

SELECCIÓN Y DISEÑO DE UNA TECNOLOGÍA PARA LA PRODUCCIÓN DE XILITOL A PARTIR DE JARABE DE XILOSA

SELECTION AND DESIGN OF A TECHNOLOGY FOR THE XYLITOL PRODUCTION STARTING FROM XYLOSE SYRUP

Georges González Batista^{1}*

¹ Universidad de Camagüey. Carretera Circunvalación Norte km 5 ½

Recibido: Febrero 24, 2014; Revisado: Marzo 18, 2014; Aceptado: Marzo 31, 2014

RESUMEN

El presente trabajo tiene como objetivo fundamental evaluar la factibilidad de producir xilitol a partir de jarabe de xilosa, mediante el análisis técnico y económico de la tecnología propuesta. Se propone en la Empresa Azucarera Ignacio Agramonte, del municipio Florida, Camagüey, por el uso de materias primas y facilidades auxiliares. Se recomienda una tecnología para la producción de xilitol, se estima la capacidad de la planta, y se calcula el costo total de producción aproximado del xilitol de 480,30 \$/t.

Palabras clave: xilosa, xilitol, bagazo

ABSTRACT

The present work has as the main objective to evaluate the feasibility of producing xylitol from xylose syrup by means of technical economical analysis of the proposed technology. In Ignacio Agramonte Sugar Factory, in Camaguey province, this technology was suggested for the raw materials use and auxiliary facilities. A technology for xylitol production was proposed, the plant capacity was estimate, and the total production cost of xylitol is 480.30 \$ by ton.

Key words: xylose, xylitol, waste pulp

1. INTRODUCCIÓN

El xilitol ($C_5H_{12}O_5$) es un azúcar alcohol de cinco átomos de carbono (figura 1), usado como edulcorante natural en productos alimenticios, es no fermentable utilizado principalmente en la industria alimentaria como sustituto del azúcar desde finales de 1960 (Carballo, 2010).

En la actualidad, la producción de xilitol a gran escala se realiza por hidrogenación catalítica de la xilosa a presiones y temperaturas altas. Además de que en este proceso los costos de producción son altos, se generan impurezas que dificultan la purificación y cristalización del producto final. Otra forma de obtención es a través de procesos biotecnológicos, los cuales son una alternativa de producción limpia, porque no generan subproductos tóxicos debido a su naturaleza específica. La biotransformación se realiza utilizando bacterias y algunos hongos capaces de asimilar y fermentar la xilosa a xilitol, etanol y otros compuestos. Dentro de todas las especies microbianas las levaduras son reconocidas como las mejores productoras de xilitol.

La posibilidad de utilizar desechos vegetales con contenido alto de hemicelulosa para la producción de xilitol y otros compuestos con valor agregado, se encuentra limitada por el paso de degradación de este polisacárido en sus componentes.

Se ha reportado un método cromatográfico a escala industrial para la separación de diferentes azúcares de residuos hemicelulósicos, el cual fue desarrollado en Finlandia (Viñales 2006). Este método ha permitido obtener D-xilosa de manera eficiente. El método ha sido desarrollado de tal manera que la D-xilosa separada es inmediatamente reducida a xilitol por medio de hidrógeno a alta presión, usando metales como catalizadores. El proceso químico requiere diversos pasos de purificación y el rendimiento del xilitol es aproximadamente de 50-60 % de la xilosa presente en los residuos hemicelulósicos, sin embargo, la producción industrial del xilitol a través de la hidrogenación de xilosa es un proceso complejo y laborioso lo que hace que este sustituto de azúcar sea relativamente caro (Larosa 2013).

En Cuba actualmente el desarrollo económico industrial y en particular la agroindustria han estado influenciados por factores externos que se han caracterizado por la existencia de una crisis económica, financiera, energética, alimentaria y ambiental. Las principales limitaciones que en la actualidad caracterizan a la agroindustria cubana son la baja eficiencia en la explotación de los complejos agroindustriales, la poca diversificación de sus producciones, poco aprovechamiento de las materias primas y la escasez de nuevas plantas de derivados (Péres 2012).

Producción de xilitol a partir de diferentes materias primas:

Las materias primas para la producción biotecnológica de xilitol suelen ser fuentes ricas en xilosa principalmente residuos lignocelulósicos. Para la producción de xilitol a partir de este tipo de residuos se requiere una etapa de hidrólisis para liberar los xilanos contenidos en la hemicelulosa (Martínez 2002).

2. MATERIALES Y MÉTODOS

Para la selección y diseño de la tecnología se realiza un estudio bibliográfico de diferentes tecnologías existentes, hay variedad de tecnología a nivel mundial, que solo difieren de forma general en el equipamiento de proceso y en el microorganismo

utilizado. En Cuba no se elabora este producto, sólo se han realizado investigaciones dirigidas por el Instituto Cubano de Investigación sobre Derivados de la Caña de Azúcar (ICIDCA), donde se propone la utilización de varias etapas para la purificación del concentrado de xilitol.

Se realiza un análisis cualitativo de las etapas, así como la posible implementación industrial, teniendo en cuenta, la calidad del producto obtenido y el costo de implementación.

3. DESARROLLO

3.1. Descripción del proceso. Pasos tecnológicos

1. Preparación del inóculo
2. Fermentación
3. Filtración
4. Purificación
5. Concentración
6. Almacenamiento

Preparación del inóculo: El inóculo se prepara mediante el cultivo de la levadura *Cándida Guilliermondii* con 63 kg de xilosa, 6,3 kg de $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$, 0,2 kg de (CaCl_2) , 42 kg de salvado de arroz y 2098 L de agua colocados en un tanque con agitación con un volumen de $2,098 \text{ m}^3$ a 30°C durante 24 h.

(Los criterios para el experimento fueron tomados de Díaz de los Ríos, M, 2005)

Fermentación: luego este medio sintético será transferido hacia un fermentador con agitación con 18 m^3 de xilosa en las condiciones de $\text{pH} = 5$, 30, con una temperatura de 30°C a 300 rpm y un coeficiente volumétrico de transferencia de oxígeno de 30 h^{-1} por un tiempo de 80 h.

Filtración: pasado las 80h la fermentación es sometida a un proceso de filtración en un filtro de placas con el objetivo de eliminar los sólidos suspendidos.

Purificación: seguidamente este licor rico en xilitol a razón de $0,874 \text{ m}^3/\text{h}$ será tratado en una columna cromatográfica con resinas aniónicas A-505 y catiónicas por el tiempo de 1h.

Concentración: luego el licor será concentrado de 79 a 87 g/l en un evaporador al vacío por un tiempo de 1 h a una presión de 3 atm.

Almacenamiento: el licor concentrado se almacena en un tanque de $72,51 \text{ m}^3$.

3.2. Capacidad de la planta

La capacidad de la planta se fija en 9521, 56 t/año, basándose en el diseño propuesto de una planta de xilosa con una capacidad de producción de 32 t/día, con un costo de producción de 458,34 \$/t según (Días de Los Ríos 2005). La estimación se realiza para poder realizar los balances de masa y energía, además de utilizarse en el dimensionamiento de los equipos, determinación de los indicadores del proceso y de prefactibilidad económica.

No se sigue el criterio de la demanda en el país por carecer de los datos necesarios

3.3. Macrolocalización de la planta

La macrolocalización del diseño de la planta de producción de xilitol se propone ubicar en la cercanía de la fábrica de sorbitol en el municipio Florida, provincia de Camagüey. Para lo cual se tuvo en cuenta las facilidades auxiliares, entre ellas la disponibilidad de vapor, electricidad, y el agua con los requisitos de calidad necesarias para el proceso, todas ellas provenientes de las instalaciones del central Agramonte. Además se cuenta con el espacio adecuado para el montaje de la planta.

Balances de masa y energía

Para realizar los balances de masa y energía, se estudiaron los equipos principales, así como las propiedades de las sustancias en el rango de temperatura y presión del proceso tecnológico.

3.4. Diseño de los equipos

3.4.1 Diseño de los mezcladores

En el caso de los mezcladores para la preparación del inóculo se determinaron los volúmenes de materias primas a utilizar partiendo de la capacidad de la planta, utilizando los siguientes datos mostrados en la tabla 1:

Tabla 1. Datos para el diseño de los mezcladores para el inóculo

<i>Variable</i>	<i>Valor</i>	<i>UM</i>
Veloc.rot	200	rpm
Temperatura	30	°C
Vr	2,098	m ³
μ(agua) _{30°C}	0,0008	Pa.s
((NH ₄) ₂ SO ₄) _{30°C}	1278,6	kg/m ³
(CaCl ₂) _{30°C}	1389,5	kg/m ³
(H ₂ O) _{30°C}	995,7	kg/m ³
(Xilosa) _{30°C}	1525	kg/m ³
(Salv. arroz) _{30°C}	971	kg/m ³
(Promd,sól)	1291,025	kg/m ³

3.4.2 Diseño de los fermentadores

Para el diseño de los mezcladores para la fermentación se utilizaron los siguientes datos:

Tabla 2. Datos para el diseño de los fermentadores

<i>Variable</i>	<i>Valor</i>	<i>UM</i>
Velocidad de rotación	300	rpm
Temperatura	30	°C
Volumen del fermentador	11,539	m ³

(Xilosa) 1525 kg/m³

Nota: El diseño de los mezcladores tanto para el inóculo como para el tanque de fermentación se realizó a partir de las ecuaciones del texto "Hidrodinámica y separaciones mecánicas (Rosabal II, 2006) planteándose los siguientes pasos:

3.4.3 Diseño del evaporador

Las condiciones del evaporador pertenecen a la Tabla 56 página 582 del "Ejemplos y ejercicios para el curso de Operaciones Unitarias en la Industria Química.(K.F.Pavlov 1981).

La metodología descrita a continuación es la propuesta por (K.F.Pavlov 1981) para ello se contaron con los siguientes datos mostrados en la tabla 3:

Tabla 3. Datos para el diseño del evaporador

<i>Variable</i>	<i>Valor</i>	<i>UM</i>
M(flui. frío)	0,87416667	m ³ /h
cp(xilitol)	2,8073	kJ/kg
T1	30	°C
T2	70	°C
Tpared	40	°C
Tamb	18	°C
(Xilosa)	1525	kg/m ³
(xilitol)30°C	1230	kg/m ³
(vapor)70°C	0,1979	kg/m ³
log(líq/ vap)	3,793	-
b	0,078	-
m(flui. frío)	1333,10	kg/h
(vapor)	2326	kJ/kg
C(xilosa)	100	g/L
Rend.xilitol	0,79	g(xilt.)/g(xils)

3.4.4 Diseño de la columna de separación cromatográfica

La columna de separación cromatográfica se diseñó a partir de datos de una columna de muestra, para ello se fijó la velocidad del flujo (parámetro de escalado) y partiendo del flujo de la planta se determinaron las características de la misma para ello se cuenta con los datos descritos en la tabla 2.

Tabla 4. Datos de la columna de muestra

<i>Parámetro</i>	<i>Valor</i>	<i>UM</i>
Diámetro	28	mm
Altura	485	mm
Flujo	5	mL min ⁻¹
Área	0,0006	m ²
Velocidad	0,00014	m/s

Diseño de los tanques de almacenamiento

El tanque para el almacenado del concentrado de xilitol estará diseñado para un volumen de 7 días de producción donde la altura será 5 veces el diámetro, para este diseño se cuenta con los de la tabla 5.

Tabla 5. Datos para el diseño del tanque de almacenamiento del xilitol concentrado

<i>Datos</i>	<i>Valor</i>	<i>UM</i>
F	10,359	m ³ /día
(xilitol)30°C	1230	kg/m ³

3.4.5 Tanque del condensado puro y condensado producido por el evaporador.

En el caso de estos dos tanques de condensado estarán diseñados para un volumen de almacenamiento de 24 horas de producción. La altura del tanque será 2 veces la altura del líquido y este a su vez será 2 veces el diámetro del tanque, contándose con los siguientes en las tablas 6 y 7:

Tabla 6. Datos del condensado puro

<i>Datos</i>	<i>Valor</i>	<i>UM</i>
m(vap. agua)	18,427	kg/h
(agua)90°C	965,3	kg/m ³

Tabla 7. Datos del condensado producido por la concentración del xilitol

<i>Datos</i>	<i>Valor</i>	<i>UM</i>
m(vap. agua)	10,664	kg/h
(agua)70°C	977,8	kg/m ³

3.4.6 Diseño del filtro

Para determinar el área de filtración necesaria se realizó una prueba de laboratorio de filtración al vacío, a caídas de presión diferentes con el objetivo de calcular las constantes de filtración. Al no ser posible realizar la fermentación por carecer de las sustancias que componen el medio de cultivo y el equipamiento para la determinación del grado de conversión de xilosa a xilitol, se preparó una solución azucarada con la concentración que debe obtenerse en la fermentación, a partir de que la filtración depende fundamentalmente de la viscosidad y la concentración de los sólidos presentes en el fluido a filtrar.

Se selecciona un filtro de placas por contener la suspensión bajos niveles de sólidos. Las constantes de filtración se determinaron por la ecuación 3-17 de la p-137 (Pavlov, 1981).

Tabla 8. Características de los equipos

<i>Características</i>	<i>Mezclador1</i>	<i>Mezclador2</i>	<i>Filtro</i>	<i>Columna cromatográfica</i>	<i>Evaporador</i>
Material de construcción	Acero inoxidable	Acero inoxidable	Acero inoxidable	Acero inoxidable	Acero inoxidable
Posición	Vertical	Vertical	horizontal	Vertical	Vertical
Cantidad	2	4	1	1	1

equipos					
Altura (m)	0,56	1,02	-	1,45	1,75
Diámetro (m)	0,47	1	-	1,44	0,88
Área (m ²)	-	-	-	1,62	4,83
Volumen (m ³)	0,079	0,79	-	0,79	1,05

Tabla 9. Características de los tanques de almacenamiento

<i>Características</i>	<i>Tanque de almacenamiento del concentrado de xilitol</i>	<i>Tanque de almacenamiento del condensado puro</i>	<i>Tanque de almacenamiento del condensado para el inóculo</i>
Material de construcción	Acero inoxidable	Acero inoxidable	Acero inoxidable
Posición	horizontal	Vertical	Vertical
Cantidad de equipos	2	1	1
Altura o longitud (m)	13,09	1,7	3,3
Diámetro (m)	2,6	0,7	0,8
Volumen (m ³)	72,5	0,26	0,5

3.5. Selección de las bombas

Para la selección de bombas se asume para todos los tramos una velocidad de 1,5 m/s, el cual entra en el rango establecido por la literatura (1-3m/s) para líquidos. Se utilizaron las ecuaciones de cálculo del texto "Hidrodinámica y separaciones mecánicas" (Julio Rosabal 1998), tomo I. Las pérdidas por fricción también fueron calculadas por las ecuaciones propuestas por (Rosabal, 2006).

Tabla 10. Selección de las bombas

<i>Características</i>	<i>Bombas 1 y 2</i>	<i>Bombas 3 y 4</i>
# de serie	P-75320-70	P-70700-10
T _{máx} (°C)	2-66	120
P _{máx} (lb/PSI)	100	300
Dimensiones (pulg)	$7^{3/8} * 5^{9/16} * 6$	$18^{3/8} * 6^{1/2} * 6^{3/4}$
F _{máx} (gal/min)	5	15
Carga máx (pie)	70	70
Potencia del motor (Hp)	0,5	0,25

3.6. Costo de adquisición:

Para buscar el costo de adquisiciones de los equipos presentes en el sistema fue necesario definir las variables de diseño de estos para poder trabajar con la información reputada en gráficos por (Peters 1991). El costo total de adquisición se actualiza a través de la Marshall y Swift, obteniéndose un índice de costo para el año 1990 y otro para el año 2011.

4. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

La selección de cada una de las etapas en el proceso para la purificación del licor fermentado se obtiene a partir del análisis de cada uno de los equipos según estudios (Días de Los Ríos 2005), donde se caracteriza cada uno de las etapas de purificación teniendo en cuenta, la calidad del producto obtenido, parámetros físico-químicos y el costo de implementación. Partiendo de este análisis se seleccionan tres equipos (filtro, columna de intercambio iónico y un concentrador).

Se emplea un agitador de hélice y propela marina por ser, según la bibliografía, adecuados para este tipo de mezclas y los menos consumidores de energía ((Pavlov, 1981).

Es importante señalar que para el escalado a nivel industrial se utilizan los mismos valores de velocidad de rotación que a escala de laboratorio, por ser recomendable mantener el índice de mezclado por unidad de volumen de líquido como criterio de escalado.

En la etapa de concentración se realiza el dimensionamiento de un evaporador al vacío que opera a una temperatura de 70°C lográndose una disminución en el consumo energético del proceso. Se considera además un exceso en el dimensionamiento del aparato para la acumulación del vapor que se produce en el mismo. En el cálculo del área de transferencia de calor se utiliza propiedades físicas y termofísicas del agua por ser el componente de mayor presencia y además por carecer de las propiedades de las sustancias de trabajo.

En el diseño hidráulico se nominalizan los diámetros de las tuberías utilizadas, facilitando su adquisición en el mercado internacional. Las longitudes de las tuberías fueron calculadas según la distribución de los equipos, tomando consideraciones que contribuyen al aprovechamiento de la energía potencial gravitatoria y disminuyendo los consumos de energía eléctrica por concepto de bombeo. Además se verificó en cada caso que esta longitud fuera superior a la longitud mínima permisible para que se desarrolle la capa límite del fluido y se establezca de forma estable el régimen de flujo del mismo, lo cual evita errores de registro del valor de las variables del proceso.

Para la selección de las bombas se utiliza el catálogo (Cole-Parmer), seleccionando las mismas en relación al flujo y la carga del sistema hidráulico. Durante la selección se fue riguroso con la eficiencia en el bombeo, las bombas todas están todas por encima del 60% de eficiencia, este indicador tiene que ser mayor del 50 %. En las bombas seleccionadas no se producirá el fenómeno de la cavitación, ya que todas están situadas por debajo de los recipientes de almacenamiento de los fluidos que serán succionados. La distribución racional de los equipos favorece el transporte del fluido empleando la energía potencial de las bombas.

Para la estimación del costo de adquisición de los equipos y accesorios, así como su actualización se parte de la utilización de ecuaciones y por cientos propuestos según (Peter, 1991)

En el caso de la estimación del gasto de salario se tuvo en cuenta la cantidad de trabajadores de una planta similar, (Furfural, Amancio Rodríguez)

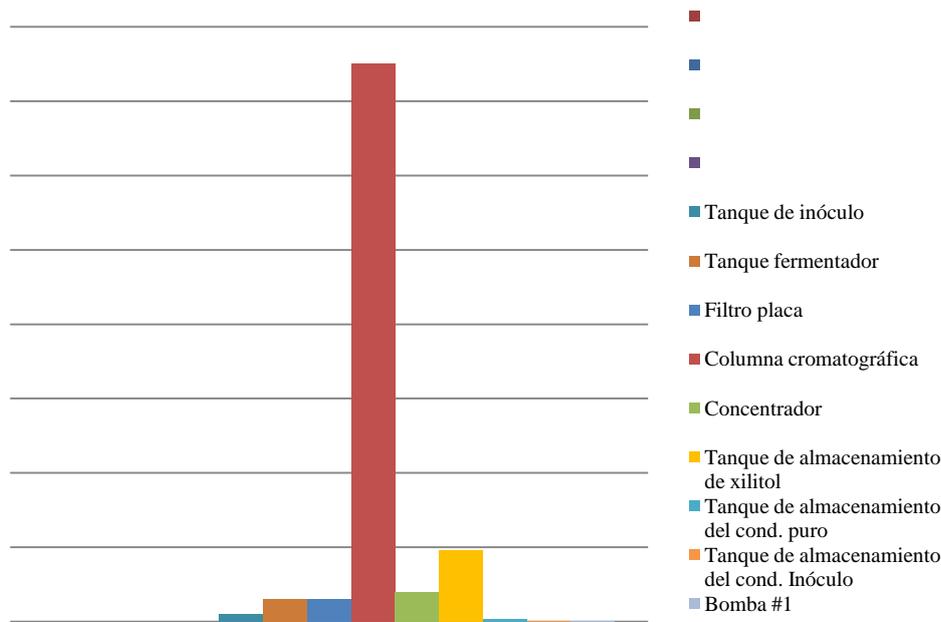


Figura 1. Distribución de los costos

En la figura 1 se puede observar que la etapa de purificación es altamente costosa, en ella se incluye la columna de separación cromatográfica, los recipientes para regeneración, enjuague y además la resina de intercambio y los reactivos químicos para dichas operaciones.

El costo total de producción aproximado del xilitol es de 480,30 \$/t contra un precio de venta de 8000 \$/t lo que demuestra lo beneficioso de producir este producto por vía fermentativa utilizando como materia prima la xilosa producida a partir del bagazo de caña, con un costo de producción de 458, 34 \$/t. Lo anterior confirma lo referido en la bibliografía con respecto al bajo costo de producción del xilitol por esta vía. (Díaz de los Ríos, 2005),

En el análisis de sensibilidad por las ventas se tiene en cuenta una disminución en el primer año del 50%, así como la disminución del precio de venta en un 15%, en el segundo año se afectó solo al 75%, manteniendo el 85% del precio, a partir de este periodo se mantiene el total de la demanda y la afectación en el precio del producto, este análisis no arrojó cambios significativos en el período de recuperación de la inversión, manteniéndose antes del segundo año y el mismo resultado se verificó en la tasa interna de retorno, manteniéndose entre el 60 al 90%, consolidando el resultado de que la inversión es factible desde el punto de vista económico.

El análisis de sensibilidad por el costo de producto, el costo de la inversión y el análisis de sensibilidad combinado de todos los anteriores arrojaron un resultado similar al referido anteriormente.

5. CONCLUSIONES

1. Se logran determinar los indicadores técnicos y económicos para el diseño de la variante seleccionada.

2. Se recupera según la integración másica y energética del sistema 0,7 m³/día de agua.
3. En el análisis de sensibilidad realizado tanto al costo de producción como al de inversión no arroja cambios significativos.
4. El costo total de producción aproximado del xilitol es de 480,30 \$/t.

REFERENCIAS

- "Beneficios del xilitol." (2012), Recuperado el 10 de abril de 2013 <http://www.dientesperfectos.es/los-beneficios-del-xilitol>.
- Carballo, M. M. (2010). Clonación de genes en la xilosa reductasa y xilitol deshidrogenasa de un aislado autoctono de candida Sp, Mexico: Universidad Veracruzana.
- Días de Los Ríos, M. (2005) Tecnología del proceso de obtención de licores de xilosa a partir de bagazo de caña, para la producción biotecnológica de xilitol. [s.l.]: [s.n.].
- K.F.Pavlov (1981). Problemas y ejemplos para el curso de operaciones básicas y aparatos en tecnología química.
- Larosa., R. (2013). Xilitol. Recuperado el 10 de abril de 2013, de <http://www.directopaladar.com/ingredientes-y-alimentos/el-sorbitol-tambien-conocido-como-e-420>
- Martínez, E. A. (2002). Uso de diferentes materias primas para la producción biotecnológica de xilitol. Ciencia y Tecnología de los alimentos, 13.
- Pérez, A. (2012). Procedimiento metodológico para el diseño de procesos sostenibles de la agroindustria cubana. Disertación doctoral no publicada, Universidad de Camagüey, Camagüey, Cuba.
- Peters, M. (1991). Plants Design and Economics for Chemical Engineers.[s.l.]: [s.n.].
- Rosabal, J. M. V., Manuel. (2006). Hidrodinámica y separaciones mecánicas (Vol. 2). La Habana: Félix Varela.
- Viñales, M. (2006). Métodos de purificación de hidrolizados de bagazo de caña de azúcar para la obtención de xilitol. Ciencia y tecnología alimentaria, 5.