>

### 1.3 JARABE DE GLUCOSA

Los jarabes de D-glucosa son una mezcla entre una solución acuosa de D-glucosa, maltosa y otros oligosacáridos llamados Dextrinas<sup>28</sup>. Cabe señalar que en la industria y en gran parte de la literatura especializada, se llaman jarabes glucosados a hidrolizados a partir de una DE de 20 (aunque estos tengan muy bajos contenidos de glucosa). A menudo se incurre en el error de pensar que dicho jarabe contiene 20% de glucosa, pero de acuerdo con la definición, debe entenderse como un jarabe que presenta un poder reductor similar al de una solución con 20% de glucosa.<sup>12</sup> Las características de los jarabes se obtienen según las condiciones de hidrólisis y el medio utilizado para dicha hidrólisis<sup>28</sup>

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<sup>3</sup> y la dextrosa<sup>4</sup> equivalente DE .

La industria del jarabe de glucosa y almidón usa la expresión dextrosa equivalente o DE, como:

$$DE = \frac{\text{Número de enlaces glucosídicos rotos}}{\text{Número inicial de enlaces glucosídicos presentes}} * 100$$

---

\* °Brix: Se define como la concentración de sólidos solubles y es una medida de la densidad, así 1°Brix, es la densidad a 20°C, de una solución de sacarosa al 1%.

<sup>4</sup> Equivalentes de dextrosa (DE): Indicativo del contenido de azúcares reductores de un edulcorante, calculado como dextrosa y expresado como porcentaje de los sólidos totales.

La DE representa el porcentaje de hidrólisis de los enlaces glucosídicos presentes. La glucosa pura tiene una DE de 100, y el almidón tiene una DE igual a cero. Durante la hidrólisis del almidón, la DE indica que tanto el almidón ha sido desdoblado. Otra definición utilizada generalmente es el porcentaje en peso de glucósidos reductores expresados como D-glucosa presentes en el jarabe con respecto al peso de los sólidos totales de oligosacáridos en base seca<sup>28</sup>.

$$DE = \left( \frac{W_{gr}}{W_{st}} \right) * 100$$

Donde

$W_{gr}$  : Peso de glucósidos reductores presentes en el jarabe

$W_{st}$  : Peso de sólidos totales presentes en el jarabe

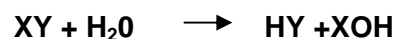
### 1.3.1. Propiedades funcionales del jarabe de glucosa

- **Poder edulcorante:** Por ser la glucosa ligeramente dulce regula el poder edulcorante en productos alimenticios. Normalmente un jarabe con 40% de Equivalente de Dextrosa tiene un poder edulcorante de 40-45% en relación con la sacarosa.
- **Control de cristalización:** Evita el reordenamiento de los cristales de sacarosa en la producción de confitería, bebidas y jarabes, ampliando el tiempo de vida útil de los productos elaborados.
- **Poder reductor:** Previene la oxidación, manteniendo de esta forma la estabilidad de color y brillo en productos envasados como jugos, licores y conservas en general.

- **Poder Humectante:** Contribuye a mantener la humedad retardando el resecamiento de productos como arequipes, golosinas de chocolates, carnes procesadas, productos de panadería y pastelería. La facilidad de humectancia de los carbohidratos está directamente relacionada con su carácter hidrófilo debido a que forma puentes de hidrógeno con las moléculas de agua.
- **Poder Conservante:** Funciona como conservante en alimentos, ya que aumentan la presión osmótica del sistema de tal manera que los microorganismos no pueden crecer. En el caso de las mermeladas y productos similares, los jarabes ayudan al proceso de gelificación de las pectinas, y además causan una deshidratación al absorber agua que trae como consecuencia la inhibición de microorganismos.
- **Aporte de viscosidad:** Aporta viscosidad contribuyendo a mejorar la textura en productos como licores, rellenos de confitería, rellenos de panadería; en lácteos como helados y yogurt.
- **Poder energético:** Forma parte de la formulación de alimentos infantiles, contribuyendo en el balance energético. Aporta alrededor de 4 calorías por gramo. Ver *anexo 1*. Aplicaciones del jarabe de glucosa.

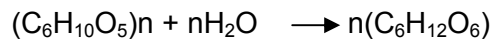
#### 1.4 HIDRÓLISIS

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 primera hidrólisis artificial de un almidón, convirtiéndolo en un monosacárido, fue efectuada por el químico ruso Kirchoff en 1811. Esta hidrólisis ácida se empezó a aplicar comercialmente en 1842.

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.

Comercialmente los hidrolizados de almidón son clasificados con base en la Dextrosa Equivalente (DE) el cual es un indicativo del contenido de azúcares reductores calculados como D-glucosa sobre una base seca. Conviene igualmente recordar que la hidrólisis total de 100 partes en peso de almidón resulta en 111 partes en peso de glucosa, dada la incorporación de agua en la hidrólisis.

Los productos hidrolizados se identifican por el tipo de hidrólisis usado en su fabricación; industrialmente se utilizan tres tipos: hidrólisis ácida, hidrólisis enzimática e hidrólisis ácida-enzimática.

Antes del proceso propiamente dicho de hidrólisis los gránulos de almidón son sometidos a tratamientos hidrotérmicos: gelatinización y retrogradación, debido a que en su estado nativo poseen cierta resistencia a la acción química y enzimática además de ser insolubles en agua.

La *gelatinización* consiste en la formación de una pasta o gel cuando la suspensión de almidón es calentada en un rango de temperatura entre 52 y 65°C. Durante éste proceso

las moléculas de agua alrededor de los gránulos rompen los enlaces de hidrógeno en el interior del grano, liberándose las moléculas de amilosa y amilopectina, razón por la cual el tamaño del gránulo aumenta provocando un aumento en la viscosidad de la solución.

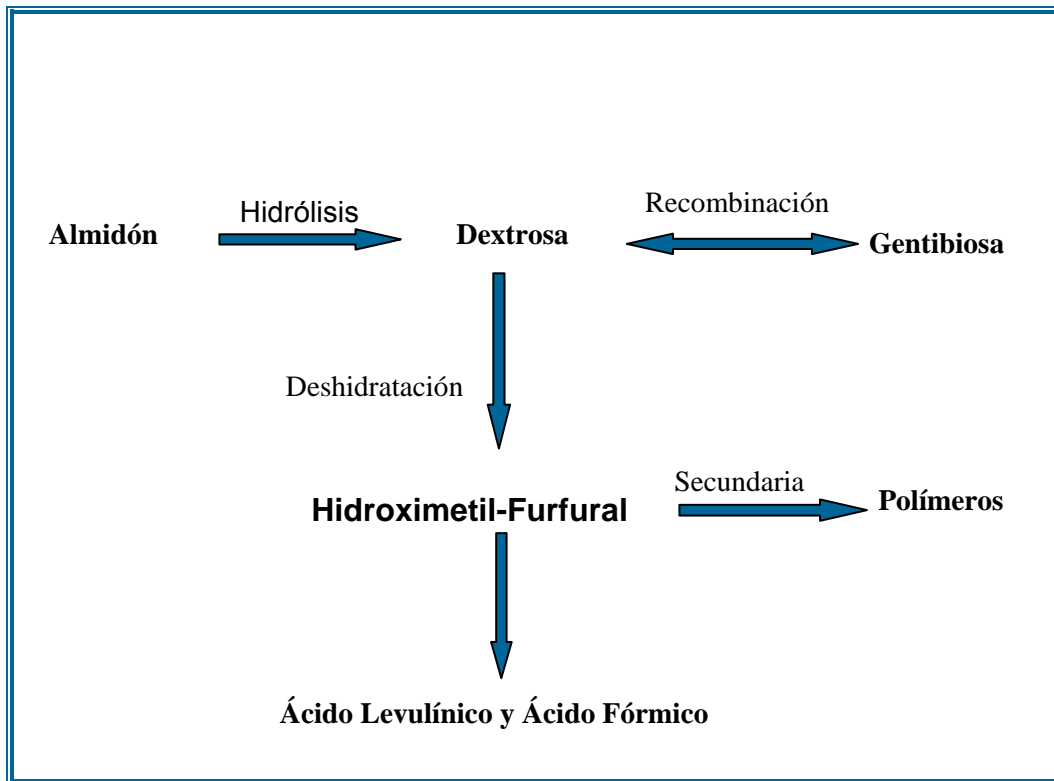
La *retrogradación* es un fenómeno que puede ocurrir después de la gelatinización y que consiste en la agregación y parcial cristalización de las moléculas de almidón que regresan a la condición original de baja solubilidad en agua fría, debido a los enlaces de hidrógeno entre moléculas de almidón las cuales tienen grupos hidroxilo y sitios aceptores de hidrógeno. Ocurre a una temperatura aproximada de 50 °C.

**1.4.1 Hidrólisis ácida.** La acción del ácido es romper enlaces glucosídicos e introducir los elementos del agua en los puntos de ruptura. La hidrólisis se logra cuando los gránulos son expuestos a la acción de ácidos minerales muy diluidos y luego a calentamiento de la mezcla, retornando la molécula de almidón a su forma original, es decir, a monómeros principales de D-glucosa. El ácido se neutraliza y se recupera del producto tras lavado y desecación. El rendimiento de la reacción ácida, es función de la concentración del ácido, de la concentración del almidón y de la temperatura.

Este sistema es aplicable cuando se desea conseguir productos en un rango de DE de 20-58. Aquí la hidrólisis puede efectuarse de forma continua o discontinua, se utilizan convertidores continuos porque son más eficientes, permiten mejor control de DE, minimizan la formación de color en los productos de conversión y se reduce enormemente el tiempo de operación. Los ácidos más comúnmente usados son en su orden el Clorhídrico y el Sulfúrico.<sup>33</sup>

La reacción de hidrólisis del almidón es endotérmica y de primer orden. Se debe controlar la temperatura para evitar la formación de sustancias indeseables por reacciones laterales. La constante de la velocidad de reacción sigue la ley de Arrhenius. La constante de reacción decrece a medida que la reacción progresa, una explicación de la disminución progresiva de K, está en que la reacción avanza desde los enlaces terminales, más fácilmente hidrolizables hacia los enlaces internos.<sup>21</sup>

**Figura 1.3** Reacción del Almidón en presencia de Ácido



**fuelle:** WHISTLER Roy L, PASCHALL Eugene F; STARCH: Chemical and Technology

Además de la reacción primaria de hidrólisis por lo menos otros dos tipos de reacciones ocurren, por una parte se encuentra la producción de gentibiosa por recombinación de dos moléculas de glucosa en un disacárido que contiene un enlace glucosídico  $\beta$ -1,6; ésta reacción es reversible. Por otro lado, después de que la glucosa está formada, ésta puede ser degradada en presencia de ácido catalítico a altas temperaturas dando como resultado la formación de hidroximetil-furfural, el cual a su vez, se puede descomponer para formar ácido levulínico y ácido fórmico o polimerizarse formando sustancias de composición desconocida (figura 1.3). La reacción de recombinación de glucosa para formar gentibiosa es una reacción reversible, pero se incrementa más rápidamente con la elevación de la temperatura en la reacción de hidrólisis, por lo tanto, debe controlarse la temperatura.

Entre más baja concentración de almidón mayor será el rendimiento de dextrosa y de esta forma la velocidad de reacción de recombinación disminuye<sup>21</sup>. La constante de velocidad de reacción de hidrólisis es aproximadamente 60 veces mayor que la constante de velocidad de la reacción de recombinación. El mecanismo de la reacción de la hidrólisis ácida de almidones no ha sido establecido debido a la falta en el reconocimiento y apreciación de la importancia de las reacciones secundarias, carencia de métodos analíticos viables para estudiar el sistema de reacciones y carencia de conocimiento acerca de la naturaleza química del almidón.<sup>21</sup>

**1.4.2 Hidrólisis ácido-Enzimática**<sup>33</sup>En 1940, un proceso de conversión dual ácido-enzima fue patentado, abriendo una nueva era en la producción del jarabe convencional. Éste esquema utiliza una combinación ácido – enzima para el rompimiento de los enlaces y transformación a glucosa, con el fin de evitar los agregados insolubles indeseables que tienen gran tendencia a formarse en la catálisis con ácido y obtener dextrinas con baja higroscopicidad y alta solubilidad en agua. En resumen, mediante el tratamiento ácido, hay más conversión a glucosa pues se obtiene un hidrolizado con una DE de 42, mientras que durante el proceso de licuefacción se obtienen hidrolizados con una DE menor a 20. El tratamiento enzimático que le sigue, es una sacarificación con el fin de hacer una conversión más completa.

Este proceso involucra, tanto el uso de ácidos (clorhídrico o sulfúrico), como el empleo de enzimas para licuefacción y sacarificación (la amilasa y amiloglucosidasa). Se caracteriza por que la primera etapa de licuefacción se lleva a cabo por la acción combinada de estos agentes (ácidos y enzimas).

Consiste básicamente en una prehidrólisis, en donde el almidón en concentración de 30-40% en peso es acidificado por adición de ácido clorhídrico, luego de lo cual pasa al inyector de calor donde se eleva su temperatura. Una vez prehidrolizado el almidón se le adiciona álcalis que ajusten el pH a las condiciones requeridas por la enzima encargada de finalizar la licuefacción, para finalmente pasar a tanques de sacarificación.

**1.4.3 Hidrólisis enzimática.** El proceso de hidrólisis enzimática comprende dos etapas: licuefacción y sacarificación, en este proceso se usan enzimas para la descomposición hidrolítica de las moléculas de almidón. Hechas de largas cadenas de aminoácidos, las enzimas son proteínas que actúan como catalizadores acelerando la reacción de hidrólisis en procesos tanto biológicos como industriales.

Este proceso se usa cuando se desea obtener hidrolizados con DE 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 fructuosa 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, las cuales son comercializadas por industrias NOVO Nordisk a nivel mundial.

- **Licuefacción.**<sup>33</sup> El objetivo del proceso de licuefacción es convertir los gránulos de almidón de la suspensión concentrada, a dextrinas solubles de baja viscosidad con un adecuado manejo y equipo 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 periodos. La enzima comúnmente utilizada es la alfa-amilasa.

La alfa-amilasa es una enzima extracelular que actúa como catalizador en la hidrólisis de los enlaces  $\alpha$ -(1,4) glucosídicos de las moléculas de amilasa y de amilopectina, dando lugar a la formación de oligosacáridos. A través de esta enzima se hidrolizan los enlaces  $\alpha$ -(1,4) glucosídicos al azar, es decir actúa sobre cualquier punto interno de la molécula liberando dextrinas. Las condiciones de pH y temperatura en que ésta enzima tiene su mayor actividad, así como la composición específica y el peso molecular, tienen ciertas variaciones que dependen de la fuente de donde se haya extraído dicha enzima.

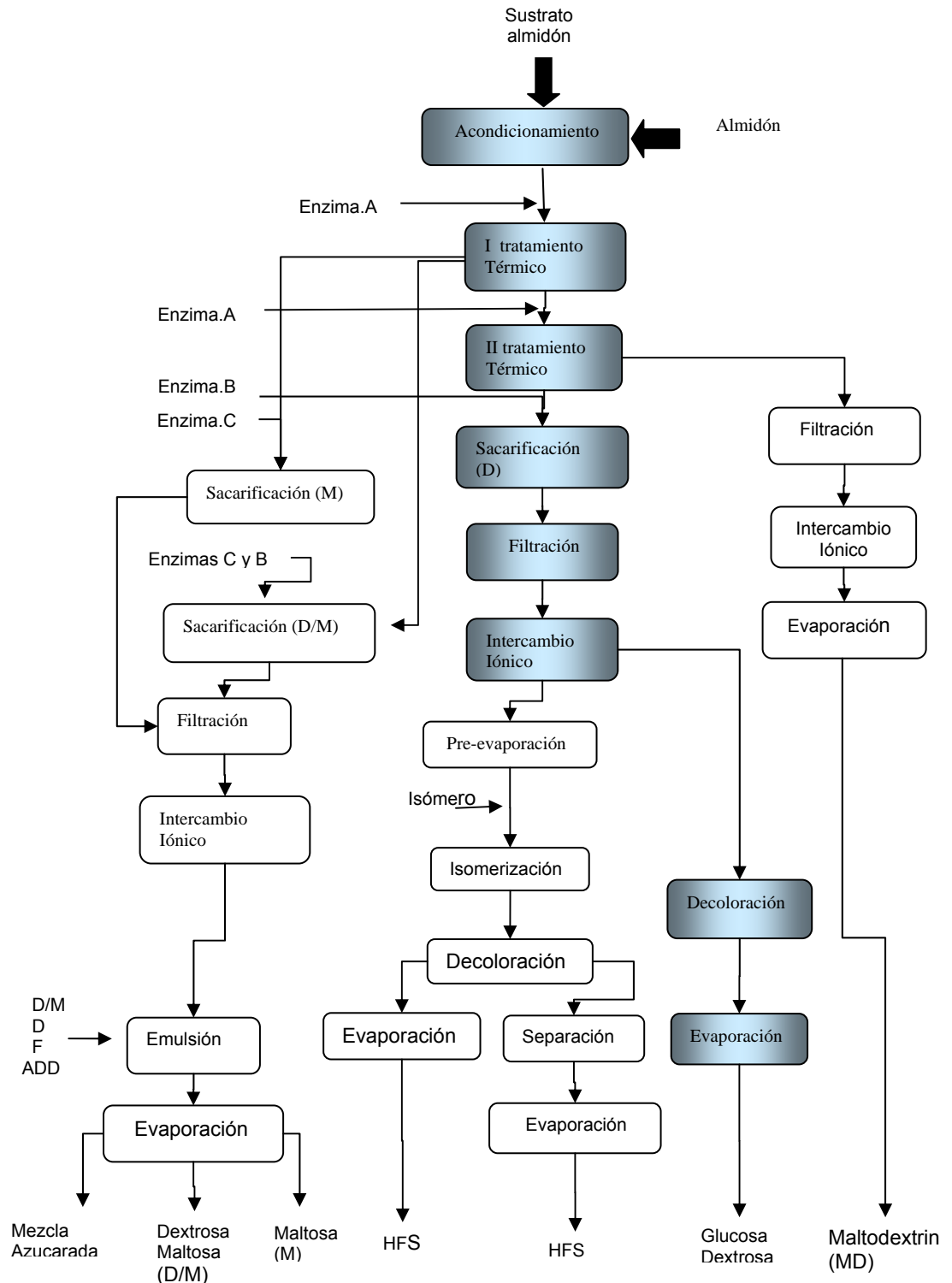
La actividad y estabilidad de la alfa-amilasa se la proporciona los iones de Calcio que provienen de sales como acetato de calcio, sulfato de calcio y cloruro de calcio, siendo ésta última la más utilizada.

- **Sacarificación**<sup>19, 33</sup> El objetivo de la sacarificación es 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 pululanasa que ayudan a reducir los enlaces  $\alpha$ -(1-6) glucosídicos que impiden la rápida hidrólisis del almidón por glucoamilasa.

La glucoamilasa es la enzima que actúa como catalizador en la hidrólisis de enlaces  $\alpha$ -(1,6) glucosídicos de las cadenas poliméricas del almidón. Esta enzima libera de forma secuencial unidades sencillas de D-glucosa. La velocidad de hidrólisis del almidón catalizada por ésta enzima se incrementa en proporción directa con el peso molecular del sustrato. Las condiciones de pH y temperatura en que ésta enzima tiene su mayor actividad, así como la composición específica y el peso molecular tienen ciertas variaciones que dependen de la fuente de donde se haya extraído la enzima.

Las fuentes más comunes para extraer ésta enzima, son de órganos animales y bacterias. Esta enzima requiere la acción anticipada de alfa-amilasa para poder catalizar con mayor eficiencia, cuando se hidroliza el almidón con glucoamilasa como catalizador, los polímeros que contienen enlaces  $\alpha$ -(1,4)-glucosídicos se hidrolizan más rápidamente que los polímeros que contienen enlaces  $\alpha$ -(1,6)-glucosídicos.

Figura. 1.4 Procesos del almidón



Fuente: [www.lurgi-lifescience.com/l.pdf](http://www.lurgi-lifescience.com/l.pdf)

## **2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE JARABE DE GLUCOSA**

Existen dos procesos principales usados industrialmente para la producción de jarabe de glucosa a partir de almidón que son hidrólisis ácida e hidrólisis enzimática pero en ocasiones se emplea una combinación de las dos anteriores que se conoce como hidrólisis ácido –enzimática.

El primer jarabe de glucosa producido fue hecho por hidrólisis ácida catalizada, y una mayor parte de los jarabes convencionales son hechos de ésta manera. Aunque los convertidores batch son usados en la industria, las instalaciones más modernas emplean convertidores continuos debido a que ellos son más eficientes, permiten mejor control de la DE, y minimizan la formación de color indeseado en la conversión del producto.

El proceso de producción de glucosa a partir de almidón de yuca, ya sea por hidrólisis ácida, ácida-enzimática o enzimática, consta básicamente de tres fases a saber:

1. Acondicionamiento del almidón
2. Hidrólisis del almidón
3. Refinación del jarabe obtenido de la hidrólisis.

La primera fase del proceso es la preparación de la solución que va a hidrolizarse, en otras palabras, es el acondicionamiento de la solución para las condiciones de hidrólisis. Durante ésta etapa, además de la mezcla de los componentes de la lechada que son almidón, agua y catalizador, ya sea ácido o enzima a temperatura y presión atmosférica,

se procede generalmente a un calentamiento instantáneo, donde se lleva a cabo la gelatinización, necesaria para solubilizar los gránulos de almidón en agua para que se lleve a cabo la hidrólisis.

La hidrólisis es la etapa más importante del proceso, donde por acción del ácido o de las enzimas, se va a realizar la conversión del almidón a moléculas de D-glucosa. El procedimiento a seguir depende del tipo de hidrólisis, y será explicado con detalle en la descripción específica de cada proceso.

Finalmente, viene la fase de refinación; el hidrolizado obtenido de la fase anterior es liberado de impurezas solubles e insolubles, mediante filtración y tratamiento con resinas de intercambio iónico. Después se decolora la solución en una columna de adsorción con carbón activado. Acto seguido, se procede a la concentración de la solución por evaporación y finalmente, se somete a enfriamiento para luego ser llevado a la sección de empaque.

## **2.1. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO POR HIDRÓLISIS ÁCIDA**

La hidrólisis ácida no es específica debido a que el ácido rompe todos los enlaces que constituyen la amilosa y la amilopectina, sin distinción alguna. Este proceso tiene lugar a altas temperaturas y requiere equipos resistentes a la corrosión y neutralizaciones químicas. Además se pueden dar otras reacciones, tal como la de recombinación. La velocidad de la hidrólisis ácida es más rápida que la de la hidrólisis enzimática, pero la glucosa también se degrada sobre condiciones ácidas. La neutralización puede ocurrir rápidamente, aunque se pueden precipitar sales y compuestos indeseables. Se requieren grandes volúmenes de ácido pero el ácido puede ser recuperado para disminuir los costos.

### **2.1.1 Acondicionamiento**

- **Preparación de la lechada.** De acuerdo con lo reportado en la literatura, para la hidrólisis de almidón se prepara una lechada que contiene entre 30 y 40% de sólidos.<sup>32, 33</sup>

La solución debe tener un pH de 1.8-2.0. La mezcla de almidón, agua y ácido se realiza mediante agitación a condiciones atmosféricas. El almidón no es soluble en agua a la temperatura de preparación de la lechada.

Industrialmente se utiliza ácido clorhídrico y ácido sulfúrico, aunque es conocido que el ácido clorhídrico produce mayores rendimientos que los obtenidos con ácido sulfúrico; esto se debe a que las sales formadas por el ácido sulfúrico con el material no amiláceo inhiben la reacción de hidrólisis, mientras que las sales formadas por el ácido clorhídrico no presentan este efecto inhibitor, además, a diferencia del ácido sulfúrico, el ácido clorhídrico resulta más sencillo de manejar.<sup>2</sup>

- **Calentamiento instantáneo de la suspensión.** Esta solución es bombeada a un calentador instantáneo donde es llevada a una temperatura entre 130–160 °C con vapor saturado.<sup>13</sup> Para la conversión del almidón en azúcar es necesario llevar la suspensión a éste calentamiento, donde ocurre el proceso de gelatinización que es la formación de pasta o gel y que logra por efecto de la elevación de la temperatura un hinchamiento en los gránulos de almidón. Durante este proceso el almidón se solubiliza y libera las moléculas de amilosa y amilopectina que están formadas por moléculas de D-glucosa. La temperatura de gelatinización del almidón se encuentra entre 52 y 65 °C.<sup>32, 33</sup> Durante ésta etapa la viscosidad de la suspensión se aumenta, después la solución se hace pasar por un reductor de presión donde es despresurizada y a la presión atmosférica y la temperatura alcanzada comienza la fase de hidrólisis.

**2.1.2. Hidrólisis.** En este proceso se deben considerar cuatro factores importantes: la concentración de almidón, el tiempo de residencia, la temperatura y el pH de la solución, es decir, la concentración de ácido.<sup>32</sup> A medida que la acción del ácido continua, el peso molecular y la viscosidad de los productos de hidrólisis decrecen y el contenido de azúcares reductores aumenta <sup>19, 33</sup>.

La reacción se lleva a cabo a temperatura entre 130 y 160 °C, concentración de almidón 30-40% de sólidos, concentración de ácido entre 0.02 y 0.05 <sup>13, 33, 27</sup> y durante un tiempo de residencia que esta entre 8 y 11 min <sup>27</sup>.

A mayor concentración de almidón, disminuye la conversión a moléculas de D-glucosa, pues, puede darse una hidrólisis incompleta debido a que la acción del ácido no es suficiente para romper todos los enlaces presentes en la solución, y si para éste fin se piensa en aumentar la cantidad de ácido podría conducir a una degradación del almidón. A menor concentración de la lechada, la hidrólisis es más completa, pero se requiere evaluar en términos de costos lo que se obtiene, pues al ser mayor cantidad de hidrolizado, los costos de refinación y evaporación se elevan.<sup>32</sup>

Como productos finales de la reacción está la glucosa, y dependiendo de las condiciones se encuentran cantidades variables de gentibiosa, derivados de furfural, ácido levulínico y otros productos de degradación los cuales resultan del tratamiento de carbohidratos con ácidos a altas temperaturas. Estas reacciones secundarias disminuyen el rendimiento de dextrosa, afectan la calidad del producto con respecto al sabor y color, provocando un aumento en los costos de refinación.

El hidrolizado obtenido por hidrólisis ácida contiene una DE ente 20 y 55; <sup>33</sup> a la salida del reactor la temperatura es aproximadamente 145°C. Para el rango de condiciones empleadas, la reacción que da origen al hidroximetil furfural y otros compuestos ocurre en una fracción del 1% por lo que el análisis cinético se centra en las reacciones de hidrólisis y recombinación.

## **2.2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO POR HIDRÓLISIS ÁCIDA – ENZIMÁTICA**

La mayor parte de los jarabes convertidos por combinación ácido-enzimática es hecha en el rango 58-73 de DE.<sup>33</sup> Los jarabes de DE más alta a 55 no son comercialmente producidos por conversión ácida, debido a reacciones alternas que durante la hidrólisis

ácida generan excesivo color e indeseable sabor amargo de las sustancias no removibles por refinación ordinaria; tales características limitaron el potencial comercial de los edulcorantes por muchos años.

Por empleo de la catálisis de enzimas, los jarabes que contienen una variedad amplia de mezclas de sacáridos, son alcanzables. Las preparaciones de enzimas comerciales purificadas usadas para convertir el almidón son comúnmente obtenidas de fermentaciones de *Bacillus Licheniformis*,<sup>12</sup> son usualmente aplicadas a los hidrolizados ácidos para incrementar los contenidos de D-glucosa y maltosa y consecuentemente los niveles de edulcoración del jarabe. Este proceso tiende a eliminar los productos de degradación de los carbohidratos y la reversión de productos como la gentibiosa.<sup>33</sup>

### 2.2.1 Acondicionamiento.

- **Preparación de la lechada.** En una conversión continua típica, un 40% de almidón en la lechada es acidificado a un pH de 1.8-2.0, usualmente con ácido clorhídrico<sup>33</sup> y bombeada a un convertidor simultáneamente con inyección de vapor para calentar la lechada.<sup>13</sup>

- **Calentamiento Instantáneo de la suspensión.** La inyección de vapor y las velocidades de bombeo son controladas para alcanzar alrededor de 160°C por aproximadamente 8 minutos.

**2.2.2 Hidrólisis.** Primero se hace una hidrólisis ácida que reemplaza la licuefacción y luego se efectúa la sacarificación.

- **Hidrólisis ácida.** Los enlaces  $\alpha$ -(1-4) son hidrolizados más fácilmente que los enlaces  $\alpha$ -(1-6), también, los enlaces finales de la molécula de almidón son hidrolizados más rápidamente que los enlaces localizados en el interior. Estas diferencias en la

velocidad de hidrólisis son pequeñas, sin embargo, las distribuciones de componentes obtenidos por catálisis ácida son sustancialmente esperadas de una hidrólisis al azar.

- **Neutralización.** Después de la hidrólisis a la DE deseada, el hidrolizado de almidón es neutralizado a un pH de 4.6-4.8 con carbonato de sodio. Ajustar el pH es necesario para obtener las condiciones requeridas por la enzima que lleva a cabo la sacarificación; también para una máxima precipitación del material proteínico y lípidos. En el rango de pH adecuado, la floculación de impurezas es sostenida y los sólidos son fácilmente removidos.

- **Hidrólisis enzimática.** Corresponde a la segunda etapa de conversión de almidón a glucosa para alcanzar una DE cercana a 65. La enzima que se utiliza generalmente es la glucoamilasa

## **2.3 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO POR HIDRÓLISIS ENZIMÁTICA**

La hidrólisis enzimática es específica, pero requiere pretratamiento para incrementar la velocidad de reacción y el rendimiento; condiciones moderadas tales como la presión atmosférica, temperaturas entre 30° a 60°C; y un pH de 4.8 a 7.0. Aunque las enzimas son costosas la producción de enzimas en el proceso, la subsecuente recuperación y el posterior reciclo puede reducir el costo.

### **2.3.1 Acondicionamiento.**

- **Preparación de la lechada.** Al igual que para los anteriores procesos, la corriente de alimentación es una suspensión de agua y almidón. El porcentaje de sólidos en la suspensión se encuentra entre el 30 y 40% en peso. La enzima para la licuefacción se adiciona en ésta etapa, pues más adelante resulta más dispendioso ajustarle el pH que debe estar entre 5 y 6.5.

- **Calentamiento Instantáneo de la suspensión.**<sup>12</sup> Con objeto de gelatinizar el almidón la solución es calentada por inyección de vapor directo en cocedor tipo jet, después de 2 o 3 minutos de calentamiento hasta una temperatura entre 95 y 110 °C, la presión es reducida a condiciones atmosféricas.

### 2.3.2 Hidrólisis

- **Licuefacción:** El primer paso en la producción de los edulcorantes de almidón de yuca es la licuefacción enzimática, o hidrólisis parcial del almidón para proporcionar un material soluble, de baja viscosidad, baja DE, adecuado para posterior conversión. La licuefacción es conducida con bacterias alfa-amilasa termoestables que tienen la capacidad para resistir las altas temperaturas de reacción necesarias para la rápida y completa gelatinización del almidón. Las bacterias alfa-amilasa específicamente catalizan la hidrólisis de  $\alpha$ -1,4 enlaces glucosídicos y actúan de una manera aleatoria pero reproducible para reducir el peso molecular de los polisacáridos.

Después de la gelatinización se continúa la hidrólisis durante 1 a 2 horas a 85-110°C hasta obtener una DE de 10-15, suficiente para evitar el fenómeno de retrodegradación del almidón.<sup>12, 19, 20</sup> La enzima es inactivada por un segundo tratamiento de calor.

Prácticamente todas las alfa-amilasas requieren calcio para una adecuada estabilidad. La cantidad de calcio necesaria es de 5 a 200 ppm. La licuefacción enzimática requiere un cuidadoso control de los parámetros de la reacción tales como porcentaje de sólidos, temperatura, tiempo, pH, y niveles de calcio para garantizar una hidrólisis eficiente y minimizar costos de enzimas.<sup>19</sup>

La solución licuada se encuentra a una temperatura alta de aproximadamente 90 °C, por esto es necesario llevarla a una temperatura de 60-63°C, para que pueda actuar la enzima que va a llevar a cabo la sacarificación.

- **Sacarificación:** Los procesos enzimáticos para la producción de glucosa requieren una segunda etapa después de la licuefacción del almidón. Esta etapa se efectúa con una mezcla de enzimas balanceada de glucoamilasa y pululanasa.<sup>20</sup> A diferencia de la alfa-amilasa que se encuentra en microorganismos, vegetales y animales superiores, esta enzima es sólo de origen microbiano. A nivel industrial, las preparaciones procedentes fundamentalmente de cepas de *aspergillus Níger*, tiene la característica de liberar glucosa de los enlaces  $\alpha$ -(1,4) pero también de enlaces  $\alpha$ -(1,6) aunque a una velocidad menor.

El hidrolizado de almidón con alfa-amilasa es ajustado a un pH de 4.1-4.5,<sup>12, 20</sup> después de haber desactivado la primera enzima. La reacción se efectúa ahora a 60-62°C, las dosis de enzima depende de la actividad pero oscila entre 0.65 y 0.8 L/ton de almidón, aunque esta dosis también varía de acuerdo a la DE y al tiempo de residencia deseado. De esta forma es posible alcanzar equivalentes en dextrosa del orden de 96 y 98, lo que implica entre 92 y 96% de glucosa. La reacción tiene una duración entre 40 y 72 horas, después de las cuales es necesario desactivar la enzima con un tratamiento de calor a 80°C durante 20 min.<sup>12</sup>

Al término de la hidrólisis y una vez desactivada la enzima, el jarabe es purificado mediante filtración, tratamiento con carbón activado e intercambio iónico. Posteriormente se evapora la solución. La siguiente tabla presenta la composición típica del jarabe.

**Tabla 2.1.** Composición del jarabe de glucosa obtenido mediante hidrólisis enzimática del almidón.

Componentes	% en base seca
Glucosa	94-96
Maltosa	2-3
Maltotriosa	0.3-0.5
Oligosacáridos	1-2
Materia seca en jarabe	35-37

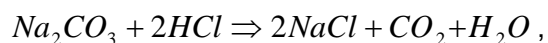
**Fuente:** GARCÍA y QUINTERO, Biotecnología Alimentaria.

## 2.4 REFINACIÓN

La siguiente descripción de los tratamientos de refinación de jarabes se aplica a todos los jarabe manufacturados. Las variaciones menores deben ser aplicadas para encontrar los requerimientos de refinación particulares de los hidrolizados especiales. El proceso de refinación lo constituyen los siguientes pasos, aunque algunos de ellos no se aplican en cada tipo de Hidrólisis.

- **Neutralización.** Se requiere neutralizar el ácido con carbonato de sodio principalmente para evitar corrosión en los equipos y porque a estas condiciones se obtiene precipitación máxima de materiales indeseables en el producto final, tales como lípidos y material proteínico. Se habla de neutralización cuando se usa hidrólisis ácida.

Se forma NaCl en el jarabe, de acuerdo con la reacción:



Así mismo se forma CO<sub>2</sub> en pequeñas cantidades, es preferible permitirle escapar para evitar la formación de espuma y pérdida de glucosa.<sup>2</sup>

- **Filtración.** Este es un paso de purificación de los hidrolizados; se eliminan fibras, lípidos, proteínas, sales y otros compuestos insolubles que se hayan formado. La torta contiene impurezas, agua y azúcares en baja proporción. La filtración puede ser continua o discontinua, comúnmente es usado un filtro rotatorio continuo.

- **Intercambio iónico.** El filtrado es luego llevado a una columna de intercambio iónico, donde se eliminan los iones de calcio y magnesio presentes, así como impurezas muy pequeñas tales como compuestos nitrogenados, aminoácidos y proteínas, que por ser muy pequeñas no pudieron ser eliminadas durante el filtrado.

Este tratamiento de intercambio iónico es opcional, generalmente es usado cuando hay cenizas o cuando se desean jarabes con un color muy estable.

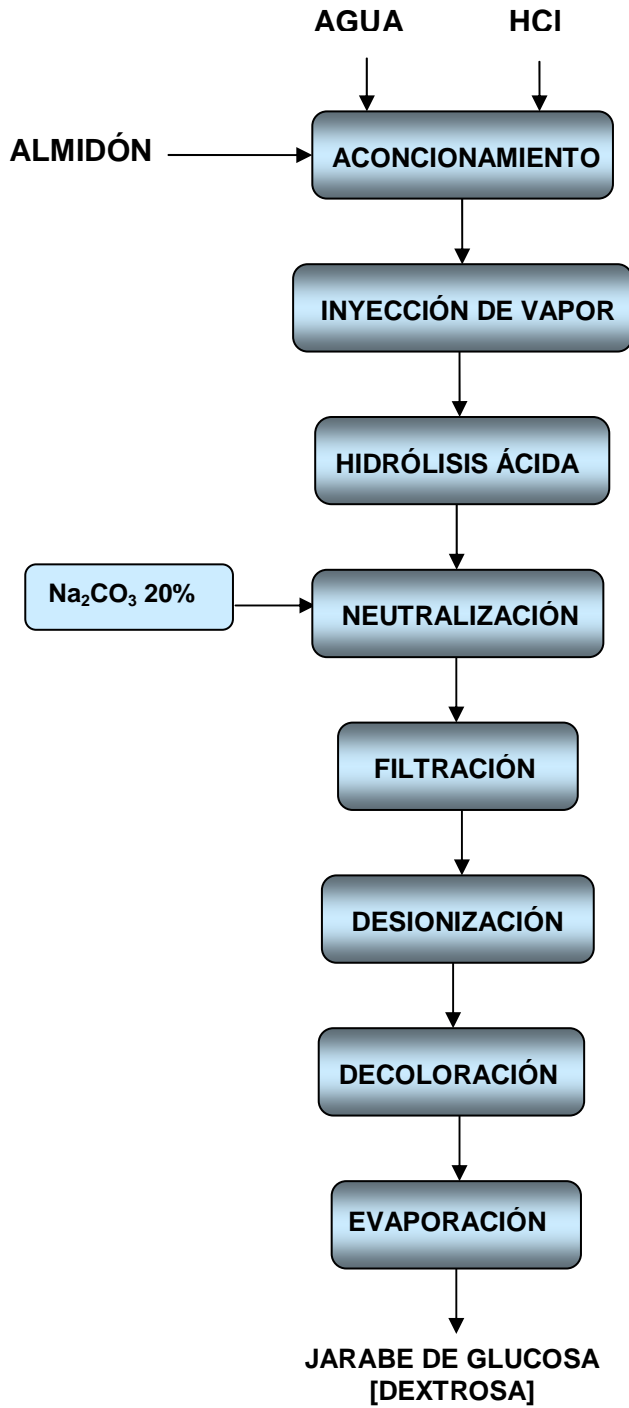
- **Decoloración.**<sup>2, 19, 33</sup> Debido a la importancia de eliminar el color que se produjo en la hidrólisis ácida producto de la formación de reacciones alternas que degradan la dextrosa se hace necesaria esta operación. La decoloración se lleva a cabo en una torre de adsorción, cuyo lecho empacado es carbón activado granular o en polvo, o carbón de huesos. Esta operación no tiene efecto sobre la concentración de glucosa en el jarabe.

En la hidrólisis enzimática también se hace esta operación. Los jarabes de glucosa con DE de 96-98 se encuentran con un criterio de calidad exacta en términos de limpieza, claridad, transparencia, sabor y cuerpo, por lo tanto este jarabe es sometido a un tratamiento final con carbón activado

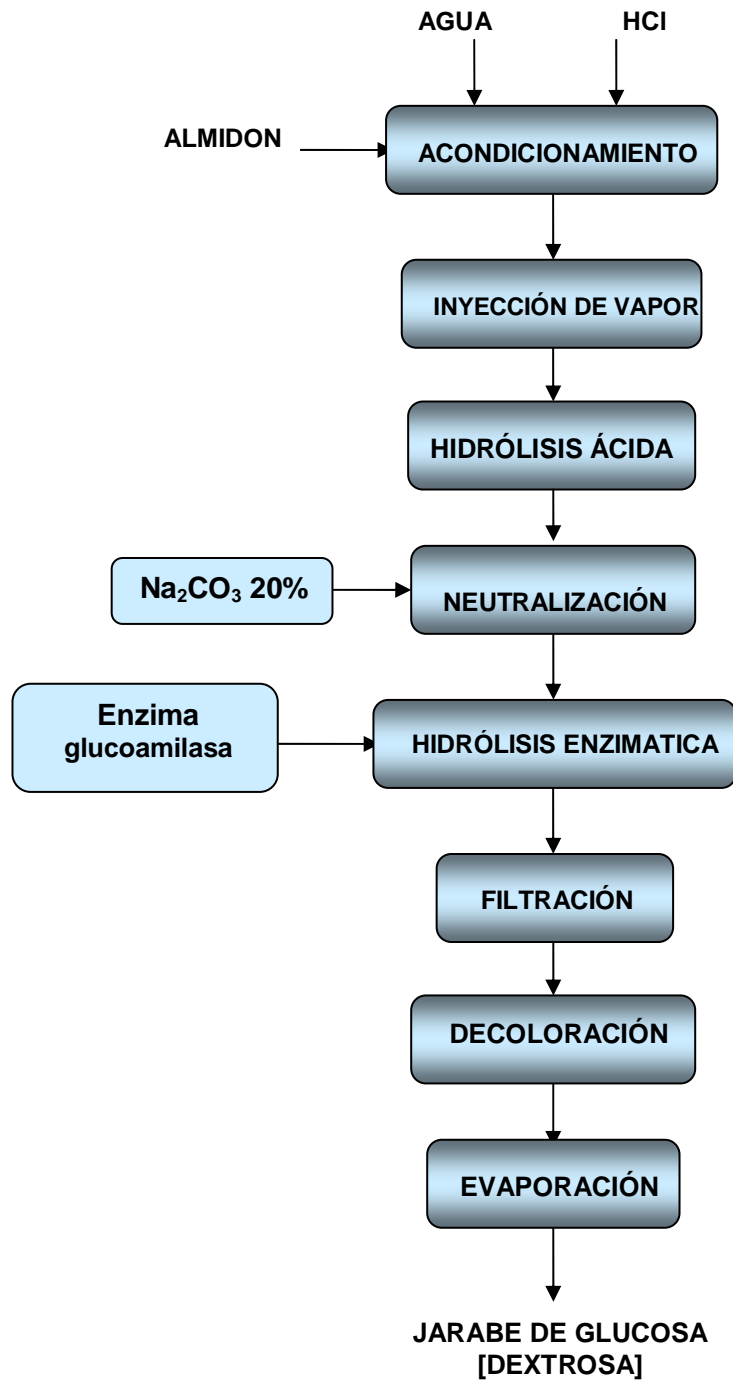
- **Concentración.** Una vez decolorada la solución, ésta se concentra hasta las especificaciones finales deseadas del jarabe en evaporadores al vacío. Las unidades de evaporación generalmente consisten en varios efectos y son frecuentemente equipados con un vapor de recompresión del primer evaporador. Dependiendo del costo de la electricidad y de la capacidad requerida, los compresores de vapor pueden usar vapor de un sistema térmico con toberas ó compresores mecánicos.

## 2.5 DIAGRAMAS DE BLOQUES DEL PROCESO.

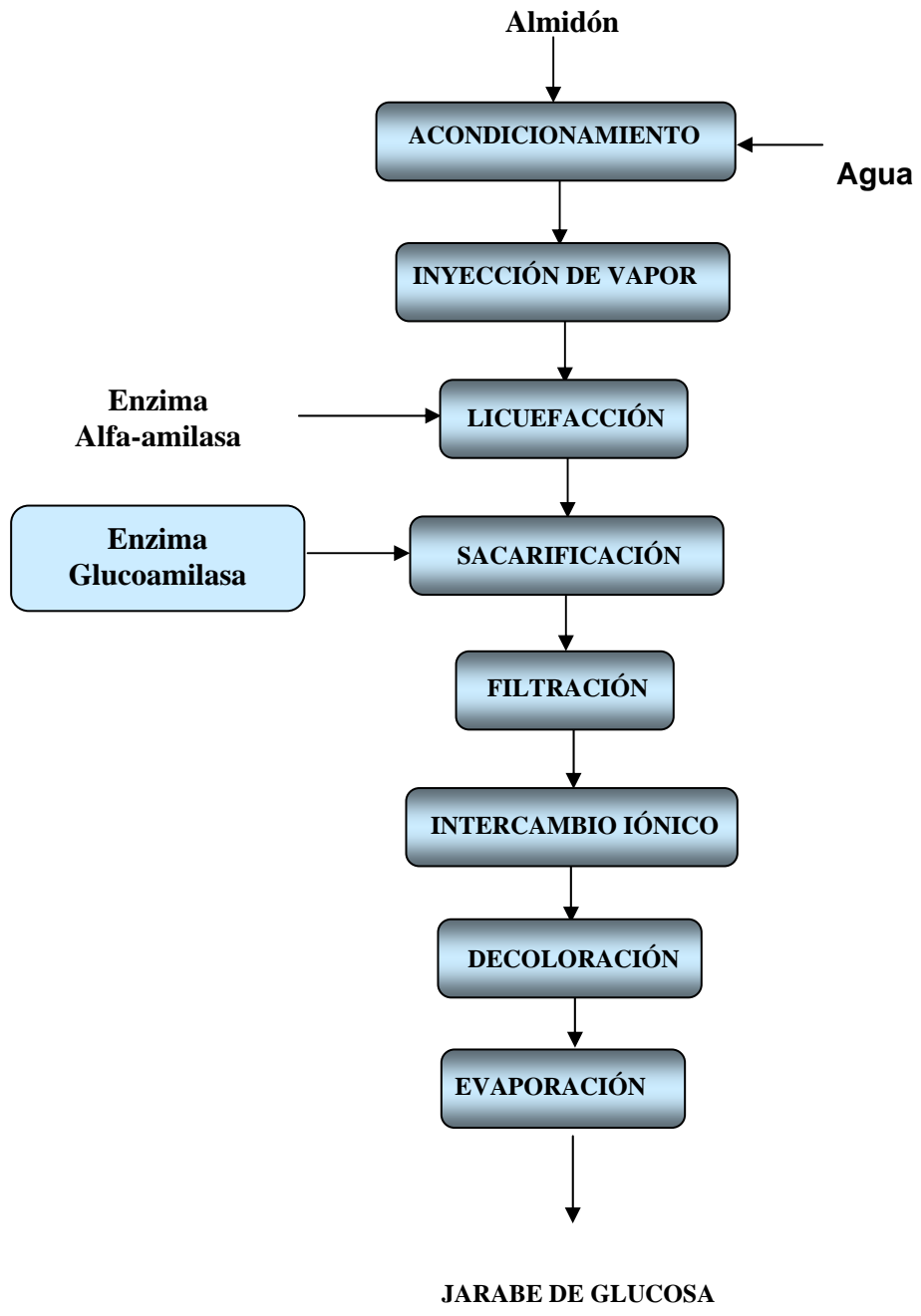
**Figura 2.1.** Diagrama de bloques del proceso (hidrólisis ácida)



**Figura 2.2** Diagrama de bloques del proceso de producción de jarabe de glucosa por hidrólisis ácida-enzimática.



**Figura 2.3** Diagrama de bloques del proceso de producción de jarabe de glucosa por hidrólisis enzimática.



**Tabla 2.2** Historia de los procesos de hidrólisis de almidón para obtención de jarabe de glucosa.

<b>Época</b>	<b>Materia prima: almidón 30 - 45% de sólidos</b>
<b>Hasta los 50</b>	<b>Hidrólisis ácida</b> ( HCl pH=1.5, T= 150°C) DE es función del tiempo de hidrólisis
<b>Hasta los 60</b>	<b>Hidrólisis ácido-enzimática</b> Proceso ácido: 5-10 min, con HCl (pH = 1.5, T=150°C, DE 12 a 20) Proceso enzimático con amiloglucosidasa: (pH= 4-4.5 T=60°C por 72 h) jarabe de glucosa con DE = 90-92.
<b>Entre los 60 y los 70</b>	<b>Hidrólisis enzimática</b> Licuefacción con alfa-amilasa (pH=5.5-7; T=70-90°C; DE= 20-30) sacarificación con amiloglucoamilasa (pH=4-4.5; T=60°C; 48-72h) jarabes de glucosa con DE = 96-98.
<b>Después de los 70</b>	<b>Hidrólisis enzimática</b> Licuefacción alfa-amilasa termorresistente ( 6 min a 105°C, 2 h a 95°C, DE= 8-15) Sacarificación con amiloglucosidasa (pH= 4-4.5; T= 60°C, 48-72 h) Jarabe de glucosa: DE= 96-98 (92-96% glucosa)

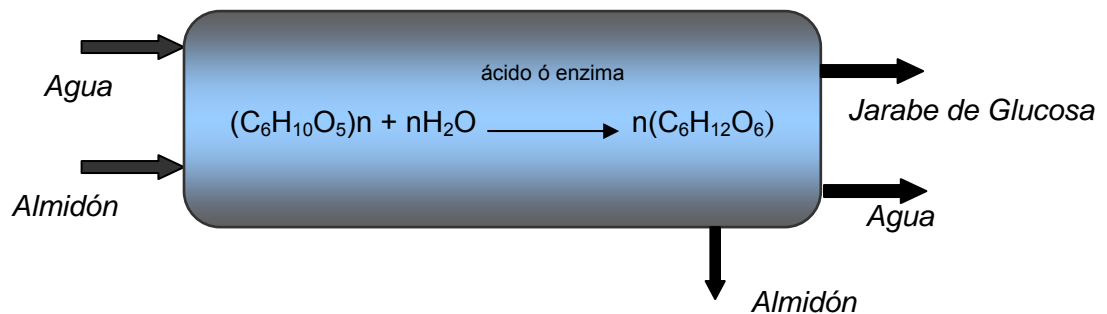
**Fuente:** Biotecnología Alimentaria, GARCÍA, Mariano G., QUINTERO, Rodolfo R. y LOPEZ, Agustín M.

### 3. DIAGRAMAS DE FLUJO Y BALANCES DE MASA Y ENERGÍA

#### 3.1 DIAGRAMA DE ENTRADAS Y SALIDAS

Un diagrama de entradas y salida es la primera aproximación al proceso, en el cual únicamente se especifican el alimento y los productos. Por convención muestra la corriente de alimentos entrando por la izquierda y la de producción saliendo por la derecha, como se muestra en la figura 3.1

**Figura 3.1** Diagrama de producción de jarabe de glucosa



Como el balance de masa es un factor dominante en el diseño, es conveniente un balance económico preliminar de cada proceso. Se desea evitar el desarrollo de un proceso en el cual los costos de la materia prima superen el de los productos. La tabla 3.1 consigna el balance de materia global del proceso de hidrólisis para una base de cálculo de 500 kg/h de almidón de yuca.

**Tabla 3.1** Balance de materia global del proceso de hidrólisis ácida

Componente	flujo de entrada (kg/h)	flujo de salida (kg/h)
Almidón (13%humedad)	500	66.7
Agua (agua + vapor)	587.5	523.2
Jarabe de glucosa (DE = 42)	----	497.6

El potencial económico del proceso (P.E.P) es el costo de los productos menos el costo de la materia prima.<sup>11</sup>

Según el centro de investigación de agricultura tropical CIAT el precio de almidón de yuca es de 0,5078US\$/kg (1300 \$/kg), promedio del 2002 y2003. A través de Proexport e Industrias del Maíz se determinó que el kilogramo de jarabe de glucosa (DE = 42) tiene un valor comercial de 0,664US\$/kg (1700\$/kg).

$F_p, F_A$ : flujo másico de productos y alimentos (kg /h)

$C_p, C_A$ : costo del producto y alimento (US\$/ Kg)

$$\begin{aligned}
 P.E.P &= F_p C_p - F_A C_A \\
 &= 497.6\text{kg/h} * 0,664\text{US\$/kg} - 500\text{kg/h} * 0.5078\text{US\$/kg} \\
 &= 76,53\text{US\$/h} * 24\text{h} * 360 * 0.95 \\
 &= \mathbf{628.168,5\text{US\$/año}}
 \end{aligned}$$

El potencial económico del proceso de hidrólisis ácida: **P.E.P** es 628.168,5 US\$ anuales, lo cual indica que el proceso puede ser viable. Se producen 497.6 kg de jarabe de glucosa con 82% de sólidos.

**Tabla 3.2** Balance de materia global del proceso de hidrólisis enzimática

Componente	flujo de entrada (kg/h)	flujo de salida (kg/h)
Almidón (13% humedad)	500	21,75
Agua (agua + vapor)	908.2	845,75
Jarabe de glucosa (DE = 96)	---	540,9

El producto obtenido por este proceso es de especificaciones superiores que no se consiguen con hidrólisis ácida. Actualmente se importa y el kilogramo tiene un valor más alto, su valor es de 1,042 US\$ (2668 \$/kg incluido IVA)

$$\begin{aligned} P.E.P &= F_p C_p - F_A C_A \\ &= 540,9 \text{kg/h} * 1.042/\text{kg} - 500 \text{kg/h} * 0,5078 \text{US\$/kg} \\ &= 309.8 \text{US\$/h} * 24 \text{h} * 360 * 0.95 \\ &= \mathbf{2.542.994,85 \text{ US\$/ año}} \end{aligned}$$

El potencial económico del proceso de hidrólisis enzimática es de 2.542.994,85 US\$ anuales.

Aun no se ha tenido en cuenta la inversión inicial de cada planta, ni los costos de fabricación. Se aprecia una gran diferencia del potencial económico entre dichos procesos

### **3.2 SELECCIÓN DEL TIPO DE REACTOR Y DE LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN PARA HIDRÓLISIS ÁCIDA**

Los reactores tubulares consisten en tubos en paralelo, o puede ser varios cientos de metros de longitud dispuestos en forma de S con flujo en contracorriente de un tubo con

respecto a otro. Estos reactores se construyen frecuentemente usando muchos tubos de diámetro pequeño, menos de 3 pulgadas; y son de gran longitud<sup>19</sup>.

Para flujos continuos los modelos mas indicados son los reactores tubulares y los de tanque perfectamente agitado. El reactor de flujo pistón o tubular incluye los efectos de mezclado axial resultantes de movimiento molecular y la turbulencia del fluido. Los tiempos de reacción son generalmente cortos; siendo este hecho más factible con el empleo de temperaturas elevadas<sup>19</sup>.

Se selecciona el esquema de reactor tubular, ya que el tiempo de residencia es corto y la temperatura de reacción es elevada. Además en todos los procesos de hidrólisis ácida de almidones encontrados en la literatura recomiendan un reactor tubular para la conversión del almidón a glucosa; Algunos de ellos son: Amado y Serrano, James y Mantell

**Tabla 3.3** Condiciones optimas para operar en el proceso de hidrólisis ácida

• Velocidad de flujo.....	5gpm
• Tiempo de residencia.....	8 - 11min
• Temperatura de entrada.....	150 °C
• Temperatura de salida .....	135 °C
• PH.....	1,2-1,8

**Fuente:** JAMES, Ronald W; Industrial Starches: Chemical and Technology

### 3.3 SELECCIÓN DEL TIPO DE REACTOR Y DE LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN PARA HIDRÓLISIS ENZIMÁTICA

Para procesos continuos se utilizan principalmente el reactor de lecho empacado y el reactor de tanque agitado de flujo continuo (CSTR). Un híbrido de estos dos tipos de reactores es el reactor de lecho fluidizado.

En un reactor de lecho empacado hay un movimiento firme del sustrato por un lecho de enzimas inmovilizadas en una dirección especial escogida. En los reactores actuales, el flujo estándar tiende a desviarse de la concepción ideal; estas desviaciones se deben a diferencias como a) la existencia de gradientes de velocidad normales a la dirección del flujo, b) difusiones de sustrato en la dirección axial, y c) la existencia de gradientes de temperatura normales a la dirección del flujo<sup>3,7, 28</sup>.

En el reactor de tanque agitado de flujo continuo el contenido es mezclado perfectamente. Esta característica del reactor hace que una de las condiciones importantes sea que todos los elementos del reactor tengan la misma composición, y a su vez esta composición sea la misma en el flujo de salida. Consecuentemente la velocidad de reacción esta determinada por la composición del flujo de salida del reactor. La construcción abierta de este tipo de reactores permite adicionar la enzima, y facilita el control de la temperatura y el pH.

Una modificación de reactor de tanque agitado de flujo continuo, en los cuales se utilizan enzimas libres, es el acondicionamiento de una membrana de ultrafiltración que provee una barrera semipermeable al paso del producto y restringe el paso de las enzimas de alto peso molecular. Este proceso tiene una alta aplicación en la sacarificación del almidón por alfa-amilasa y glucoamilasa<sup>14, 22</sup>.

**Tabla 3.4** Factores que influyen en la elección del tipo de reactor

- Forma de la enzima
- Naturaleza del sustrato
- Requerimientos operacionales de la reacción
- Cinética de la reacción
- Capacidad de carga de transporte
- Características de la transferencia de masa
- Facilidad de reemplazo del catalizador, regeneración
- Facilidad de fabricación
- Costo del reactor

**Fuente:** Wingrad, 1976

Las condiciones de operación aportan un mayor porcentaje en la elección del tipo de reactor, por ejemplo, cuando se necesita el control del pH agregando ácido o álcalis es mejor utilizar un reactor CSTR.

Los parámetros de diseño más importantes para el buen funcionamiento del reactor son a) tiempo de residencia, b) concentración de entrada de sustrato, c) cantidad de enzima, y d) la temperatura y el pH en el reactor.

La inmovilización de la enzima aunque es factible presenta desventajas tales como menor termoestabilidad del complejo enzima soporte, fluctuaciones de las condiciones de equilibrio que ocasionan menores conversiones a glucosa, requerimiento de mayor pureza del sustrato, entre otras<sup>12</sup>. Por esta razón seleccionamos un reactor de tanque agitado donde la enzima se adiciona en forma líquida y las condiciones de operación dependen de la enzima seleccionada puesto que éstas tienen unas condiciones de operación muy específicas recomendadas por el proveedor.

Cuando se desea producir jarabes con alto contenido de fructosa (HFS) se procede a una isomerización de la glucosa a fructosa y se lleva a cabo, por lo general, en reactores de lecho fijo, donde la enzima inmovilizada se encuentra empacada<sup>12</sup>

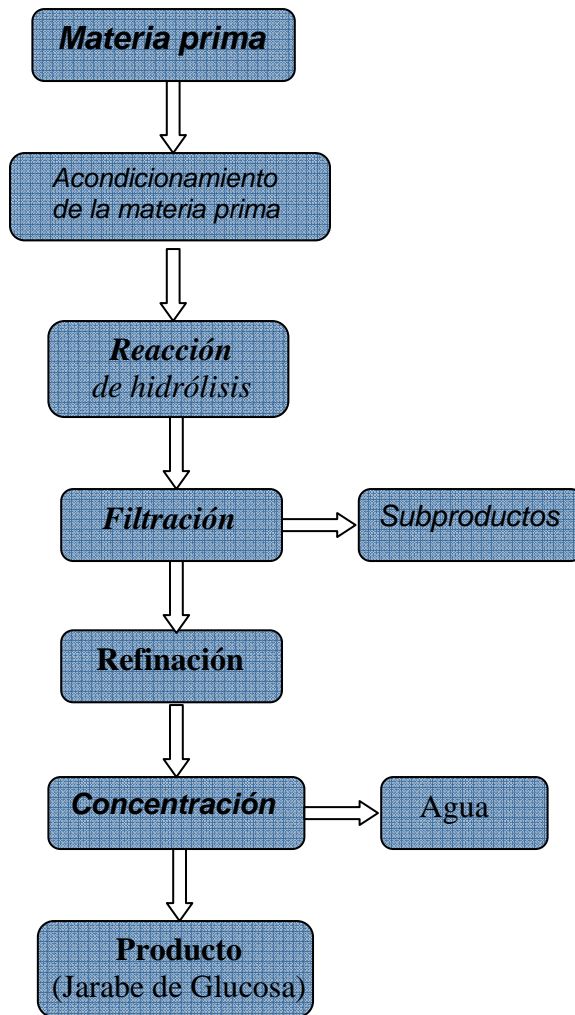
**Tabla 3.5** Condiciones óptimas para operar en el proceso de hidrólisis enzimática.

<b>Condiciones de operación</b>	<b>Reactor de licuefacción</b>	<b>Reactor de sacarificación</b>
Cantidad de enzima (kg/Ton de sólido seco)	0,33	0,55 -0,65
Temperatura (°C)	105-110	60 -63
Tiempo de residencia (h)	1- 2	40 - 72
PH	5,0 - 5,6	4,1 – 4,5
Calcio (ppm)	5-100	-----

**Fuente:** Novozymes A/S

### 3.3 DIAGRAMA GENÉRICO DE BLOQUES

**Figura 3.2** Diagrama genérico de bloques para el proceso de producción de jarabe de glucosa



### 3.4 DIAGRAMAS DE FLUJO DEL PROCESO

**Figura 3.3** Diagrama de flujo del proceso de producción de jarabe de glucosa por hidrólisis ácida.

[VER ARCHIVOS DE EXCEL](#)

**Figura 3.4** Diagrama de flujo del proceso de producción de jarabe de glucosa por hidrólisis enzimática.

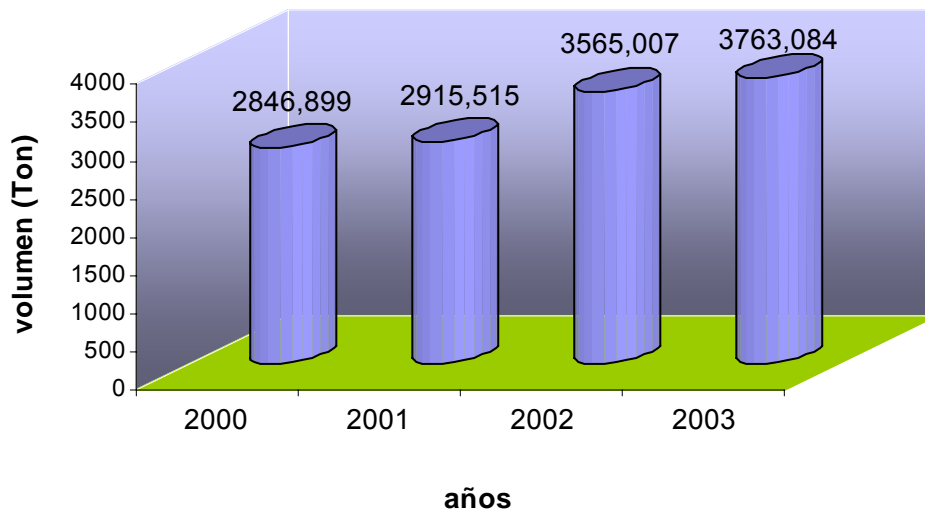
[VER ARCHIVOS DE EXCEL](#)

### 3.6 BALANCES DE MASA

El balance de masa se hace con base en el promedio de las importaciones de los últimos años de jarabe de glucosa y productos afines como los jarabes con contenidos de fructosa (Figura 3.1). Para plantas con capacidad de procesamiento superior a 10 toneladas de almidón al día la operación por lotes ya no es considerada<sup>11</sup>. Ver anexo 3.

En este trabajo se pretende comparar los procesos de hidrólisis ácida y enzimática desde el punto de vista tecnológico, mas no es objetivo del trabajo hacer estudios de prefactibilidad. Hacemos esta aclaración porque suponemos que el lector se preguntará porque se hace un balance de masa para un mercado como el de Colombia y no para América latina y el caribe.

**Figura 3.5** Importaciones de jarabe de glucosa en Colombia



Fuente: [www.proexport.com.co](http://www.proexport.com.co)

### 3. 7 BALANCE DE ENERGÍA

Se calcula el vapor necesario para calentar la lechada de almidón (ver anexo –inyector de vapor), y el vapor requerido para la evaporación. Este vapor se calcula con ayuda de HYSYS, los resultados son:

**Tabla 3.6** Requerimientos de vapor en el proceso (*vapor de media -1200KPa*)

<b>Operación</b>	<b>Hidrólisis ácida (kg/h)</b>	<b>Hidrólisis enzimática(kg/h)</b>
Calentamiento lechada	162,57	111,4
Evaporación	236,4	446,9
Total	399	558,3

## 4. ANÁLISIS Y COMPARACIÓN DE LOS PROCESOS DE HIDRÓLISIS ÁCIDA Y ENZIMÁTICA PARA LA PRODUCCIÓN DE JARABES DE GLUCOSA

### 4.1 VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LOS PROCESOS DE PRODUCCION DE JARABES DE GLUCOSA

#### 4.1.1 PROCESO ENZIMÁTICO

- **Ventajas.** Existen numerosas ventajas por las cuales el proceso enzimático resulta de mayor aceptación

hoy en día. A continuación se mencionan algunas de ellas:

- ✓ Las enzimas son de origen natural, y por lo tanto no son tóxicas.
- ✓ La especificidad y diversidad de las enzimas aporta en la degradación del almidón grandes cantidades de azúcares que requieren menor grado de purificación y adicionalmente, según la elección del tipo de enzima o de la combinación de estas, se puede obtener un alto espectro de productos.
- ✓ Proporciona un mejor control del proceso generando jarabes con costos relativamente bajos.
- ✓ Permite mantener o incluso mejorar las características físicas, químicas y organolépticas del alimento original sin detrimento de su valor nutritivo, lo que no ocurre con los métodos tradicionales de hidrólisis ácida.

- ✓ Las enzimas generan altos rendimientos de producto puro bajo condiciones de operación moderadas de temperatura y pH, mientras por vía ácida existe la necesidad de emplear un equipo capaz de soportar las corrosiones producidas por el ácido empleado a altas temperaturas de trabajo (140-160°C).
- ✓ Para jarabes de glucosa o mezclas de maltosa con DE 42 o menos, el proceso de adsorción con carbón activado no es necesariamente requerido.
- ✓ Es una alternativa de proceso de bajo costo, es un proceso seguro, satisface las prohibiciones ambientales, es de fácil arranque y operación.
- ✓ Tiene uso más eficiente de las materias primas
- ✓ Tiene menor uso de sustancias tóxicas. Se reduce el manejo o almacenamiento de materias primas o subproductos peligrosos

- **Desventajas**

- ✓ En la hidrólisis enzimática una de las variables más importantes es el tiempo de reacción que se convierte en una desventaja puesto que requiere equipos de sacarificación de grandes dimensiones y por lo tanto un gran espacio para ubicar el equipo mencionado, por esta razón convendría que los tiempos no sean muy largos.
- ✓ Otra desventaja que presenta es que requiere la implementación de estricto control de calidad en orden a inhibir la propagación de microorganismos, suprimir la formación de impurezas, y el control de nivel de pH durante la sacarificación.

#### **4.1.2 Proceso ácido**

- **Ventajas**

- ✓ El tiempo de residencia en el proceso ácido continuo es de 8 a 11 min, es una de las más notables ventajas de este proceso con respecto al enzimático, el cual toma de 48 a 72 horas para completar la reacción

- **Desventajas**

- ✓ Con hidrólisis ácida no se producen jarabes con contenidos dextrosa equivalente DE superiores a 58, por esta razón tampoco se producen jarabes con contenidos de fructosa, puesto que estos son procesados a partir de jarabes de glucosa con DE mayor a 90.
- ✓ El trabajo con ácidos implica la aparición de subproductos no deseados que contaminan el producto final, como son el hidroximetil furfural o HMF que además de generar color debe ser eliminado durante el procesamiento, lo que aumenta considerablemente el costo de refinación y disminuye su competitividad con los jarabes producidos en los países productores de edulcorantes.
- ✓ El proceso en general es poco flexible debido a que solo permite cambiar el producto acabado por modificación en un corto rango del grado de hidrólisis.

## 4.2 ANÁLISIS ECONÓMICO PRELIMINAR DE LOS PROCESOS DE PRODUCCIÓN DE JARABES DE GLUCOSA

En ésta sección se hace el cálculo para ambos procesos de los costos de inversión de capital, costos de operación, ingresos por ventas; más no se hace estudio de mercado, ubicación del la planta, ni evaluación financiera puesto que estos ítems no estaban contemplados en los alcances del proyecto. Para determinar el monto total de inversión en equipos, montaje e instalación de los mismos se usó un software (CAPCOST). Ver anexo 5

### 4.2.1 Hidrólisis ácida.

- **Costos de inversión de capital.** Tomando como base de cálculo 500kg/h de almidón, para obtener una producción de 497.6kg/h hora de jarabe de glucosa, lo que corresponde a 4084.3 toneladas anuales y de acuerdo con las condiciones del proceso mencionadas en los capítulos anteriores, los siguientes son los equipos que se deben adquirir para poner en marcha el proceso (ver diagrama de flujo).

#### a) Costo de equipos

**Tabla 4.1** Costos de bombas – Hidrólisis ácida

Nomenclatura	cantidad	Característica base	Material de construcción	Costo US\$
P-101	bomba	Desplazamiento pos. 0.5hp	Acero Inoxidable	12632,8
P-102, P-103, P-104 P-105, P-106,P-107	Bomba (8)	Centrifuga 0.5 hp	Acero inoxidable	68062,5
P-108	bomba	De vacío	Acero	3480,5
P-109	bomba	Centrifuga 0.2hp	Acero inoxidable	3222.7
Costo total bombas				<b>87.398,5</b>

**Tabla 4.2** Costo de equipos- Hidrólisis ácida

Nomenclatura	Equipo	Característica base.	Material de construcción	Costo (US)
V-101	Tanque de lechada	D = 1.0 m L = 1.8 m	Acero inoxidable	23500
V-102	Tanque de neutralización	D = 1.2 m L = 2.2 m	Acero inoxidable	25800
V-103	Tanque de almacenamiento	D = 2.5 m L = 3.5 m	Acero al carbón	50100
R-101	Reactor Tubular	D= 0.0508m L = 96m	Acero inoxidable	62670.8
F-101	Filtro Rotatorio	Área = 3.8m <sup>2</sup>	Acero inoxidable	144700
TA-101-102	Torre de Adsorción (2)	D = 0.8 m L = 2.1m	Acero inoxidable	280000
TI-101-102-103	Torres de intercambio Iónico (6)	D = 0.7m L = 2.15m	Acero inoxidable	210000
E-101-102-103	Evaporador (3)	Área = 4.2 m <sup>2</sup>	Acero inoxidable	27585,9
I-101	Inyector de vapor	–	Acero inoxidable	165000
Q-101	Trampa de vapor	–		1000
K-102, K102	Enfriadores	Área = 0,86 m <sup>2</sup>		4300
B-101	Reductor de presión	–	Acero inoxidable	11000
<b>COSTO TOTAL DE EQUIPOS</b>				<b>1.093.055, 2 US\$</b>

Sumando las cifras de las tablas 4.1 y 4.2 el costo total de equipos es:

**Costo total de equipos  $C_{TE} = 1.093.055, 2 \text{ US\$}$**

**b) Costos de medios auxiliares  $C_{CA}$ .** Estos incluyen rubros por el sitio donde se desarrolla la actividad, tales como terrenos y edificios. Estos corresponden al 35% del valor total de los equipos:

$$C_{CA} = 0.35 \times C_{TE} = 382.569,3 \text{ US\$}$$

$$CC = C_{CA} + C_{TE} = 1.475.624,5 \text{ US\$}$$

**La inversión de capital inicial es de: 1.452.136,5 US\$**

**Tabla 4.3.** Resumen de costos de inversión de capital para la planta de hidrólisis ácida

<b>Costo de inversión de capital</b>	<b>Valor (US\$)</b>
Costo total de los equipos	1.093.055,2
Costo de medios auxiliares(terrenos y edificios)	382.569,3
<b>Costo total de la planta (CC)</b>	<b>1.475.624,5</b>

- **Costos de operación**

- a) **Costos directos (CD)**

**Materias primas.** La única sustancia que se emplea como materia prima es el almidón de yuca, el cual tiene un costo en el mercado de 0.5078US\$/kg (1300\$/kg). Dada la producción deseada de jarabe de glucosa y la estequiometría de la reacción, se necesita:

Costo total del almidón de yuca requerido

$$C_{MP} = 500 \text{ (kg. de almidón/hora)} \times 8208 \text{ (horas/año)} \times 0.508 \text{ (US$/kg)}$$

$$C_{MP} = 2.084.062,5 \text{ (US\$/año)}$$

**Costo de insumos:**

Se requiere:

- Catalizador (HCl)
- Carbón activado
- Resina de intercambio iónico
- Solución de NaOH
- Ácido clorhídrico

**Tabla 4.4** costo de insumos - hidrólisis ácida

<b>Producto</b>	<b>Cantidad /año</b>	<b>Costo (US)</b>
Catalizador HCL	13.5 m <sup>3</sup>	2946,7
Carbón activado y regeneración	77155.2 kg	136169,13
Resina de intercambio iónico	809 kg	548.04
HCl (al 30% )	68333.6 kg	14867,46
NaOH (al 45%)	32832 Kg	12397,92
<b>Costo total (US\$)</b>		<b>166929.25 US\$/año</b>

**Servicios industriales:** Se requiere:

- Vapor de media (1200kPa)
- Agua de enfriamiento
- Agua desmineralizada
- Energía eléctrica

**Tabla 4.5** Costo de los servicios industriales – Hidrólisis ácida

Servicio industrial	Proceso ácido	
	Cantidad/año	Costo (US\$)
Vapor de media (Ton)	3275	12584,7
Agua desmineralizada (m <sup>3</sup> )	20520	20109,6
Agua de proceso (m <sup>3</sup> )	102600	91314
Energía Eléctrica (KWh)	123120	12065,76
<b>Costo total (US\$)</b>	<b>136.074,06 US\$/año</b>	

**Mano de obra (C<sub>OL</sub>).** De acuerdo con Turton<sup>27</sup> y según las necesidades de este proceso:

**Tabla 4.6** Mano de obra – hidrólisis ácida

Equipo	cantidad	Personal por turno Para cada equipo	total
Reactor	1	0.5	0.5
Filtro	1	0.3	0,3
Torres adsorción	2	0,1	0,2
Torres de intercambio iónico	6	0,2	1,2
Evaporadores	1	0,6	0,6
Intercambiadores de calor	2	0,1	0,2
acondicionamiento de materia prima	1	1	1
<b>Total</b>			<b>4,0</b>

Entonces el número de operadores por turno es: 4,0 en un día ocurren tres turnos de 8 horas cada uno; para un año será:

360 días (3 turnos/día) =1.080 turnos de trabajo

Un operador labora 49 semanas al año; con 5 turnos de 8 horas a la semana. Por lo tanto, existen 245 turnos por operador al año.

El número de operadores necesarios será:

$$1080/245=4.4 \text{ operadores}$$

$$\text{Operadores laborando: } 4.4 \times 4,0= 17.6$$

**Operadores laborando 18**

Multiplicando el costo laboral unitario (ver anexo 5):

**Costo de mano de obra :C<sub>OL</sub>= 74.050,2 US\$/año**

**Tabla 4.7** Costos de operación – Hidrólisis ácida

<b>COSTOS DE OPERACIÓN (US\$/Año)</b>		
<b>COSTOS DIRECTOS</b>		
Materias Primas		2.084.062,5
Costo de Insumos		166.929,25
Servicios Industriales		136.074,06
Mano de Obra (C <sub>OL</sub> )		74.050,2
Supervisión y gerencia de producción	0.18 * C <sub>OL</sub>	13.329,04
Mantenimiento y Reparación	0.06 * CC	88.537,47
Gastos de Laboratorio	0.15 * C <sub>OL</sub>	11.107,5
<b>COSTOS FIJOS</b>		
Depreciación	0,1 * CC	147.562,5
Impuestos y seguros	0,032 * CC	42.219,98
Costos accesorios de planta	0,708 * C <sub>OL</sub> + 0,036 * CC	295.332,4
<b>GASTOS GENERALES DE OPERACIÓN</b>		
Gastos administrativos	0.17 * C <sub>OL</sub> + 0,009 * CC	26.387,5
Costos de distribución y ventas	0.11 * COM	393258,14
Investigación y desarrollo	0,05 * COM	178753,7

**Costos de fabricación (COM):**

$$\text{COM} = \text{CD} + \text{CF} + \text{GG}$$

$$\text{CD} = 2.574.090,02 + 0,03 * \text{COM}$$

$$\text{CF} = 295.332,4$$

$$\text{GG} = 26.387,5 + 0,16 * \text{COM}$$

$$\text{COM} * 0,81 = 2.877.547,1$$

$$\text{COM} = 3.575.074,00$$

- **Ingresos anuales por ventas**

✓ **Jarabe De glucosa** . De acuerdo a los precios reportados por Proexport e Industrias del Maíz SA, el precio de venta (PV) del jarabe de glucosa (DE=42) es de 0,664 US\$/kg (1700 \$/kg).

Por medio de este proceso se obtienen:

$$\begin{aligned} &= 497,6 \text{ (kg/h)} * 8208 \text{ (h/año)} * 0,664 \text{ (US\$/kg)} \\ &= 2.712.231 \text{ (US\$/año)} \end{aligned}$$

**El valor de los ingresos totales por ventas anual es: 2.712.231 (US\$/año)**

- **Balance general**

$$2.712.231,0 \text{ US\$/año} - 3.575.074,0 \text{ US\$/año} = - 862.843,0 \text{ US\$/año}$$

Como observamos el flujo neto es negativo, quiere decir, que la planta de producción de jarabes de glucosa por hidrólisis ácida no es rentable a menos que se reduzca el precio de la materia prima.

#### **4.2.2 Hidrólisis enzimática**

- **Costos de inversión de capital** . La estimación del costo de inversión capital y los costos de producción del proceso de hidrólisis enzimática se estiman de la misma

manera que se hizo para hidrólisis ácida. Las condiciones del proceso estas descritas en los capítulos anteriores y en las siguientes tablas están los equipos necesarios para el proceso (ver diagrama de flujo).

**Tabla 4.8** Costos de bombas – Hidrólisis enzimática

Nomenclatura	Equipo	Característica base	Material de construcción	Costo US\$
P-101	bomba	Desplazamiento positivo 0.5hp	Acero Inoxidable	12632,8
P-102, P-103, P-104 P-105, P-106,P-107	Bomba (8)	Centrifuga 0.5 hp	Acero inoxidable	68062,5
P-108	bomba	De vacío	Acero	4480,5
P-109	bomba	Centrifuga 0.2hp	Acero inoxidable	3222.7
Costo total bombas				<b>88.398,5</b>

**Tabla 4.9** Costo de equipos- Hidrólisis enzimática

Nomenclatura	Equipo	Característica base.	Material	Costo (US\$)
V-101	Tanque de Lechada	D = 1m L = 2m	Acero inoxidable	24500
V-102	Tanque de almacenamiento	D = 2.5m L = 3.5 m	Acero inoxidable	30460
R-101	Reactor para licuefacción	D = 1.3 m L = 2 m	Acero al carbón	52100
R-102-103	Reactor para Sacarificación	D = 3.4m L = 4.7m	Acero inoxidable	142700
F-101	Filtro Rotatorio	Área = 5.2 m <sup>2</sup>	Acero inoxidable	144700

<b>Nomenclatura</b>	<b>Equipo</b>	<b>Característica base.</b>	<b>Material</b>	<b>Costo (US\$)</b>
TI-101-102-103	Torre de intercambio lónico(6)	D = 0.7m L = 2.14m	Acero inoxidable	210000
TA-101-102	Torre de Adsorción (2)	D = 0.8 m L =2.14m	Acero inoxidable	280000
E-101-102-103	Evaporador (3)	Área = 5,1 m <sup>2</sup>	Acero inoxidable	27585.5
I -101	Inyector de vapor	—	Acero inoxidable	165000
Q-101	Trampa de vapor	—		2100
k-101-102	Enfriadores	Área = 1,3	Acero inoxidable	4300
B-101	Reductor de presión	—	Acero inoxidable	11000
<b>COSTO TOTAL DE EQUIPOS</b>				<b>1.182.844</b>

Sumando todo lo que hay en las tablas el costo total de equipos es:

$$C_{TE} = 1.182.844,0 \text{ US\$}$$

#### **Costos medios de auxiliares $C_{CA}$**

Corresponden al 35% de costo total de los equipos

$$C_{CA} = 0.35 * C_{TE} = 413.995.4 \text{ US\$}$$

$$CC = C_{CA} + C_{TE} = 1.596.839,4 \text{ US\$}$$

**Tabla 4.10** Resumen de los costos de inversión de capital para la planta de hidrólisis enzimática

<b>Costo de inversión de capital</b>	<b>Valor (US\$)</b>
Costo total de los equipos	1.182.844
Costo de medios auxiliares (terrenos y edificios)	413.995.4
<b>Costo total de la planta (CC)</b>	<b>1.596.839,4</b>

- **Costos de operación**

- ✓ **Costos directos**

**Materias primas.** Al igual que en el proceso de hidrólisis ácida la única materia prima que se emplea es el almidón de yuca.

**Costo total del almidón de yuca requerido:**

$$C_{MP} = 500(\text{kg de almidón/hora}) * 8208(\text{horas/año}) * 0.5078(\text{US\$/kg})$$

$$C_{MP} = 2.084.062.5 \text{ (US\$/año)}$$

### Costo de insumos.

- Catalizador (enzimas): alfa-amilasa y Glucoamilasa-pululanasa
- Resina de intercambio iónico
- Solución de NaOH
- Ácido clorhídrico
- Calcio

**Tabla 4.11** Costo insumos - hidrólisis enzimática

Producto	Cantidad/año	Costo (US\$/año)
Catalizador (enzimas)*Alfa-amilasa Glucoamilasa-pululanasa	1.08 m <sup>3</sup> 1,5 m	10989,8 21826,9
Resina de intercambio iónico	809kg	548,04
Carbón activado	1641.6	1931.5
HCl (al 30% )	61560kg	13394,1
NaOH (al 45%)	32832Kg	12397,9
Calcio(ppm)	41,04kg	1100
Costo total (US\$)		<b>62.188,24</b>

\* La alta estabilidad de la glucoamilasa permite la recuperación de la enzima y prácticamente su reciclo, esta característica hace reducir notablemente el costo de operación aunque en este caso no se tiene en cuenta.

### Servicios industriales:

Se requiere:

- Vapor de media (1200kPa)
- Agua de enfriamiento
- Agua desmineralizada
- Energía eléctrica

**Tabla 4.12** Costo de los servicios industriales – hidrólisis enzimática

Servicio industrial	Proceso ácido	
	Cantidad/año	Costo (US\$/año)
Vapor de media(ton)	4582.5	17596,9
Agua desmineralizada m <sup>3</sup>	20520	20109,6
Agua de proceso m <sup>3</sup>	123120	109576,8
Energía Eléctrica (kwh)	246240	25489,7
Costo total (US)	<b>172.773,0 US\$/año</b>	

**Mano de obra (C<sub>OL</sub>).** De acuerdo con Turton<sup>27</sup> y según las necesidades de este proceso:

**Tabla 4.13** Mano de obra – hidrólisis enzimática

Equipo	Cantidad	Personal por turno	Total
Reactor	2	0,5	1
Filtro	1	0,3	0,3
Columnas intercambio Iónico	6	0,2	1,2
Evaporador	1	0,6	0,6
Intercambiadores de calor	2	0,1	0,2
acondicionamiento de Materia prima	1	1	1
Total			4,3

Entonces el número de operadores por turno es: 4,3

Operadores laborando:  $4.4 * 4.3 = 18.92$

**Operadores laborando: 19**

Multiplicando el costo laboral unitario

$C_{OL} = 4113,9 \text{ (US)} * 19 = 78.164,1 \text{ US\$/año}$

**Costo de mano de obra:**

**$C_{OL} = 78.164,1 \text{ US\$/año}$**

**Tabla 4.14** Costos de operación- proceso enzimático

<b>COSTOS DE OPERACIÓN (US\$/Año)</b>		
<b>COSTOS DIRECTOS</b>		
Materias Primas		2.084.062,5
Costo de Insumos		62.188,24
Servicios Industriales		172.773,0
Mano de Obra ( $C_{OL}$ )		78.164,1
Supervisión y gerencia de producción	$0.18 * C_{OL}$	14.069,5
Mantenimiento y Reparación	$0.06 * CC$	95.810,4
Gastos de Laboratorio	$0.15 * C_{OL}$	11.724,6
<b>COSTOS FIJOS</b>		
Depreciación	$0,1 * CC$	159.683,9
Impuestos y seguros	$0,032 * CC$	51.098,86
Costos accesorios de planta	$0,708 * C_{OL} + 0,036 * CC$	112.826,4
<b>GASTOS GENERALES DE OPERACIÓN</b>		
Gastos administrativos	$0.17 * C_{OL} + 0,009 * CC$	28.206,6
Costos de distribución y ventas	$0.11 * COM$	389835,67
Investigación y desarrollo	$0,05 * COM$	177.198,08

**Costos de fabricación:(COM)**

$$\text{COM} = \text{CD} + \text{CF} + \text{GG}$$

$$\text{CD} = 2.518.792,9 + 0,03 * \text{COM}$$

$$\text{CF} = 323.609,16$$

$$\text{GG} = 28.206,6 + 0,16 * \text{COM}$$

$$\text{COM} = 3.543.960,6 \text{ US\$/año}$$

- **Ingresos anuales por ventas**

✓ **Jarabe De glucosa ( DE = 96)**. De acuerdo a los precios reportados por Proexport e Industrias del Maíz SA,  
El precio de venta (PV) del jarabe de glucosa (DE = 96) es de 1,0423,US\$/kg (2668\$/kg).

Por medio de este proceso se obtienen:

$$\begin{aligned} &= 540,9 \text{ (kg/h)} * 8208 \text{ (h/año)} * 1,042 \text{ (US\$/kg)} \\ &= 4.626.174,9 \text{ (US\$/año)} \end{aligned}$$

**El valor de los ingresos totales por venta anual es: 4.626.174,9 (US\$/año)**

- **Balance general**

$$4.626.174,9 \text{ US\$/año} - 3.543.960,6 \text{ US\$/año} = 1.082.214,28 \text{ US\$/año}$$

A diferencia del proceso de hidrólisis ácida, los flujos netos de efectivo para el proceso enzimático resultan positivos, lo cual quiere decir que es rentable.

**Tabla 4.15** Costos de insumos y servicios industriales por unidad

Insumo	unidad	Costo unitario US\$
Vapor de media	Ton	3,84
Agua desmineralizada	m <sup>3</sup>	0,98
Agua de proceso	m <sup>3</sup>	0,89
Energía eléctrica	kwh	0,098
Catalizador	kg	8.14
Alfa-amilasa	kg	9,67
Glucoamilasa-pululanasa	kg	0,217
HCl		
Carbón Activado	kg	1,18
Solución de Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	Kg	0.195
Solución de HCl	Kg	0.217
Solución de NaOH	Kg	0,38

**Tabla 4.16** Costo de insumos y servicios industriales para la producción de jarabe de glucosa por tonelada de almidón.

Insumo	Proceso ácido (DE = 42)		Proceso enzimático (DE = 96)	
	cantidad	Costo (US\$)	Cantidad	Costo (US\$)
Vapor de media (Ton)	0,798	3,06	1.12	4,3
Agua desmineralizada	5	4,9	5	4,9
Agua de proceso	25	22.25	30	26,7
Energía eléctrica	30	2,24	60	5.88
Catalizador Alfa-amilasa	----	----	0,33	2,67
Glucoamilasa-pul	----	----	0,6	5,8
HCl	3,3	0,68	----	----
Carbón activado <sup>5</sup>	47	55,3	1	1.18
Solución de Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	2.5	0,49	----	----
Solución de HCl	15	3,09	15	3,09
Solución de NaOH	9	3,24	9	3,24
<b>Costo total (US\$)</b>	<b>95,25 US\$/Ton</b>		<b>57,76US\$/Ton</b>	

En la tabla 4.14 se observa que el costo de los insumos y servicios industriales para la producción de jarabes de glucosa son más bajos para la hidrólisis enzimática, aun cuando se producen jarabes de más altas especificaciones

<sup>5</sup> El carbón es sometido a regeneración y esto hace reducir el costo

**4.2.3 Comparación de los procesos en el punto de equilibrio económico de la hidrólisis ácida.** Vamos a reducir los costos de fabricación hasta que el balance general sea cero, es decir, calcular el costo de la materia prima al que empieza a ser rentable el proceso.

El costo de la materia prima necesario para igualar los costos de fabricación a los ingresos por ventas es:

$$C_{MPc} = 2.084.062,5 \text{ (US\$/año)} - 862.843,0 \text{ US\$/año}$$
$$C_{MPc} = 1.221.219,5 \text{ US\$/año}$$

Costos del Kg de almidón (**X**):

$$C_{MPc} = 1.221.219,5 \text{ US\$/año} = 500 \text{ (kg. de almidón/hora)} * 8208 \text{ (horas/año)} * X \text{ (US\$/kg)}$$
$$X \text{ (US\$/kg)} = 1.221.219,5 \text{ US\$/año} / 500 \text{ (kg. de almidón/hora)} * 8208 \text{ (horas/año)}$$
$$X \text{ (US\$/kg)} = 0.297$$

El almidón de yuca debe tener un costo inferior de 0.297US\$/kg (760\$/Kg) para que el proceso ácido comience a ser rentable. Recordemos que el valor del Kg de almidón es de 0.508 US\$ como se mencionó anteriormente.

**Tabla 4.17** Comparación de los Procesos en el punto de equilibrio económico de la H. ácida.

<b>Asunto</b>	<b>H. Ácida</b>	<b>H. Enzimática</b>	<b>H. Ácida</b>	<b>H. Enzimática</b>
	Valor materia prima 0.508 US\$/Kg		Valor materia prima 0.297 US\$/Kg	
Costos de fabricación US\$/año	- 3.575.074,00	- 3.543.960,6	- 2.712.231,0	- 2.681.117,6
Ingresos por ventas US\$/año	2.712.231,0	4.626.174,9	2.712.231,0	4.626.174,9
<b>total US\$/año</b>	<b>- 862.843,0</b>	<b>1.082.214,28</b>	<b>0</b>	<b>1.945.057,3</b>

## CONCLUSIONES

En la primera etapa del desarrollo del proyecto se hizo un estudio de las tecnologías existentes para la producción de jarabes de glucosa a partir de almidón de yuca y se determinó que a partir de los sesenta en los países desarrollados se han venido implementando procesos industriales en su mayoría biotecnológicos, para la elaboración de edulcorantes calóricos que han modificado la estructura de este mercado.

La producción de jarabes glucosados por hidrólisis enzimática tiene varias ventajas frente a la hidrólisis ácida, las más notables que marcan la diferencia competitiva son: los bajos costos de refinación del hidrolizado y la amplia gama de productos que es posible obtener por hidrólisis enzimática.

La única diferencia entre la hidrólisis ácida y la hidrólisis enzimática es que para una se usa ácido como catalizador y en la otra enzima. El problema de producir glucosa por hidrólisis ácida es la formación de cantidades considerables de subproductos durante la conversión debido a la falta de selectividad del agente hidrolizante; los cuales desmejoran la producción de dextrosa e incrementan la cantidad de refinación requerida para producir dextrosa de buena calidad.

La instalación de una planta de hidrólisis ácida para producción de jarabes de glucosa a partir de almidón de yuca no resulta rentable, lo anterior queda manifestado en el balance económico general correspondiente al primer año de operación de la planta. La diferencia entre los ingresos y el costo de producción es negativa.

Se observa que los procesos de hidrólisis ácida han caído en desuso, es evidente que el control de la reacción, la mayor especificidad en el tipo de productos obtenidos, la eliminación de subproductos de oxidación, la ausencia de sabores indeseables, etc son causas por las cuales la opción técnica mas adecuada es la enzimática.

Finalmente el proceso enzimático para producción de jarabe de glucosa de alta dextrosa equivalente (DE= 96), proporciona una diferencia positiva entre los ingresos totales por ventas y los costos de producción, es decir, los flujos netos de efectivo de este proceso resultan positivos. Consolidándose así, como alternativa viable para la transformación del almidón de yuca en productos con mayor valor agregado.

## RECOMENDACIONES

Diseñar un proceso en el cual se recupere el catalizador, ácido o enzima según sea hidrólisis ácida o enzimática, además de hacer una integración energética de todo el sistema. Para el caso del proceso enzimático se sugiere diseñar una planta donde se obtenga la variedad de productos que son posibles como: jarabes de maltosa, jarabes de glucosa con dextrosa equivalente (DE) de 42 y mayores de 96, y por supuesto el jarabe de fructosa.

Hacer estudios de prefactibilidad y factibilidad económica para obtener información sobre localización de la planta, conocimiento de la demanda nacional, latinoamericana y del caribe, mirar potencial y perspectivas de los jarabes de glucosa y productos afines. Realizar la evaluación financiera del proyecto donde se calcule la tasa mínima atractiva de rendimiento, el valor presente neto (VPN), la tasa interna de retorno y se haga un análisis de sensibilidad.

## BIBLIOGRAFIAS

1. ALARCON, F. y DOMINIQUE D. Almidón Agrio de Yuca en Colombia: Producción y Recomendaciones. Tomo 1. Cali 1998.
2. AMADO, Pedro A, SERRANO, Humberto. Estudio preliminar para el diseño y montaje de una planta piloto para hidrólisis ácida de almidones. Bucaramanga 1987. Tesis de grado.
3. BLANCO, Juan Carlos V; Producción de jarabes especiales de alta fructosa(HFS) a partir de jarabes de glucosa obtenidos de tres variedades de yuca( armenta, amarga y chile) cultivadas en la región Guanenta (Santander). Universidad Industrial de Santander. Dpto de Ing. Química. Bucaramanga 2002.
4. BRAUTLECHT, Charles A. Starch: its Sources, Producción and Uses. 1<sup>ra</sup> ed. Reinhold Publishing Corporation. New York. 1953. P. 319-323.
5. CRANE, División de Ingeniería. Flujo de Fluidos en Válvulas, Accesorios y Tuberías. Mc Graw-Hill. México, 1992
6. CRUZ, Gloria Teresa y RENTERÍA, Andira Yesil. Estudio de algunas rutas para la separación y purificación del jarabe de glucosa obtenido por hidrólisis enzimática del almidón. Bogotá, 2001. Trabajo de grado. Universidad Nacional de Colombia. Facultad de Ingeniería. Departamento de Ingeniería Química.
7. DOMINGUEZ M, Carlos E. YUCA: Investigaciones, producción y utilización. Palmira, Col: PNUD/CIAT.
8. DORAN, P. Principios de Ingeniería en Bioprocesos. ACRIBIA. Zaragoza. 1995
9. DOUGLAS, James M; CONCEPTUAL DESIGN OF CHEMICAL PROCESSES, Editorial: McGraw-Hill Book Company. The United States of America. 1998.

10. FERMEMA, O. Química de los Alimentos. 2<sup>da</sup> ed. Editorial ACRIBTA, Zaragoza, España 2000. p\_ 228-240.
11. FOUST et all, Principios de Operaciones Unitarias. 7<sup>ma</sup> ed. reimpresión, México 1998.
12. GARCÍA, Mariano G., QUINTERO, Rodolfo R. y LOPEZ, Agustín M. Biotecnología Alimentaria. 1<sup>ra</sup> ed. Limusa. México 1993. P. 525-534.
13. JAMES, Ronald W; INDUSTRIAL STARCHES, Chemical Technology Review N<sup>o</sup> 23, Editorial Notes Data Corporation, London Inglad 1974.
14. KAMALESH, Sirkar K., PURUSHOTTAM, Shanbhang V. KOVVALI, Sarma A. Membrana in a Reactor: A Funcional Perspectiva. Ind. Eng. Chem. Res. 1999, 38 (10), 3715-3737.
15. KERN, Donal Q. Procesos de Transferencia de calor. 2<sup>da</sup> ed. México, CES S.A. 1981
16. LEVENSPIEL, Chemical reaction Engineering and Introduction to the Design of chemical reactors. New York, 1984
17. LÓPEZ, Manuel; Diseño de procesos 1<sup>ra</sup> ed. Mexico, S.A 1978
18. MANTELL, Charles L; Adsorption. 2<sup>da</sup> ed. McGraw-Hill. New York, 1951. Pag 479 – 484.
19. NAGODAWITHANA, Tilak. Enzymes in Food Processing. 3<sup>ra</sup> ed. Academic Press, Capítulo XII. New York. 1993.
20. NOVOZYMES A/S, Empresa comercializadora de enzimas.
21. ORDÚZ, Juan de Dios y VERGEL, Cesar. Estudio de las variables de proceso para el diseño de un reactor tubular para hidrólisis ácida continua de almidones. Universidad Industrial de Santander. Esc. Química. Bucaramanga 1987.

22. OSPINA, Bernardo y CEBALLOS Hernan; La Yuca en el tercer Milenio. Sistemas Modernos de Producción, procesamiento, utilización y comercialización. CIAT, CLAYUCA, FENAVI, Min de agricultura y desarrollo rural. Mayo 2002. Cali Colombia.
23. PARDO, Mariela y RIBERA, Pedro. Diseño de un biorreactor para la hidrólisis enzimática de almidones. Bogotá, 2001. Trabajo de grado. Universidad Nacional de Colombia. Facultad de Ingeniería. Departamento de Ingeniería Química.
24. PARRA González, Luz Marina. Contribución al estudio de las características físico-químicas del almidón de yuca dulce y agrio contenido en la yuca. Tesis de grado. Bucaramanga, 1987.
25. PERRY, Robert H-GREEN Don W ; Manual del ingeniero químico 7 Ed. McGRAW-HILL España 2001.
26. QUINTERO, R. Ingeniería Bioquímica Teoría y Aplicaciones. ALHAMBRA, México, 1981
27. RETAMOSO, Clemente. Hidrólisis Comparativa del Almidón Extraído de productos Tropicales. Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga 1985.
28. SÀNCHEZ, Alberto L. Obtención de Jarabe de Glucosa por Hidrólisis Enzimática de Almidón Extraído de Tres Variedades de Yuca (Amarga, Armenta y Chile) Cultivadas en la Provincia de Guanentá (Santander). Universidad Industrial de Santander. Esc. Química. Bucaramanga 2002.
29. SEIDER- SEADER- LEWIN. Process Design Principles Synthesis, Analysis and Evaluation. New york . Jhon Wiley & Sons. 1999.
30. TURTON, BAILIE, WHITING, SHAEIWITZ. Analysis, Synthesis and Design of Chemical Process. New Jersey. Prentice Hall. 1998.

31. WALAS, S. M; Chemical Process Equipment: Selecting and Design. Butterworth, Stoneham, MA. 1988.
32. WHISTLER Roy L, PASCHALL Eugene F; STARCH: Chemical and Technology. 2<sup>da</sup> edición, volumen I y II. Editorial Academic Press, New York and London. 1965.
33. WHISTLER Roy L, PASCHALL Eugene F; STARCH: Chemical and Technology. 2<sup>da</sup> edición. Editorial Academic Press, New York and London. 1984.
34. WINGRAD, L.. Applied Biochemistry and Bioengineering. Academic Press. Vol 1. Immobilized Enzyme Principles. New York. 1976
35. [www.agrocadenas.gov.co/inteligencia/int\\_yuca.htm#m5](http://www.agrocadenas.gov.co/inteligencia/int_yuca.htm#m5)
36. [www.ciat.cgiar.org/agroempresas/pdf/almidon\\_agrio\\_1](http://www.ciat.cgiar.org/agroempresas/pdf/almidon_agrio_1)
37. [www.clayuca.org/site/public\\_tesis.htm](http://www.clayuca.org/site/public_tesis.htm)
38. [www.clayuca.org/articulos/public\\_articul.htm](http://www.clayuca.org/articulos/public_articul.htm)
39. [www.food.rdg.ac.uk/online/fs560/topic1/t1d/t1d.htm](http://www.food.rdg.ac.uk/online/fs560/topic1/t1d/t1d.htm)
40. [www.lurgi-lifescience.com/lurgi\\_ls/deutsch/nbsp/menu/medien/broschueren/starchtech.pdf](http://www.lurgi-lifescience.com/lurgi_ls/deutsch/nbsp/menu/medien/broschueren/starchtech.pdf)
41. [www.proexport.com.co](http://www.proexport.com.co)
42. [www.starch.dk/isi/starch/glosary.htm](http://www.starch.dk/isi/starch/glosary.htm)
43. [www.teses.usp.br/teses/disponiveis/11/111141/tde-07042003-142026/](http://www.teses.usp.br/teses/disponiveis/11/111141/tde-07042003-142026/)
44. [www.cassava.org/Poland/Modification.pdf](http://www.cassava.org/Poland/Modification.pdf)

45. <http://patft.uspto.gov/netacgi/nphParser?Sect1=PTO1&Sect2=HITOFF&d=PALL&p=1&u=/netahtml/srchnum.htm&r=1&f=G&l=50&s1=6,448,049.WKU.&OS=PN/6,448,049>
46. [www.dnic.unal.edu.co/unperiodico/noviembre2001/textos  
www.cci.org.co/publicaciones/Noticiero/noticiero%2042.doc](http://www.dnic.unal.edu.co/unperiodico/noviembre2001/textos/www.cci.org.co/publicaciones/Noticiero/noticiero%2042.doc)
47. <http://patft.uspto.gov/netacgi/nph-Parser?Sect1=PTO2&Sect2=HITOFF&p=1&u=/netahtml/search-bool.html&r=14&f=G&l=50&co1=AND&d=ptxt&s1=glucose.ABST.&s2=starch.ABST.&OS=ABST/glucose+AND+ABST/starch&RS=ABST/glucose+AND+ABST/starch>
48. <http://patft.uspto.gov/netacgi/nph-Parser?Sect1=PTO2&Sect2=HITOFF&p=1&u=/netahtml/search-bool.html&r=16&f=G&l=50&co1=AND&d=ptxt&s1=glucose.ABST.&s2=hydrolysis.ABST.&OS=ABST/glucose+AND+ABST/hydrolysis&RS=ABST/glucose+AND+ABST/hydrolysis>
49. <http://patft.uspto.gov/netacgi/nph-Parser?Sect1=PTO2&Sect2=HITOFF&p=1&u=/netahtml/search-bool.html&r=48&f=G&l=50&co1=AND&d=ptxt&s1=glucose.ABST.&s2=starch.ABST.&OS=ABST/glucose+AND+ABST/starch&RS=ABST/glucose+AND+ABST/starch>
50. <http://patft.uspto.gov/netacgi/nph-Parser?Sect1=PTO1&Sect2=HITOFF&d=PALL&p=1&u=/netahtml/srchnum.htm&r=1&f=G&l=50&s1=5,534,075.WKU.&OS=PN/5,534,075&RS=PN/5,534,075>
51. <http://patft.uspto.gov/netacgi/nph-Parser?Sect1=PTO1&Sect2=HITOFF&d=PALL&p=1&u=/netahtml/srchnum.htm&r=1&f=G&l=50&s1=5,391,299.WKU.&OS=PN/5,391,299&RS=PN/5,391,299>

## ANEXO 1

### APLICACIONES DEL JARABE DE GLUCOSA

El jarabe de glucosa es un sustituto viable del azúcar. Las propiedades funcionales importantes del jarabe de glucosa incluyen alta fermentabilidad, viscosidad, higroscopicidad, añade cuerpo y sabor en la preparación de varios productos.

El jarabe de glucosa puede ser usado junto con una variedad de sustancias sólidas secas, sin que afecte otros parámetros importantes tales como el poder edulcorante, contenido de cenizas y acidez. Esta ventaja permite su uso en un amplio rango de industrias.

- **Confitería.** En ésta industria se utiliza como agente que evita la cristalización y ayuda a homogenizar productos como gomas de mascar y chocolates. Suministra una textura lisa, goza de cualidades de buen preservante para una larga vida en estantería y tiene varias propiedades organolépticas deseadas.
- **Mermeladas, gelatinas y frutas enlatadas.** En este tipo de alimentos procesados, el jarabe de glucosa es usado para prevenir la cristalización del azúcar. Actúa como un buen preservativo y previene la descomposición del producto sin incrementar excesivamente su dulzura. Es muy efectivo en disimular el excesivo dulce mientras realza el sabor de la preparación.
- **Productos de panadería.** El jarabe de glucosa añade cuerpo, volumen y una óptima edulcoración a los productos de panadería. Por ésta razón es usado en rellenos de cremas y pasteles. También previenen la cristalización, aumenta el tiempo que el producto tarda en estanterías y sus propiedades organolépticas mantienen el producto fresco por más tiempo.

- **Heladería.** Da una textura suave y cremosa, asegura que los helados no se derritan pronto, previene la cristalización de la sucrosa y permite edulcoración homogénea.
- **Farmacéuticas.** destaca su uso en jarabes y pastillas para la tos, tónicos basados en vitaminas y como agente granular para recubrimientos de tabletas. Provee cuerpo, consistencia, un buen sabor en la boca y edulcoración balanceada cuando son usados otros carbohidratos edulcorantes tales como la sucrosa y el sorbitol.
- **Productos de cuero.** Al finalizar el cubrimiento de cuero, el jarabe de glucosa inmerso es aplicado para dar lustre, fineza y justo peso. Añade flexibilidad al cuero terminado y en el momento del curtido ayuda a darle brillo. En los procesos de cromado, es usado a causa de su acción reductora, esto hace que el cromo sea precipitado en el cuerpo del cuero.
- **Otras aplicaciones.** El jarabe de glucosa también encuentra uso como preservantes, además ayuda en las industrias de fermentación y de fabricación de cerveza. También es usado en las industrias tradicionales de extracción de aceites por sus propiedades como adhesivos en gomas. Es usado para mejorar la estabilidad en adhesivos, como retardante fijo en concreto, como humectante en refrescadores de aire y para el control de la evaporación en colonias y perfumes. Adicionando un 5%-10% de jarabe de glucosa se previene el endurecimiento del betún resultando un brillo más rápido y mejor. El jarabe de glucosa añade sabor al tabaco y presta una textura suave.

## ANEXO 2

### TECNOLOGIA PARA LA REFINACION DEL JARABE DE GLUCOSA

Debido a que el mercado exige un jarabe de glucosa sin coloración, impurezas, ni trazas de elementos extraños, se hace necesario refinarlos. El proceso comprende tres etapas: 1) Remoción de sólidos insolubles, 2) Decoloración y purificación del producto y 3) Concentración

Se busca minimizar la formación de color, eliminando aquellos compuestos que aunque se encuentran en muy bajas concentraciones pueden generar coloraciones intensas en el proceso de evaporación.

La purificación, que se realiza mediante el empleo de torres de intercambio iónico, materiales adsorbentes como el carbón activado, la bentonita y las tierras diatomáceas, elimina los residuos extraños que hubiesen podido quedar en el jarabe, y finalmente, la concentración del jarabe se lleva a cabo por evaporación al vacío.

#### Separación de impurezas insolubles

Dentro de los procedimientos empleados para separar componentes de una mezcla se encuentran las separaciones mecánicas, útiles para retirar partículas sólidas. Los principales métodos para la remoción de sólidos son:

- Coagulación/ Floculación
- Centrifugación

- Filtración
- Sedimentación
- Ultrafiltración
- Microfiltración

#### Separación de impurezas solubles, decoloración y purificación

La formación de colores indeseados en el producto es uno de los principales problemas que se presentan en la producción de jarabes de glucosa, y en general de los azúcares. La purificación de los jarabes se lleva a cabo mediante la adición de agentes adsorbentes como carbón activado, bentonitas o tierras diatomáceas, al jarabe previamente tratado, con el fin de eliminar trazas de impurezas como compuestos coloreados (hidroximetilfurfural), iones metálicos, compuestos nitrogenados introducidos con el almidón o debidos al proceso enzimático y ácidos orgánicos que pueden impartir sabores y colores indeseables en el producto final.

Los adsorbentes son materiales naturales o sintéticos de estructura amorfa y microcristalina. Los utilizados a gran escala incluyen el carbón activado en polvo o granular, la alúmina activada, el gel de sílice, la tierra de fuller, otras arcillas y mallas moleculares.<sup>25</sup>

Para jarabes producidos por hidrólisis enzimática con DE hasta 42, esta etapa no es necesariamente requerida; únicamente se usan resinas de fácil regeneración para la remoción de iones.<sup>40</sup>

- Torres de lecho fijo
- Adsorción por contacto
- Intercambio iónico

## *Evaporación*

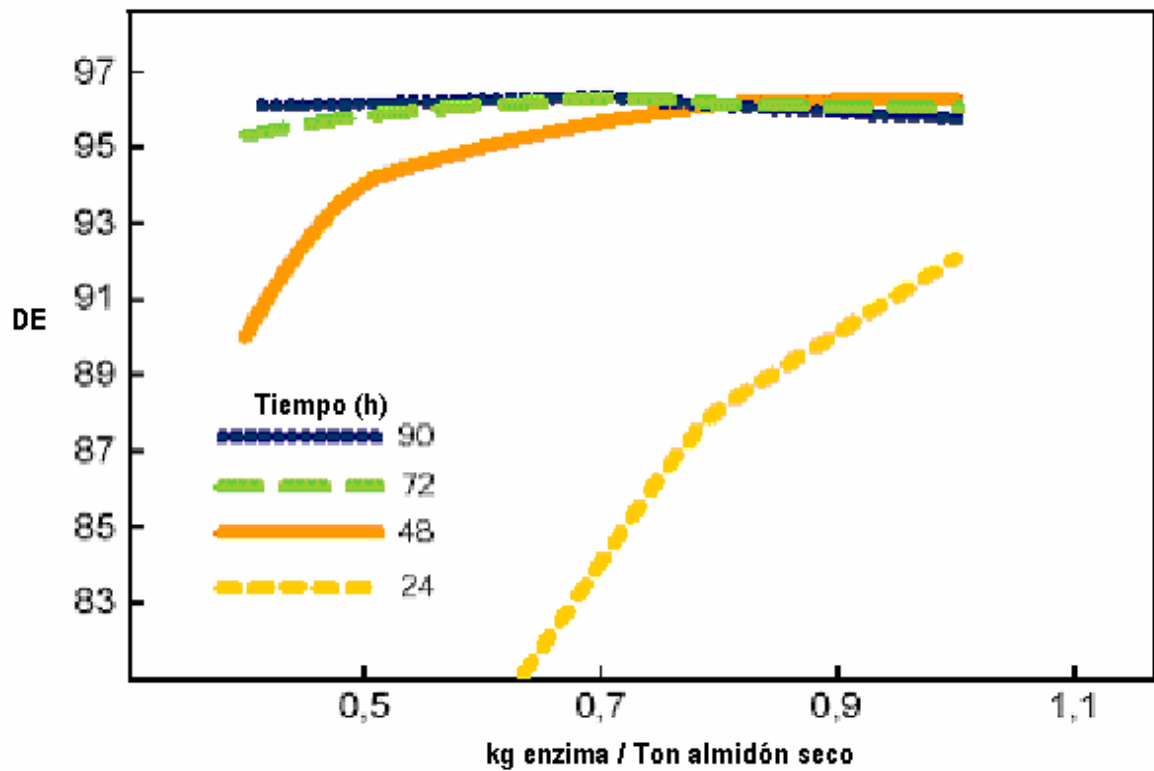
La concentración por evaporación, consiste teóricamente en remover agua sin cambiar la composición de los solutos de manera que una vez reconstituido, por agregado de agua, no se pueda distinguir al producto del jugo simple original. En la práctica, sin embargo, siempre ocurren reacciones adversas que en mayor o menor grado deterioran la calidad del producto, como: reacciones de pardeamiento, destrucción de vitaminas y aminoácidos, hidrólisis de carbohidratos, desarrollo de olores y sabores indeseables.

La evaporación tiene entonces como propósito la concentración del jarabe de glucosa, para satisfacer los requerimientos del mercado. Es importante notar que este producto es altamente sensible a la temperatura por lo cual se hace necesario reducir tanto la temperatura del líquido como el tiempo de calentamiento, aplicando vacío para reducir el punto de ebullición, y lograr así la concentración deseada. La unidad de evaporación normalmente consiste en varios efectos.

### ANEXO 3

#### COMPORTAMIENTO DE LA DEXTROSA EQUIVALENTE CON DIFERENTES VARIABLES

Comportamiento de la DE con variaciones de cantidad de enzima para diferentes tiempos de residencia. Sólido seco 31% , pH 4,3 61°C, dextrozyme DX



Es importante optimizar la dosis y el tiempo para obtener la más alta DE. Por ejemplo: el 96% DE es obtenido después de 48 horas con una dosis de 0,71 kg de dextrozyme DX/Ton de almidón seco.

Comportamiento de la DE respecto al tiempo de sacarificación para diferentes dosis de enzima. Sólido seco 31% , pH 4,3 61°C, dextrozyme DX

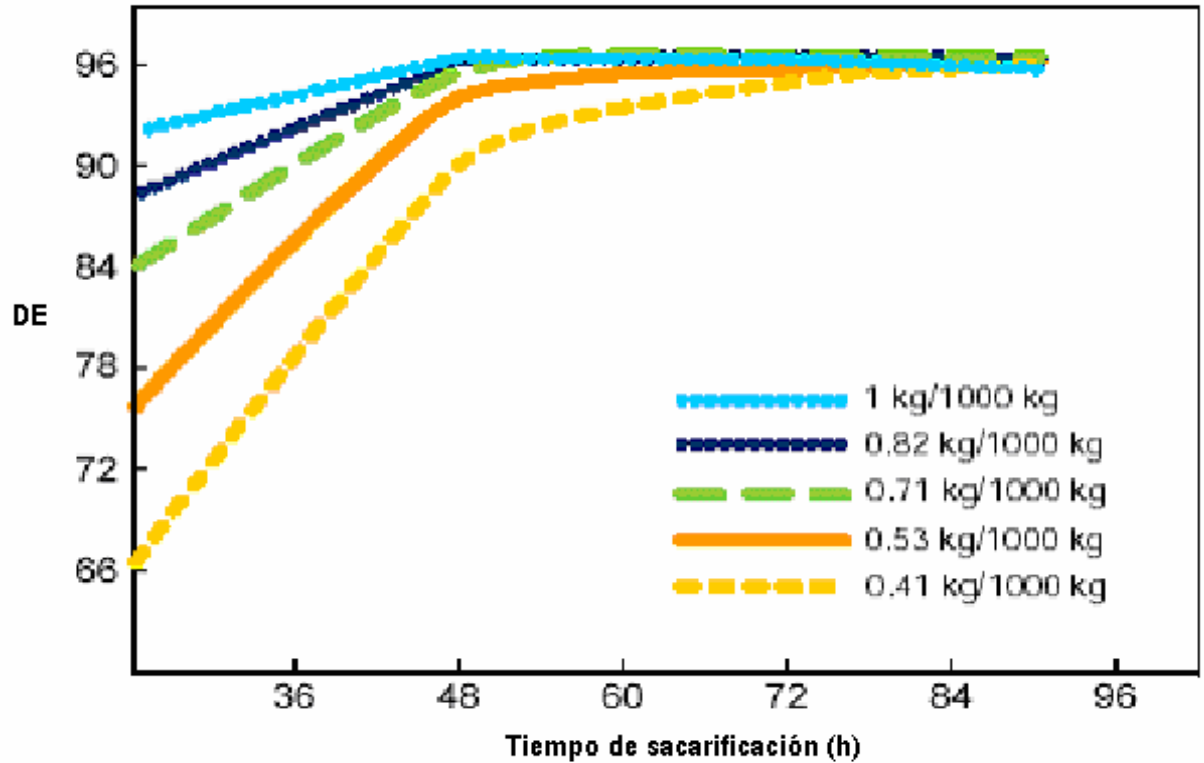


FIG. N° 2

DE se representa como una función del tiempo y de la dosis de la enzima. La dosis está dada en kg de enzima / ton almidón seco

Comportamiento de la DE Versus el tiempo de sacarificación para diferentes temperaturas. Sólido seco 31% , pH 4,3 61°C, Dextrozyme DX

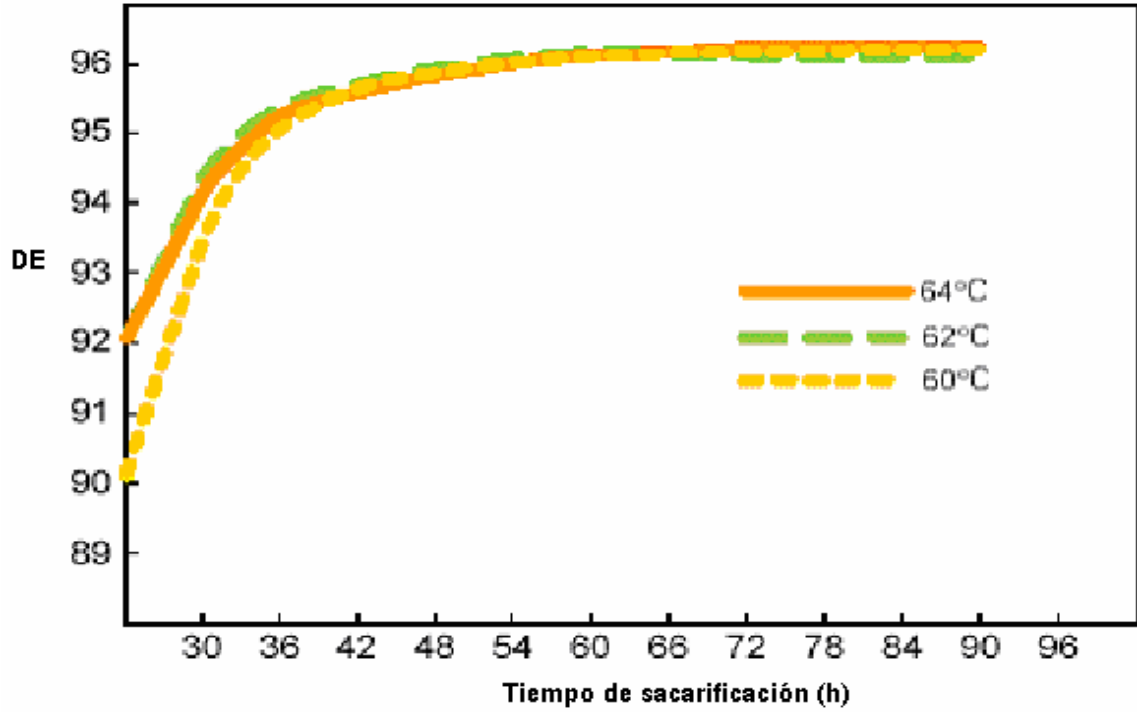


FIG. 3

Comportamiento de la DE versus el tiempo de sacarificación para diferentes concentraciones de almidón. Sólido seco 31%, pH 4,3. 61°C, dextrozyme DX

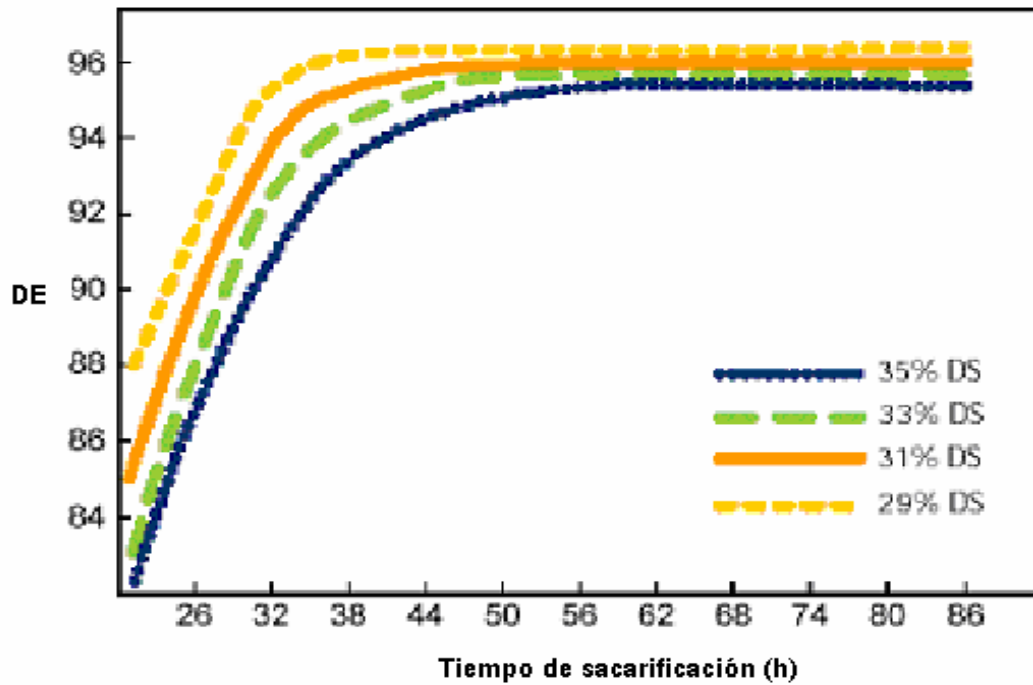


FIG. N° 4

DX como una función del tiempo de sacrificio y la concentración inicial de sólidos en la suspensión.

Ejemplo: 96% de DX es obtenida después de 36 horas a 29% de DS y después de 48 horas a 31% de DS.

## ANEXO 4

### BALANCE DE MASA

La conversión se define como:

$X = \text{almidón que reacciona} / \text{almidón inicial}$

$DE = (\text{peso de glucosa} / \text{peso de sólidos en el hidrolizado}) * 100$

$\% \text{ almidón total} = \text{Gramos de almidón total} / \text{gramos de sólidos en el almidón.}$

La conversión se calcula como:

$X = (DE * 162 \text{ g de Almidón} / 180 \text{ g de glucosa}) / (DE * 162 / 180 + (100 - DE)) * \% \text{ Almidón}$

La relación 162 g de almidón / 180 g de glucosa es debida a la ganancia química que se presenta en la hidrólisis, ya que se introduce una molécula de agua por cada enlace glucosídico hidrolizado.

Corrientes del proceso de producción de jarabe de glucosa por medio ácido.

Corriente Nro.	1	2	3	4	5	6
Flujo másico (Kg/h)	424.92	500	924.92	162.57	1087.5	1087.5
PH	6.2 - 6.8	-----	1.2 – 1.8	-----	1.2 -1.8	1.2 -1.8
Temperatura (°C)	25	25	25	188	150	135
%sólidos	-----	87	47	-----	40	42.2
DE	-----	-----	-----	-----	-----	42

Corrientes del proceso de producción de jarabe de glucosa por medio ácido (continuación).

<b>Corriente Nro.</b>	<b>7</b>	<b>8</b>	<b>9</b>	<b>10</b>	<b>11</b>	<b>12</b>
Flujo másico (Kg/h)	1087.5	66.7	1020.83	2500	9	5
PH	5.8 - 6	5.8 - 6	6	----	----	----
Temperatura (°C)	135	135	130	24	25	25
%sólidos	42.2	----	40	----	----	----
DE	42	----	42	----	----	----

Corrientes del proceso de producción de jarabe de glucosa por medio ácido (continuación).

<b>Corriente Nro.</b>	<b>13</b>	<b>14</b>	<b>15</b>
Flujo másico (Kg/h)	1020.83	1020.83	497.6
Temperatura (°C)	-	80	90.5
%sólidos	40	40	82
DE	42	42	42

Corrientes del proceso de producción de jarabe de glucosa por medio enzimático

Corriente Nro.	1	2	3	4	5	6
Flujo másico (kg/h)	796,8	500	1296,8	111,4	1408,2	0,165
Temperatura (°C)	25	25	25	188	108	25
%sólidos	–	87	35,86	–	32	–
DE	–	–	–	–	–	–

Corrientes del proceso de producción de jarabe de glucosa por medio enzimático (continuación).

Corriente Nro.	7	8	9-10	11	12	13
Flujo másico (kg/h)	1408,4	1408,4	704,2	1408,4	21,75	1386,65
Temperatura (°C)	108	62	62	62	–	60-50
%sólidos	–	–	–	32	----	30
DE	10-15	10-15	10-15	96	----	96

Corrientes del proceso de producción de jarabe de glucosa por medio enzimático (continuación).

Corriente Nro.	14	15	16	17	18	19	20
Flujo másico (kg/h)	2500	9	5	1386,65	1386,65	1386,65	540,9*
Temperatura (°C)	25	25	25	60-50	50-55	50	90
%sólidos	–	–	–	30	30	30	82
DE	–	–	–	96	96	96	96

## ANEXO 5

### METODOLOGÍA UTILIZADA PARA EL CALCULO DE COSTO DE EQUIPOS Y EL COSTO LABORAL

Lo siguiente es la metodología utilizada para cálculo del costo de equipos con base en lo descrito por Turton<sup>6</sup>. CAPCOST es un programa usado para estimación de costos de algunos equipos utilizados en la industria química, éste proporciona el valor del módulo (aparato instalado con todos los accesorios) con solo introducir las características básicas.

Costos directos  $C_{DE}$ :

- Costo de equipos libre de accesorios  $C_P$ , valor de compra del equipo.
- Materiales requeridos para la instalación  $C_M$ , incluye toda la tubería, válvulas, soportes, Instrumentos eléctricos y de control, aislamiento y pintado asociado a todo el módulo.
- Costos laborales por instalación de equipos y materiales  $CL$ .

Costos indirectos  $C_{IDE}$ , corresponden a transporte, ingeniería y gastos generales

- Carga, seguro e impuestos  $C_F$ .
- Gastos por contratación e ingeniería  $C_E$

Costo de equipo  $C_{BM} = C_{DE} + C_{IDE}$

Ecuaciones:

$$C_{BM} = C_P * F_{BM}$$

---

<sup>6</sup> Turton Richard. *Analysis, Synthesis, and design of Chemical Processes*. Capítulo 2 y 3. Apedice A

$$F_{BM} = C_P(B_1 + B_2 * F_M * F_P)$$

$$\text{Log}_{10} C_P = K_1 + K_2 * \text{Log}_{10} A + K_3 * (\text{Log}_{10} A)^2$$

Donde:

$C_{BM}$  = Módulo Simple del Costo, incluye costos directos e indirectos

$C_P$  = Precio de Compra, en las condiciones Base

$F_{BM}$  = Factor del costo del módulo simple

$B_1, B_2$  = constantes de módulo simple de costo

$F_M$  = Factor del material de construcción

$F_P$  = factor de presión de trabajo

$K_1, K_2, K_3$  = constantes para el calculo de  $C_P$

$A$  = valor de la propiedad base

## COSTO LABORAL

De acuerdo con el Departamento Nacional de Plantación (DNP) el costo laboral unitario (CLU) se calcula así:

$$CLU = RLU / PLU$$

$RLU$  = Remuneración laboral unitaria dada como:  $REP * (O + EP)$

$REP$  = remuneración total empleos permanentes

$O + EP$  = obreros mas empleados permanentes

$PLU$  = Productividad laboral unitaria, donde  $PLU = PI / (O + EP)$

$PI$  = Producción industrial que fue de 74798 US\$ en el año 2000

$CLU = 0.55$

Entonces  $REP = 4113.9$  US\$ es lo que cuesta un año de trabajo de cada operario.

## ANEXO 6

### DISEÑO DE EQUIPOS

#### TANQUES DE LECHADA

Puesto que tenemos el tiempo de residencia en el tanque podemos calcular su volumen. Con la densidad y el flujo másico hallamos el caudal. Primero que todo se halla la densidad de la lechada por medio de la siguiente ecuación:

Densidad de lechada

$$C_w = \frac{100 * \rho_{Sol}}{(100 / C_v) + (\rho_{Sol} - 1)} \quad (1.a)$$

$$\rho_m = 1 + \frac{C_v}{100} * (\rho_{sol} - 1) \quad (2.a)$$

Donde :

$C_w$  = % en peso de Sólidos

$C_v$  = % en volumen de sólidos

$\rho_m$  = densidad relativa de la lechada (g / cm<sup>3</sup>)

$\rho_{sol}$  = densidad del sólido (almidón) (g / cm<sup>3</sup>)

Para 500Kg de almidón tenemos un porcentaje de sólidos de 47.03% en peso, la densidad del almidón es igual a 1.5g/cm<sup>3</sup>, con estos datos hallamos  $C_v$  de la ecuación (1.a) dando un valor de : % $C_v$  = 37.18

Posteriormente se calcula la densidad de la mezcla con la ecuación (2.a), dando un resultado de:

$$\rho_m = 1186\text{Kg/m}^3.$$

Con el flujo y la densidad de la lechada se halla el caudal mediante:

$$Q = \frac{F}{\rho_m} \quad (3.a)$$

Donde:

F = flujo másico (Kg/h)

$\rho_m$  = densidad de la mezcla

$$Q = \frac{924.92 \frac{Kg}{h}}{1186 \frac{Kg}{m^3}} = 0.7799 \frac{m^3}{h}$$

el volumen del tanque lo podemos calcular mediante:

$$V = Q * t \quad (4.a)$$

Donde:

t = Tiempo de residencia (h)

$$V = 0.7799 \frac{m^3}{h} * 1h$$

$$V = 0.7799 m^3$$

Para tanques agitados normalmente se tiene una relación de longitud / diámetro entre 1.5 -2, en nuestro caso L/D = 2, y se uso un factor de seguridad del 40%.

Entonces el nuevo volumen es de:

$$V = 1.0918 m^3$$

Tenemos que:

$$V = \frac{\pi L D^2}{4} \quad (5.a)$$

$$\frac{L}{D} = 2 \quad (6.a)$$

con las ecuaciones (5.a) y (6.a) se obtiene el diámetro y la longitud requerida :

$$D = 1\text{m}$$
$$L = 1.8\text{m}$$

### **TANQUE DE NEUTRALIZACION**

El tanque de neutralización se calcula exactamente usando el mismo procedimiento anterior pero con un porcentaje de sólidos de 42, un flujo másico de 1040,07Kg/h y un tiempo de residencia de 2h. Esto da como resultado :

$$D = 1.2\text{m}$$
$$L = 2.2\text{m}$$

### **BOMBA PARA LA LECHADA.**

Para el cálculo de la potencia requerida de la bomba se tiene:

$$HP = \frac{gpm(\Delta P)}{1715 * \eta} \quad (7.a)$$

Donde:

gpm = Flujo volumétrico (rpm)

$\Delta P$  = Caída de presión (psi)

$$\Delta P = P_2 - P_1$$

$$P_1 = \rho_m g h_1 + P_0$$

Donde:

$\rho_m$  = Densidad de la mezcla (Kg/m<sup>3</sup>).

g = Aceleración de la gravedad (m/s<sup>2</sup>)

$h_1$  = Altura del lecho (m)

$P_0$  = Presión sobre el lecho (atmosférica). (KPa)

$P_2$  = Presión a la salida de la bomba. (KPa)

$\eta$  = Eficiencia

Reemplazando los valores en la ecuación (7.a) se obtiene :

$$HP = \frac{3.43 \text{ gpm} * 157.7 \text{ psi}}{1715 * 0.8}$$

$$HP = 0.394HP$$

Se aproxima su potencia a una bomba de 0.5HP.

La eficiencia se tomo de 0.8 ya que para este tipo de bombas (desplazamiento positivo) se usa una eficiencia entre 0.8-0.95 <sup>31</sup>

### **INYECTOR DE VAPOR .**

Para poder hallar la cantidad de vapor requerida en proceso se realiza un balance de masa y uno de energía, se debe tener en cuenta que se va utilizar vapor de media el cual tiene una presión de 1200Kpa y una temperatura de 188°C.

Balance de Masa :

$$V + L = P \quad (8.a)$$

Donde :

V = Flujo de Vapor Saturado (1200 kpa), Kg/día

L = Flujo de lechada (25°C), kg/día

P = Flujo de lechada caliente ( 108°C), kg/día

Balance de Energía :

Para facilitar los cálculos en este balance se desprecian las perdidas de calor, calor de mezcla y calor de solución. Se tiene que :

Calor cedido por el vapor = Calor ganado por la masa

$$LC_{PL} (T_P - T_L) = V H_V + VC_P(T_V - T_P) \quad (9.a)$$

Donde :

$$C_{PL} = C_{P_{\text{agua}}} (1 - X_L) + C_{P_{\text{almidón}}}(X_L) \quad (10.a)$$

$$C_{PL} = 2895 \text{ J/kg} \cdot \text{K}$$

$$C_{PV} = 1963 \text{ J/kg} \cdot \text{K}$$

$$H_V = 1984200 \text{ J/Kg}$$

$$C_{P_{\text{agua}}} = 4187 \text{ J/Kg} \cdot \text{K}$$

$$C_{p_{\text{almidón}}} = 957 \text{ J/kg} \cdot \text{K}$$

$$X_L = 0,4$$

Resolviendo las ecuaciones (8.a), (9.a) y (10.a) se tiene que :

$$L = 924.92 \text{ kg/h}$$

$$V = 162.57 \text{ kg/h}$$

### **DISEÑO DEL REACTOR TUBULAR.**

Para el calculo de las dimensiones del reactor se tiene :

$$g_{esp} = \left[ 1 + (\% \text{ solidos}) * \left( \frac{\% \text{ solidos} + 200}{5400} \right) \right] * \left[ 1 - \frac{0.036(T(^{\circ}C) - 20)}{160 - T(^{\circ}C)} \right] \quad (11.a)$$

Donde :

$g_{esp}$  = gravedad especifica.

%solidos = % de solidos en peso.

T= temperatura media del reactor ( $^{\circ}C$ )

$$Q = \frac{F}{g_{esp} * 1000} \quad (12.a)$$

F = Flujo masico que llega al reactor (Kg/h).

Q = Caudal m<sup>3</sup>/h.

Al reemplazar un %solidos de 40, una temperatura de 143°C y un flujo de 1087,5Kg/h en las ecuaciones (11.a) y (12.a) se tiene un caudal de 1.1434m<sup>3</sup>/h. Ahora podemos hallar el area mediante la siguiente ecuacion :

$$A = \frac{Q}{V} \quad (13.a)$$

Donde :

A = Area requerida (m<sup>2</sup>)

Q = Caudal del fluido (m<sup>3</sup>/h)

V = Velocidad del fluido, en nuestro caso es 788.4 m/h

Reemplazando valores en la ecuacion (13.a) se obtiene un area de 1.45m<sup>2</sup>.

$$A = \frac{\pi D^2}{4} \quad (14.a)$$

Con la ecuación (14.a) se obtiene un diámetro de 0.0429m el cual se aproxima a un diámetro de 2in<sup>25</sup>(diámetro nominal), el cual tiene un diámetro interno de 2.067in es decir 0.05250m.

Con un tiempo de residencia de 11min y la ecuación (4.a) se tiene un volumen para el reactor de 0.209m<sup>3</sup>, ahora con este valor y la ecuación (5.a) se obtiene una longitud de 96.5m.

Entonces se tiene :

D = 0.05250m  
L = 96.5m.

### CALCULO DEL AISLANTE PARA EL REACTOR.

Se tiene que :

$$Q_{\text{perdido}} = Q_{\text{perdido por los reactivos}} + Q_{\text{perdido por los productos}} - Q_{\text{generado por la reaccion}}$$

Entonces :

$$Q = m(1-x)Cp_R \Delta T + mx Cp_P \Delta T - \Delta H_{\text{reacción}} x \quad (15.a)$$

si se considera que el calor especifico de los reactivos es igual al de los productos se tiene <sup>16</sup> :

$$Q = mCp \Delta T - \Delta H_{\text{reacción}} x \quad (16.a)$$

donde :

$$Cp = 4.187 \left(1 - \frac{\% \text{solidos}}{100}\right) (0.6 + 0.0018 T_{\text{promedio del reactor}} \text{ } ^\circ C) \left(\frac{KJ}{Kg * K}\right) \quad (17.a)$$

reemplazando los valores en las ecuaciones (16.a) y (17.a) se obtiene:

$$C_p = 4.187 * \left(1 - \frac{40}{100}\right) * (0.6 - 0.0018 * 143)$$

$$C_p = 4.959 \frac{KJ}{Kg * K}$$

entonces  $Q$  es :

$$Q = 1087.5 \frac{Kg}{h} * 4.959 \frac{KJ}{Kg * K} * (150 - 135)^\circ C$$

$$Q = 80894.9 \frac{KJ}{h}$$

$$Q = 22.47 \frac{KJ}{s}$$

El  $\Delta H$  de reacción se estima mediante la diferencia entre las energías de los enlaces rotos y los enlaces formados durante la reacción. Para la formación de una molécula de glucosa se tiene:

Enlaces rotos:

1 C-O de un eter = 81 Kcal/mol

1 O-H del agua = 119 Kcal/mol

Enlaces formados:

1 C-O de un alcohol = 95 Kcal/mol

1 O-H de un alcohol = 102 Kcal/mol

$$\Delta H_{reacciones} = (95 + 102) - (119 - 81) = \frac{-3Kcal}{mol}$$

$$\Delta H_{reacción} = -0.0698 \frac{KJ}{Kg}$$

El calor de la reacción es endotérmico como lo indica el signo negativo; su valor es pequeño, como se puede ver se forman los mismos enlaces que se rompen, pero su diferencia está en la posición relativa de estos enlaces en la molécula. Para efectos prácticos el calor de reacción se considera despreciable.

Considerando el reactor totalmente aislado entonces tenemos <sup>15</sup> :

Se puede evaluar el espesor del aislante correspondiente a las pérdidas de calor calculadas. Si se considera el reactor como un cilindro aislado, las pérdidas de calor por metro de tubería se puede calcular como:

$$\frac{Q}{L} = \frac{\Delta T}{\frac{1}{hi\pi Di} + \frac{1}{2\pi K tubo} \ln \frac{De}{Di} + \frac{1}{2\pi K aislante} \ln \frac{Da}{De} + \frac{1}{ha\pi Da}} \quad (18.a)$$

Donde:

$\Delta T$  = Es la diferencia entre la temperatura media interior del reactor y la temperatura ambiente (143°C-25°C).

$hi$  = Es el coeficiente de transferencia de calor por convección del fluido en el interior del tubo, se calcula por la correlación:

$$hi = \frac{K}{Di} * 0.023(Re)^{0.8} \left(\frac{Cp\mu}{K}\right)^{0.3} \quad (19.a)$$

donde todos los terminos a excepción de la conductividad térmica del hidrolizado (K), se han definido y calculado anteriormente. Por carecer de datos para calcularla se asume el valor de K correspondiente al del agua.

$$hi = \frac{6.594 * 10^{-4}}{0.05250} * 0.023 * (32553.8)^{0.8} \left(\frac{4.959 * 2.7 * 10^{-4}}{6.594 * 10^{-4}}\right)^{0.3}$$

$$hi = 1.4548 \frac{KJ}{m^2 s^{\circ} C}$$

$Di$  = Representa el diámetro interno de la tubería ( 0.05250m).

$De$  = Representa el diámetro exterior de la tubería (0.06033m).

$D_a$  = Corresponde al diámetro del aislante que se debe colocar (m).

$K_{tubo}$  = Coeficiente de conductividad térmica para el acero inoxidable<sup>15</sup> (0.682KJ/m.s.°C).

$K_{aislante}$  = Coeficiente de conductividad térmica para la fibra de vidrio (4.846\*10<sup>-6</sup>KJ/m.s.°C).

$h_a$  = Coeficiente de transferencia de calor por convención para el aire, evaluado a 25°C<sup>15</sup> (0.0127KJ/m<sup>2</sup>.s.°C).

Reemplazando estos valores en la ecuación (18.a), se encuentra un valor para el diámetro de aislante de 7.03\*10<sup>-2</sup>m.

### FILTRO ROTATORIO.

Para el área de filtración requerida se tienen las siguientes ecuaciones<sup>25</sup>:

$$V = \frac{W}{\theta_c} * 0.9 \quad (20.a)$$

Donde:

$V$  = Velocidad de filtración de diseño  $\frac{\text{Kg}}{\text{m}^2 * h}$

$W$  = Peso seco de la torta  $\frac{\text{Kg}}{\text{m}^2}$

$\theta_c$  = Tiempo de ciclo (rpm)

0.9 = Factor escala de velocidad para filtros rotatorios

Para hallar el peso seco de la torta se tomo un espesor de la torta de 0.75cm y con la figura 18.98 del manual del ingeniero químico <sup>25</sup>, se tiene un  $W = 10\text{Kg/m}^2\text{ciclo}$ , la velocidad del tambor se tomo de 2rpm <sup>31</sup>.

Reemplazando estos valores en la ecuación (20.a) se tiene :

$$V = \frac{10 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^2}}{2\text{rpm}} * 0.9 * 60 = 270 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{h}}$$

Ahora tenemos que :

$$A = \frac{m_T}{V} \quad (21.a)$$

*Donde :*

$A$  = Area requerida para la filtracion ( $\text{m}^2$ )

$m_T$  = Flujo masico total ( $\frac{\text{Kg}}{\text{h}}$ )

$V$  = velocidad de filtracion del diseño ( $\frac{\text{Kg}}{\text{h} * \text{m}^2}$ )

Reemplazando  $V$  y un flujo másico de 1040.07Kg/h en la ecuación (21.a) se tiene un área de  $3.85\text{m}^2$  .

Entonces se elige el tamaño comercial más cercano.

$$D = 1.5m$$

$$L = 2.5m$$

## TORRES DE ADSORCION E INTERCAMBIO IÓNICO

Para diseñar la torre adsorción se hace uso de los datos experimentales del trabajo de grado de Amado y Serrano, quienes construyen una torre de lecho fijo para purificación de jarabe de glucosa a nivel de laboratorio.

A partir del estudio de laboratorio se pueden calcular las dimensiones de la torre usando ecuaciones para escalar las dimensiones a la torre del proceso.

Donde

$V_b$ : Velocidad de flujo volumétrico expresado como volumen de lecho por hora

$V_a$ : Metros cúbicos de licor tratado por libra de carbón

$B$ : Volumen de lecho de carbón,  $m^3$

$V$ : Velocidad del flujo de jarabe en la planta  $m^3/s$

$P_{ap}$ : Densidad aparente del empaque  $Kg/ m^3$

$W$ : Peso del carbón requerido en la columna de la planta, Kg.

$T$ : Vida del lecho de carbón, h.

$D$ : Diámetro de la torre de la planta, m

$E$ : Porosidad del lecho

$A$ : Área transversal de la torre,  $m$ .

$L$ : Altura del lecho, m.

$$t_r = \frac{V_b}{E} C \quad (22.a)$$

$$B = \frac{V}{V_b} \quad (23.a)$$

DIÁMETRO DE LA COLUMNA

$$\frac{V_p}{A_p} = \frac{V_e}{A_e} \quad (24.a)$$

De esta ecuación se obtiene el área  $A_p$  y se despeja el diámetro

$D = 0.67$  y se aproxima a  $0.7$  metros

CALCULO DEL VOLUMEN DEL LECHO

Tenemos que  $V_b p = V_b e$  igual a  $2.88$ , de la ec. (23.a) se halla  $B$ , puesto que tenemos el flujo volumétrico.

$$B = \frac{0.862}{2.88} = 0.3m^3$$

PESO DEL CARBÓN REQUERIDO EN LA COLUMNA

$$W = B * \rho_{ap} \quad (25.a)$$

donde la densidad aparente de carbón activado granular es de  $680\text{Kg}/\text{m}^3$

Entonces  $W = 204\text{Kg}$

ALTURA DEL LECHO

Se obtiene de dividir el volumen del lecho por el área transversal de la columna

$$\text{Altura} = \frac{0.3}{0.35} = 0.9m ; \text{ Se puede aproximar a } 1 \text{ m.}$$

## VIDA DEL LECHO

Se calcula de acuerdo al porcentaje de color que se desea remover, valor que se lee en la gráfica de onda de adsorción. Así, para obtener producto con 0.2 unidades de color se trataron  $5 \times 10^{-3} \text{ m}^3$  de licor.

Como el peso de carbón usado en el experimento fue 118.77Kg, los  $\text{m}^3$  de licor tratado por kg de carbón fueron  $3.5 \times 10^{-2}$  entonces:

$$T = V_a * \frac{\rho_{ap}}{V_b} \quad (26.a)$$

$$T = 0.035 * \frac{680}{2.88} = 8.3h$$

## TORRES DE INTERCAMBIO IONICO

Consiste en un recipiente cilindrico vertical de acero inoxidable. Su diseño se es muy similar al de torres de adsorción, la profundidad minima del lecho debe ser de 0.75m, el flujo maximo es de 17 m/h y el minimo de m/h, la temperatura maxima de operacion es de 70°C. Se aconseja realizar pruebas de laboratorio y trabajos en planta piloto para determinar las capacidades del intercambiador que debe emplearse, las cantidades de regenerante, la vida del intercambiador etc. Los anteriores son datos caracteristicos para el diseño de un intercambiador iónico de lecho fijo tomados del manual del ingeniero Quimico. El jarabe que debe tratarse se pasa en sentido ascendente.

El diseño de la batería de columnas de intercambio iónico esta basado en un proceso para tratamiento de jarabes de glucosa descrito por MANTELL en el libro Adsorption, donde expone el diseño del sistema de intercambio iónico para una planta piloto de producción continua de jarabe de glucosa; al igual que en otras fuentes consultadas como <http://www.lurgi-lifescience.com>. consiste en pares de columnas dipuestas en serie alternando las de intercambio cationico con las de intercambio iónico, es este arreglo el par de columnas agotadas se van regenerando con ácido (HCL) o alcaliz (NaOH) de tal manera que el proceso sea continuo.

La relación L/D de las columnas descritas por Mantell es de 4. La relación de la altura del lecho H y el diametro ; H/D es 2

Tenemos el diametro calculado para la torre de adsorción  $D = .7 \text{ m}$

$$L/D=4$$

$$L=2.8\text{m}$$

$$H/D=2$$

$$H=1.4\text{m}$$