

Simulación del proceso de obtención de sorbitol y manitol empleando siropes ricos en fructosa

Simulation of sorbitol and mannitol process from high fructose
syrops

Alejandro Rodríguez-Borges^{1*} <https://orcid.org/0009-0007-8104-3553>

Lourdes Zumalacárregui-de Cárdenas¹ <https://orcid.org/0000-0001-6921-737X>

Osney Pérez-Ones¹ <https://orcid.org/0000-0002-0366-0317>

⁽¹⁾Grupo de Investigación de Análisis de Procesos, Facultad de Ingeniería Química, Universidad Tecnológica de La Habana “José Antonio Echeverría” (CUJAE), La Habana, Cuba

* Autor para la correspondencia. Correo electrónico: arb30@nauta.cu

RESUMEN

La producción de sorbitol en Cuba se lleva a cabo en la Unidad Empresarial de Base (UEB) “Ignacio Agramonte”, situada en Florida, municipio perteneciente a la provincia de Camagüey. En este proceso se emplea glucosa como materia prima, la que actualmente presenta una disponibilidad baja en el país. Por tal razón, en este trabajo se analizó la propuesta de sustituir la materia prima glucosa por un sirope rico en fructosa, del que existe mayor disponibilidad. Utilizar fructosa para la fabricación de sorbitol añade un valor al proceso de producción, pues además de sorbitol, se obtiene manitol, con lo cual la planta podría elevar sus ganancias al incluir este último en el mercado nacional, disminuyendo las importaciones actuales de ambos productos. Para esto la planta debe incurrir en una inversión que le permita la obtención del manitol. Se aplicó el método de Hand para determinar el valor de dicha inversión, siendo de 288 950 CUP. Se calcularon los siguientes indicadores económicos: el valor actual neto que resultó positivo, el plazo de recuperación de la inversión de 2,26 años, el plazo de recuperación de la inversión al descontado de 3,82 años, una tasa interna de rendimiento de 21 % y un retorno sobre la inversión de 38,05 %. Para evaluar técnicamente la propuesta se realizó la simulación en el

programa SuperPro Designer v10.0, donde se obtuvieron sorbitol y manitol con la calidad comercial requerida y rendimientos de 75 % y 25 % respectivamente.

Palabras clave: glucosa; fructosa; sorbitol; manitol; simulación.

ABSTRACT

Sorbitol production in Cuba is carried out at the “Ignacio Agramonte” Base Business Unit (UEB), located in Florida, a municipality belonging to the province of Camagüey. In this process, glucose is used as raw material, which is currently in low availability in the country. For this reason, this paper analyzes the proposal to replace the raw material glucose with a high fructose syrup, which is widely available. Using fructose to sorbitol manufacture adds a value to the production process, since in addition to sorbitol, mannitol is obtained, with which the plant could increase its profits by including the latter in the national market, reducing imports of both products. To do this, the plant must first incur an investment that allows it to obtain mannitol. The Hand method is applied to determine the said investment cost, which is 288,950 CUP. The following economic indicators were calculated: net present value, which was positive, a payback period of 2,26 years, a discounted payback period of 3,82 years, an internal rate of return of 21% and a return on investment of 38,05 %. To technically evaluate the proposal, the process was simulated in the SuperPro Designer v10.0 program, where sorbitol and mannitol with the required commercial quality were obtained, with, 75 % and 25 % yields respectively.

Keywords: glucose; fructose; sorbitol, mannitol; simulation.

Recibido: 16/01/2025

Aceptado: 20/04/2025

Introducción

Los cambios de hábito de alimentación en la población van por la tendencia a utilizar edulcorantes, restringiendo el uso del azúcar en sus dietas, reemplazándola por edulcorantes que sean naturales y protegiendo así la salud de quienes los consumen.⁽¹⁾ Un edulcorante es aquella sustancia natural o artificial que sirve para endulzar un alimento o producto que presenta sabor amargo.⁽²⁾ Los edulcorantes son un grupo de aditivos de gran relevancia para la industria alimentaria. Desde su descubrimiento, muchos de ellos han

presentado cierta controversia, especialmente los edulcorantes sintéticos, debido a sus posibles efectos tóxicos. Por otro lado, los edulcorantes naturales están cada vez más demandados, siendo necesario investigar nuevas fuentes de edulcorantes de origen natural, mejorar los procesos de obtención para disminuir los costos de producción y demostrar su seguridad. ⁽³⁾ Los edulcorantes, además de aportar un sabor agradable a los alimentos, ayudan en el control de calorías y de diferentes enfermedades, especialmente enfermedades crónicas. Estos no afectan la salud de los seres humanos, siempre y cuando se cuiden sus necesidades nutricionales. ⁽⁴⁾

La fructosa es uno de esos edulcorantes y, como su nombre lo indica, se encuentra en casi todas las frutas; pero también existe en cantidades comerciales en la caña de azúcar, en la remolacha y en el maíz. Se combina con la glucosa para formar la sacarosa, disacárido que se conoce como azúcar común. También se le puede encontrar en algunas verduras, en la miel y en otras plantas. Es el monosacárido más soluble en agua, propiedad que dificulta su cristalización a partir de la misma y explica su higroscopicidad y humectación. ⁽⁵⁾

Existen fuentes importantes de fructosa en la dieta del ser humano, como el azúcar de mesa y el jarabe de maíz de alta fructosa (JMAF). Este es un endulzante constituido por una mezcla de fructosa-glucosa en proporciones 55-45 %, obtenido de la molienda húmeda del grano de maíz por medio de una triple hidrólisis ácida del almidón, por la acción de la enzima glucosa isomerasa que mediante reacciones químicas transforma la mayor parte de la glucosa del maíz en fructosa. Aunque el proceso de producción del JMAF fue descrito por primera vez en 1957, no fue sino hasta la década de los setenta que la industria alimentaria comenzó a sustituir el azúcar de caña por este endulzante debido a sus propiedades a nivel productivo entre las que se destacan su intenso sabor dulce y bajo costo. Desde 1980 el JMAF se estableció como uno de los principales ingredientes en la industria de refrescos, alimentos procesados, cereales y panadería, lácteos y dulcería. ^(6, 7)

A partir de fructuosa se puede obtener sorbitol y manitol mediante hidrogenación catalítica. Esta tecnología de producción es conocida y consiste en disolver fructuosa en agua, desmineralizar la solución e hidrogenarla en un

reactor catalítico donde se convierte en sorbitol y manitol. La solución de sorbitol o manitol se decolora y desmineraliza adicionalmente, y se concentra según las especificaciones establecidas para cada producto comercial. La fabricación de manitol es importante para la economía ya sea para uso como edulcorante o para la industria farmacéutica, siendo este último su mayor uso en Cuba. ⁽⁸⁾

El sorbitol, también conocido como D-sorbitol o D-glucitol ($C_6H_{14}O_6$), es un alcohol hexahídrico o poliol formado por una molécula de cadena abierta de seis carbonos y seis grupos hidroxilos. ⁽⁹⁾ Se encuentra en forma natural en las algas rojas y en frutas como la pera, la cereza, la ciruela, el melocotón, la manzana y en cantidades mínimas en las uvas, por lo que se utiliza para detectar la adulteración del vino. ⁽¹⁰⁾ Su molécula se considera como una de las moléculas-plataforma más importante debido a su versatilidad como punto de partida de un gran número de productos. ⁽¹¹⁾ Debido a su alta demanda, se estima que su producción global debe ser aproximadamente de dos millones de toneladas por año, y su mercado continuamente está en ascenso. ⁽¹²⁾

La Unidad Empresarial de Base (UEB) “Ignacio Agramonte” ubicada en el municipio Florida, provincia de Camagüey, es la única planta en Cuba que produce sorbitol por hidrogenación catalítica utilizando glucosa como materia prima y tiene capacidad para producir 10 000 t al año, sin embargo, nunca ha podido llegar a su capacidad máxima debido a la poca disponibilidad de glucosa. Existen en el país dos plantas proveedoras de glucosa a la UEB “Ignacio Agramonte”: la UEB “Chiquitico Fabregat” y la UEB “Argentina”, ubicadas en Villa Clara y Camagüey, respectivamente. En la UEB “Argentina” además de glucosa también se produce fructosa en una relación 1:5, por lo que la planta cada seis toneladas de azúcar refino produce una tonelada de glucosa y cinco de fructosa. Por ende, existe gran disponibilidad de fructosa, que en la actualidad se utiliza para fabricar siropes saborizados. ^(8, 13)

La demanda nacional de sorbitol es superior a las 148 toneladas anuales, siendo su principal destino la Empresa Suchel Camacho, la cual emplea sorbitol en la producción de cremas dentales y cosméticos, pero debido a la escasez de glucosa, la producción de sorbitol se ha visto reducida en los últimos años, trabajando la planta a un 20 % de su capacidad. El manitol es

altamente empleado en los salones de operación de hospitales, como el Instituto Cubano de Oftalmología “Ramón Pando Ferrer”, donde se tratan padecimientos como el glaucoma y donde alrededor del 20 % de los pacientes ingresados en el instituto se debe a estos padecimientos. ⁽¹³⁾

La simulación de procesos cada vez más se vuelve un instrumento necesario en cualquier área de trabajo de desarrollo ingenieril. Representa una estrategia de planeación al diseñar y construir equipos o procesos de fabricación y, en base a los resultados obtenidos de ella, se toman decisiones a tiempo, ahorrando costos y evitando pérdidas de materiales e insumos. ⁽¹⁴⁾ El simulador SuperPro Designer facilita el modelado, evaluación y optimización de procesos integrados en una amplia gama de industrias. Posee una versión gratuita de gran utilidad que permite la simulación y análisis de procesos. Posibilita acercar al investigador a la respuesta esperada en los procesos industriales en función de las modificaciones planteadas en el mismo. ⁽¹⁵⁾

SuperPro Designer trabaja con un enfoque modular–secuencial. Es un software de amplia versatilidad y teniendo en cuenta los módulos que posee, puede ser empleado para simular diferentes plantas industriales. Con SuperPro Designer se logra: efectuar balances de masa y energía para evaluar o diseñar; realizar análisis económicos en las plantas y desarrollar evaluaciones económicas de alternativas; trabajar con un extenso banco de datos de componentes puros y mezclas, estando incluidas muchas de las propiedades físicas y termodinámicas de esas sustancias; e incluir en la simulación la evaluación de calentamiento / enfriamiento, consumo de potencia, mano de obra, materias primas, materias de construcción y tratamiento de los residuales de la planta simulada. ⁽¹⁶⁾

Por todo lo planteado, en esta investigación se evalúa técnica y económicamente el proceso de producción de sorbitol y manitol proponiendo el empleo del sirope rico en fructosa como materia prima a través de la obtención de un modelo de simulación en SuperPro Designer v10.0.

Materiales y métodos

Descripción y simulación del proceso productivo

Hidalgo y colaboradores ⁽⁸⁾ plantean que el proceso de obtención de sorbitol-manitol utilizando fructosa como materia prima, es el mismo que para la glucosa, con la singularidad de la incorporación de la línea de manitol, la cual se agrega luego del tratamiento con carbón activado. Por consiguiente, el proceso de producción descrito tecnológicamente por dichos autores se describió esta vez haciendo uso de la fructosa como materia prima.

Aunque existen otras vías de obtención de sorbitol y de manitol como la vía enzimática y la fermentativa usando microorganismos, se analizó la vía química, ya que es la tecnología que se emplea en la UEB “Ignacio Agramonte”. Esta UEB cuenta con un nivel de automatización elevado; su proceso es gobernado por cuatro autómatas programables y es capaz de producir un sorbitol que cumple con todos los requerimientos para el producto exigidos a nivel mundial. ⁽⁸⁾

Para la obtención del manitol, isómero estructural del sorbitol, las condiciones de la etapa de hidrogenación catalítica cambian; se sigue empleando como catalizador el níquel-raney, pero a condiciones de presión de 5,5 MPa y de temperatura de 160 °C. La obtención del manitol comienza después de la etapa de tratamiento con carbón activado y posteriormente se incorporan las etapas de cristalización del manitol líquido, centrifugado y secado. ⁽¹³⁾

Como primer paso del proceso, se efectúa la disolución del sirope rico en fructosa que presenta 75 °Brix de concentración ⁽¹⁷⁾ en los tanques de mezcla con ayuda de agitadores. Esta operación se realiza con agua condensada, azucarada y desmineralizada proveniente de otras etapas del proceso posteriores a la disolución, y calentada previamente en un intercambiador de calor con vapor de agua saturado a 0,3 MPa para mejorar el mezclado. Estos servicios se garantizan en el proceso. Existen condiciones en la planta para la recepción de la materia prima tanto líquida como sólida. En esta unidad se disuelve la fructosa hasta llevar la disolución a 50 °Brix quedando lista para pasar a un tanque en la siguiente unidad con ayuda de una bomba. En este recorrido hacia la segunda unidad se dosifican 250 g de tierra infusoria por

cada metro cúbico de solución de fructosa que llega a este tanque con el objetivo de mejorar la porosidad de la pre - capa del filtro en el proceso de filtración. En este proceso se eliminan las impurezas insolubles originadas en el proceso de fabricación. ⁽⁸⁾

El proceso de filtración se realiza en un filtro de acero inoxidable de placas verticales y utilizando pre - capa de tierra infusoria. El caudal de filtración es controlado a $2 \text{ m}^3 / \text{h}$ pasando la solución de fructosa por filtros de seguridad con el objetivo de garantizar que todas las impurezas insolubles queden en este sistema antes de abandonar la unidad de filtración. ⁽⁸⁾

La solución de fructosa, luego de salir de los filtros de seguridad, pasa a la unidad de desmineralización; la operación se realiza a un caudal de $2 \text{ m}^3 / \text{h}$ en columnas de lechos de resinas de intercambio iónico. El jarabe de fructosa filtrado se envía a un intercambiador de calor para enfriarlo con el objetivo de garantizar una temperatura no mayor de $35 \text{ }^\circ\text{C}$ antes de entrar en las columnas de intercambio iónico y así garantizar la efectividad, tanto de las resinas, como de la protección de ebonita que poseen las columnas en su interior.

El jarabe de fructosa que sale de la unidad de desmineralización tiene las características siguientes: $50 \text{ }^\circ\text{Brix}$ y conductividad menor de $10 \text{ } \mu\text{S}/\text{cm}$. En esta unidad, una vez que se desmineraliza una cantidad determinada de jarabe de fructosa, es necesario regenerar este sistema para brindarle las características originales a las resinas utilizadas. Esto se realiza con soluciones de ácido clorhídrico al 5% y de hidróxido de potasio al 6% . Los residuos de este proceso se envían al foso de residuales de la planta. La fructosa desmineralizada que sale de las columnas se pasa a través de los filtros de seguridad con el objetivo de eliminar posibles restos de resina del proceso antes de la entrada a la unidad de hidrogenación. En esta unidad siempre estarán dos columnas operando y una estará en proceso de regeneración y espera. ⁽⁸⁾

En la unidad de hidrogenación, la fructosa se transforma en sorbitol y manitol al ponerse en contacto con el hidrógeno a $160 \text{ }^\circ\text{C}$ y $5,5 \text{ MPa}$, en presencia de catalizador níquel-raney, aleación metálica constituida básicamente de níquel y aluminio, cuyo uso industrial se justifica por su bajo costo y buena actividad catalítica. Con un intercambiador de calor se extrae la energía cedida por la

reacción por ser una reacción exotérmica. En la solución que sale del reactor de hidrogenación están presente el sorbitol, el manitol y otros productos. Esta unidad tiene prevista la separación del catalizador de níquel de la solución por decantación en el tanque decantador y además la eliminación de las partículas finas por medio de la filtración en un filtro de acero inoxidable de placas verticales que trabaja con pre – capa de tierra infusoria. La solución formada en esta unidad alcanza una concentración de 50 °Brix y es enviada a la unidad de desmineralización. ^(8, 13)

La mezcla resultante se envía a la unidad de desmineralización pasando por un intercambiador de calor donde se enfría hasta una temperatura menor de 45 °C. La batería de intercambio iónico está formada por tres columnas. La primera con resinas catiónicas, la segunda con resina aniónicas y la tercera es un lecho mixto de resinas aniónicas y catiónicas. Con este sistema se logra desmineralizar la solución, saliendo hacia el área de tratamiento con carbón activado con una conductividad menor que 10 µS/cm, pH entre 5 y 7, color menor que 4 unidades ICUMSA y una concentración de 50 °Brix. En esta unidad se produce la regeneración con ácido clorhídrico e hidróxido de potasio de las resinas utilizadas, para restablecer sus características originales. Los efluentes se envían también al foso de residuales. En esta unidad, tanto en el proceso de endulzar las columnas para la arrancada de la unidad como en el proceso de desendulzado de preparación para la regeneración, se obtienen aguas azucaradas que se mezclan y utilizan en el proceso. ⁽⁸⁾

Posteriormente la solución de sorbitol-manitol se envía a un tanque donde se pone en contacto con una mezcla de carbón activado y tierra infusoria en proporción 1:2. El caudal de entrada al tanque es de 2,3 m³/h dosificándose a razón de 500 g de la mezcla carbón activado – tierra infusoria / m³ de sorbitol que llega al tanque. La dosificación se realiza de forma automática. El sorbitol debe permanecer aproximadamente 45 min en contacto con la mezcla carbón activado - tierra infusoria antes de pasar a la filtración. La filtración se produce en un filtro de acero inoxidable de placas verticales a un caudal de filtración de 2,3 m³/h con pre - capa de tierra infusoria. ⁽⁸⁾

Luego del tratamiento con carbón activado, la solución es sometida a un proceso de cristalización donde por diferencia de solubilidad el manitol se

cristaliza por enfriamiento y semillamiento en cristalizadores horizontales. Una vez cristalizado el manitol, se centrifuga en una centrífuga de canasto, de la que salen dos corrientes, una con los cristales de manitol y otra con un jarabe rico en sorbitol. Los cristales de manitol salientes de la centrífuga pasan a un secador rotatorio para lograr cristales con la menor humedad posible. ⁽¹³⁾

Paralelamente al secado de los cristales de manitol, tiene lugar la concentración de sorbitol, ya que, desde la hidrogenación hasta esta unidad, la concentración del sorbitol se encuentra entre 46 y 49 °Brix siendo necesaria una concentración mayor para la comercialización. Para ello, la planta cuenta con una unidad de evaporación formada por un evaporador de película descendente, un separador de arrastres, un condensador, una bomba de vacío y un sistema de bombeo que permite circular la solución por estos equipos y garantizar una concentración de $70,0 \pm 1$ °Brix a la salida.

En esta unidad, los condensados de vapor y los extraídos de la solución de sorbitol, se aprovechan en el proceso. Los primeros se envían al tanque de agua de alimentación de la caldera de la planta. Los segundos se utilizan en el proceso de disolución de fructosa. Esta unidad cuenta con varios lazos de regulación que son los encargados de controlar todo el proceso de modo que se garanticen todas las condiciones para lograr un producto con las características necesarias para su posterior comercialización. Todo el sorbitol concentrado se envía a los tanques de almacenamiento hasta su posterior envase y distribución. La distribución puede ser en toneles de 55 galones laqueados con peso aproximado 260 kg neto o a granel en cisternas o tanques preparados al efecto. ⁽⁸⁾

Simulación del proceso

Se empleó el programa SuperPro Designer v10.0 para simular el proceso tecnológico mediante un esquema conformado por los módulos representativos de las operaciones unitarias requeridas en el proceso. Se partió de 29 t de siropes ricos en fructosa con una concentración de 75 %. Se seleccionó el modo discontinuo de operación y 90 días al año como tiempo de producción, ya que es el tiempo medio en el que la producción de sorbitol está detenida por ausencia de glucosa. Se seleccionaron y registraron de los componentes del sistema, siendo necesaria la creación de componentes hipotéticos, que son los

que no se encuentran en la biblioteca de componentes del simulador. En la tabla 1 se muestran los componentes creados y sus propiedades. Los restantes componentes ya se encuentran en la biblioteca del simulador o sus propiedades han sido establecidas mediante un componente de referencia.

Tabla 1. Componentes hipotéticos y sus propiedades

Componentes	Propiedades	
	Masa molar (g/mol)	Punto de ebullición (°C)
Fructosa	180,15	440
Níquel-raney (N-R)	58,7	2 732
Tierra infusoria (TI)	60,8	259
Proteínas solubles	147,6	300

Para la simulación: se empleó un tanque de mezclado para la disolución de la materia prima, se seleccionó un filtro de placas en las unidades donde se realiza la operación unitaria de filtración, fueron escogidos dos reactores y dos intercambiadores iónicos para simular las reacciones de hidrogenación catalítica y cristalización, y los procesos de intercambio iónico respectivamente, se utilizó un secador rotatorio para la etapa de secado del manitol cristalizado, en las etapas de transferencia de calor se utilizaron intercambiadores de calor y un evaporador para la concentración de sorbitol y se empleó una centrífuga de canasto para separar el manitol cristalizado y el sorbitol.

Se ingresaron tres corrientes para la activación del módulo de hidrogenación: la corriente de fructosa procedente de la etapa de desmineralización, la corriente de hidrógeno presurizado y la corriente del catalizador níquel-raney. En este proceso ocurren paralelamente dos reacciones, una en la que se forma el sorbitol y otra en la que se forma manitol. La primera con un 75 % de conversión y la segunda con un 25 %. De esta manera, se espera obtener un producto final conformado por una mezcla de 20 – 30 % de manitol y 70 – 80 % de sorbitol, lo que obliga a aplicar procesos posteriores de purificación. ⁽⁸⁾

En la tabla 2 se muestran las especificaciones de las corrientes de entrada al módulo de hidrogenación y en la tabla 3, las reacciones que ocurren en su interior.

Tabla 2. Corrientes de entrada al módulo de hidrogenación

Corrientes	Flujo (kg/lote)	Temperatura (°C)	Presión (MPa)
Fructosa desmineralizada	52 156	35	0,1
Catalizador níquel-raney	50	25	
Hidrógeno	330	160	5,5

Tabla 3. Reacciones que ocurren en el reactor catalítico ⁽¹⁸⁾

Reacción	Estequiometría
Formación de sorbitol	$C_6H_{12}O_6 + H_2 = C_6H_{14}O_6$
Formación de manitol	$C_6H_{12}O_6 + H_2 = C_6H_{14}O_6$

Resultados y discusión

La figura 1 representa el esquema de simulación del proceso tecnológico para la producción de sorbitol y manitol empleando fructosa. Los resultados obtenidos en la simulación se muestran en la tabla 4.

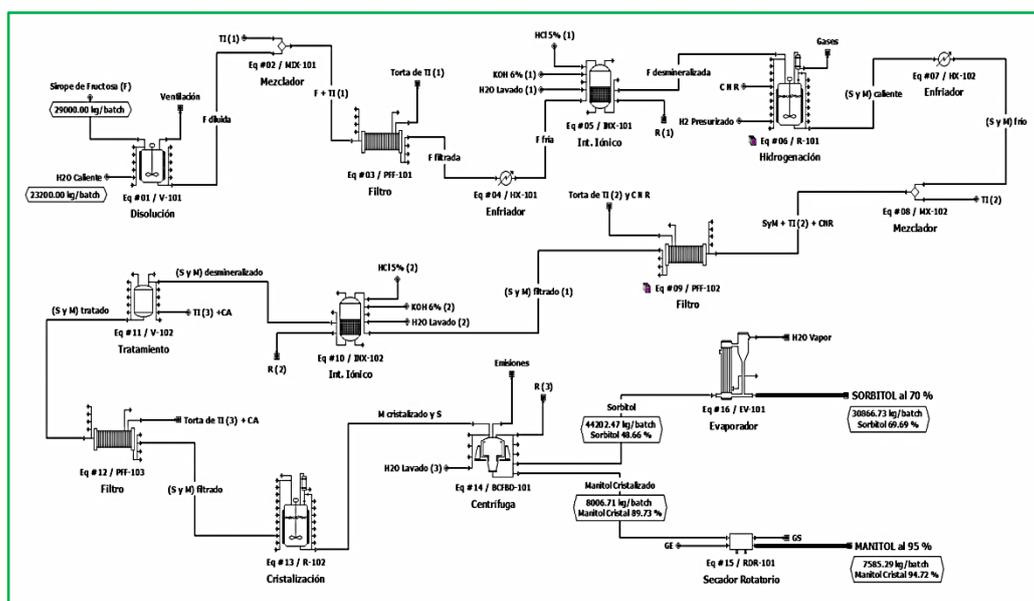


Fig. 1- Simulación del proceso de obtención de sorbitol-manitol

Tabla 4. Flujo y composición de las corrientes de gran interés en el proceso

Corriente	Flujo másico (kg/lote)	Composición másica (%)				
		Fructosa	Sorbitol	Manitol	Agua	Otros
Corriente de fructosa diluida	52 200	54,44	-	-	45	0,56
Corriente de entrada al reactor de hidrogenación	51 939	54,72	-	-	45,23	0,05
Corriente de salida del reactor de hidrogenación	52 307	-	41,21	13,74	44,91	0,14
Corriente de entrada al evaporador	44 202	-	48,66	-	51,33	0,01
Corriente de salida del evaporador	30 867	-	69,69	-	30,30	0,01
Corriente de entrada al secador	8 007	-	0,27	89,73	10	-
Corriente de salida del secador	7 585	-	0,28	94,72	5	-

Como resultado de la simulación de un ciclo productivo, se obtienen 30 867 kg de sorbitol al 70 % y 7 585 kg de manitol cristalizado a partir de 29 toneladas de siropes ricos en fructosa. Este ciclo es de 197 h permitiendo laborar en once ciclos durante los 90 días de trabajo. El sirope de manitol-sorbitol se obtiene dentro de los intervalos esperados.

Validación del modelo de simulación

El modelo se validó a partir del cálculo del error relativo según la ecuación 1, comparando los resultados obtenidos con los que reportados en la bibliografía. En la tabla 5 se presentan los errores calculados.

$$Error\ relativo = \left| \frac{Valor\ real - Valor\ calculado}{Valor\ real} \right| * 100 \quad (1)$$

Tabla 5. Resultados del cálculo del error relativo

Indicador	Corriente de sorbitol	Ejemplo SuperPro Designer v10.0	Error relativo (%)	Corriente de manitol	Ejemplo SuperPro Designer v10.0	Error relativo (%)
Porcentaje de sorbitol o de manitol	69,69	67,90	2,64	94,72	94,99	0,28
Porcentaje de agua	30,30	28,99	4,52	5	5	0
Densidad (kg/m ³)	1 264	1 263	0,08	1409	1 408	0,07

Dados los resultados de la validación del modelo, se puede obtener manitol al 95 % y sorbitol al 70 %, siendo estos porcentajes la concentración requerida para cada producto, con un error de validación máximo menor que 5 %. ⁽¹⁹⁾

Por lo tanto, el modelo se considera válido y puede ser empleado para analizar la implementación de la modificación necesaria que posibilite la obtención de manitol y para esto se debe realizar el análisis económico para conocer la factibilidad de esta inversión.

Producir sorbitol a partir del sirope rico en fructosa aporta un alto valor agregado al proceso por la producción del manitol. Con ello, se obtienen beneficios económicos por la venta de mayor cantidad de sorbitol y la incorporación del manitol al mercado nacional. El consumo eléctrico aumenta en 873 kW por ciclo, consumo total de los tres equipos nuevos añadidos al proceso productivo. Este incremento representa un 4 % con respecto al consumo anterior. ⁽⁸⁾

Cálculos económicos

Para la estimación del costo de inversión total se empleó el método el método de factores individuales propuesto por Hand. También se puede usar este método para plantas grandes que contengan muchos equipos. Además, es uno de los más precisos para estimar el costo de inversión total. ⁽²⁰⁾ El costo de capital para el equipo instalado se calculó empleando la ecuación 2:

$$CFI = \sum (F_i * CA_i) \quad (2)$$

donde:

CFI es el costo de inversión total.

F_i es el factor de instalación (factor de Hand).

CA_i es el costo de adquisición del equipo.

En la página web Alibaba.com ⁽²¹⁾ fueron encontrados los precios de los equipos necesarios para la ampliación de la planta. En la tabla 6 se muestran dichos precios, así como el factor de Hand ⁽²⁰⁾ correspondiente a cada equipo. Los costos no requieren de actualización por tamaño ni por valor ya que la página está actualizada.

Tabla 6. Costo de adquisición del equipamiento tecnológico y costo de de inversión total (CFI)

Equipo	Cantidad	Precio (CUP)	CAET (CUP)	Factor de Hand	CFI (CUP)
Reactor cristalizador	1	35 500	35 500	1,9	67 450
Centrífuga de canasto	1	95 000	95 000	1,3	123 500
Secador rotatorio	1	70 000	70 000	1,4	98 000
Total	-	-	-	-	288 950

Tras la aplicación del método de Hand se obtuvo que el costo de inversión total necesario para la ampliación de la planta es de 288 950 CUP.

En la tabla 7 se muestran los ingresos obtenidos por la venta del sorbitol y manitol, teniendo en cuenta las siguientes consideraciones: 90 días al año, 24 horas al día, 2 160 horas laborables, 11 ciclos de producción al año y 197 horas la duración de cada ciclo.

Tabla 7. Ingresos

Producto	Valor (CUP/t)	Producción (t/ciclo)	Ciclos al año*	(CUP/año*)
Sorbitol	1 538,38	30,866	11	522 321
Manitol	2 168,26	7,585	11	180 909
Total	-	-	-	703 230

*Se refiere a los 90 días anuales de producción con fructosa

Se puede notar que la mayor parte de los ingresos la aporta la producción de sorbitol representado el 74,27 %, más de la mitad de los mismos. Esto era de esperarse, ya que la producción de sorbitol es mucho mayor que la de manitol, además de la gran diferencia de los precios de venta entre cada producto.

Los egresos asociados al proceso de producción se muestran en la tabla 8. Estos costos fueron tomados de la bibliografía ⁽⁸⁾ y actualizados al año 2024 a través de la ecuación 3.

$$Costo_{(2024)} = Costo_{(2020)} * \left(\frac{\text{Índice } M\&S_{(2024)}}{\text{Índice } M\&S_{(2020)}} \right) \quad (3)$$

Los índices requeridos por la ecuación 3 son los índices de costo de equipo de Marshall y Swift utilizados. ⁽²²⁾ Estos índices se ilustran en la tabla 9.

Para obtener el índice de costo de 2024 se realizó una regresión cuadrática en el programa Curve Expert v1.3 con los datos de la tabla 9. De la regresión se extrajo un modelo (ecuación 4) que permitió determinar el factor de Marshall y

Swift del año de interés, en este caso, del 2024. Este modelo presenta un coeficiente de determinación de 99,8 %, muy cercano a 100 %, por lo que se ajusta bien a los datos.

$$\text{Índice M\&S} = 1000002,6 - 1034,661 * \text{Año} + 0,26766391 * \text{Año}^2 \quad (4)$$

Tabla 8. Egresos

Componente	Consumo	CUP/año
Fructosa (t)	319,00	228 892,85
Ácido clorhídrico (kg)	1 566,29	305,65
Agua (m ³)	3 301,65	36 939,64
Carbón activado (kg)	1 247,29	2 163,56
Catalizador níquel-raney (kg)	523,35	49 362,08
Electricidad (kW-h)	244 992,00	201 858,70
Fuel oil (t)	30,62	31 042,41
Hidróxido de potasio (kg)	2 982,65	2 910,23
Resina aniónica (L)	17,86	108,45
Resina catiónica (L)	8,93	75,53
Tierra infusoria (kg)	711,37	1 018,01
Vapor (t)	319,96	1 456,89
Salario (CUP)	37 163,50	37 163,50
Total	-	593 298

Tabla 9. Índices de costo de equipo de Marshall y Swift

Año	Índice M&S	Año	Índice M&S
1920	100	2005	1464,1
1930	152,1	2010	1695,1
1950	285,2	2012	1798,1
1960	382,6	2014	1906,8
1970	516,5	2016	2020,8
1980	697,2	2017	2081,6
1990	941,4	2019	2144,9
2000	1262	2020	2171,6

Se calcularon los indicadores económicos valor actual neto (VAN), plazo de recuperación del capital (PRC), plazo de recuperación del capital al descontado (PRCD), tasa interna de rendimiento (TIR) y retorno sobre la inversión (RSI) para conocer si es favorable económicamente la alternativa. En la tabla 10 se muestran los valores de cada indicador.

Tabla 10. Indicadores económicos

Indicador	Valor
Valor actual neto (VAN)	67 704 CUP
Tasa interna de rendimiento (TIR)	21 %
Plazo de recuperación del capital (PRC)	2,26 años
Plazo de recuperación del capital al descontado (PRCD)	3,82 años
Retorno sobre la inversión (RSI)	38,05 %

Conclusiones

Se elaboró el procedimiento de producción de sorbitol y manitol a partir de 29 t de siropes ricos en fructosa, siendo evaluado tecnológicamente y obteniéndose como resultado que en cada ciclo se producen 30,87 t de sorbitol al 70 % y 7,58 t de manitol al 95 %. Se validó el modelo de simulación comparando los resultados obtenidos con el simulador SuperPro Designer v10.0 con los resultados de un ejemplo de una planta productora de manitol del propio simulador, se obtuvieron errores relativos menores al 5 %. El análisis económico arrojó un costo de inversión de 288 950 CUP y tiene como indicadores económicos: un VAN positivo, una tasa interna de rendimiento de 21 %, un plazo de recuperación de la inversión de 2,26 años, un plazo de recuperación de la inversión al descontado de 3,82 años y un retorno sobre la inversión de 38,05 %. Estos indicadores demuestran la factibilidad de la inversión.

Referencias bibliográficas

1. DÍAZ CÓRDOVA ZM. Determinación del método óptimo de extracción de steviósido y rebaudiosido de las hojas de stevia (*stevia rebaudiana bertonii*) a nivel piloto en el laboratorio de operaciones y procesos unitarios de la universidad nacional del Callao. Informe Final de Investigación. Perú: Instituto de Investigación de Ingeniería Química. Facultad de Ingeniería Química. Universidad Nacional del Callao; 2014.
2. LLERENA RODRÍGUEZ D, ZUMALACÁRREGUI DE CÁRDENAS L, ZUMALACÁRREGUI DE CÁRDENAS B. Obtención de inulina a partir de piñas de henequén. RENIA (Revista Estudiantil Nacional de Ingeniería y

- Arquitectura). 2023;4(2). ISSN 2307-471X. Disponible en: <https://renia.cujae.edu.cu/index.php/renia/article/view/60>
3. CAROCHO M, MORALES P, FERREIRA I. Aditivos edulcorantes. Aditivos alimentarios. Madrid, España: Dextra Editorial SL; 2017. p. 291-314.
4. JÁCOME PILCO C, MANOBANDA QUICALIQUIN R, ANDRADE VISCARRA B, SISALEMA MENECESES E, SANAGUANO SALGUERO H. Edulcorantes no calóricos en la industria alimentaria: efectos y beneficios frente a la salud humana. *Latam: revista latinoamericana de Ciencias Sociales y Humanidades*. 2023;4(1):1962-700. ISSN 2789-3855. Disponible en: <https://doi.org/10.56712/latam.v4i1.370>
5. SOCIETY AC. Fructose 2025 [Available from: <https://www.acs.org/molecule-of-the-week/archive/f/fructose.html>].
6. FRANCO PÉREZ J. Fructosa, ese dulce enemigo. *Revista Digital Universitaria*. 2023; 24(5): 3-9. ISSN 1607-6079. Disponible en: <https://doi.org/10.22201/cuaieed.16076079e.2023.24.5.1>
7. SCOZZINA CM. Consumo de bebidas azucaradas elaboradas con jarabe de maíz de alta fructosa y su relación con el estado nutricional y riesgo cardiometabólico en adolescentes de una escuela secundaria de Ricardone [Tesis para obtener el título de Licenciada en Nutrición]. Buenos Aires, Argentina: Facultad de Medicina y Ciencias de la Salud. Universidad Abierta Interamericana.; 2024.
8. HIDALGO BENÍTEZ A, ZUMALACÁRREGUI DE CÁRDENAS L, PÉREZ ONES O, GONZÁLEZ PEDROSO GA. Propuesta de incorporación de una línea de manitol en la UEB "Ignacio Agramonte". *Tecnología Química*. 2020; 40(3):674-89. ISSN 2224-6185.
9. GONZAGA J, BISPO R, DIAS A, DELGADO Y, PONTES LA. Economic and technological aspects of chemical sorbitol production. *Revista Cubana de Química*. 2019; 31(3):388-413. ISSN 2224-5421. Disponible en: <http://ojs.uo.edu.cu/index.php/cq>
10. RUÍZ PÉREZ I. Propuesta de modificaciones a la producción de glucosa por vía enzimática en la UEB" Chiquitico Fabregat [Tesis de pregrado en Ingeniería Química]. Villa Clara, Cuba: Facultad de Química y Farmacia. Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas; 2018.

11. CUBO CONTRERAS A. Diseño de catalizadores heterogéneos con actividad tándem ácida/hidrogenante para la producción en una etapa de isosorbida a partir de glucosa [Tesis Doctoral]. España: Universidad Rey Juan Carlos; 2020.
12. PHANNARANGSEE Y, JIAWKHANGPHLU B, THANONKEO S, KLANRIT P, YAMADA M, THANONKEO P. Sorbitol production from mixtures of molasses and sugarcane bagasse hydrolysate using the thermally adapted *Zymomonas mobilis* ZM AD41. *Scientific Reports*. 2024;**14**(1):55-63. ISSN 2045-2322. Disponible en: <https://doi.org/10.1038/s41598-024-56307-8>
13. TOLEDO GONZÁLEZ JA. Estudio para la introducción de nuevas líneas de polioles en la planta de sorbitol de la Empresa Agroindustrial Azucarera Ignacio Agramonte [Trabajo de diploma para optar por el título de Ingeniero Químico]. La Habana, Cuba: Facultad de Ingeniería Química. Universidad Tecnológica de La Habana "José Antonio Echeverría" (CUJAE); 2023.
14. CÓRDOVA VELASCO DJ. Simulación de la hidrólisis de la sacarosa por invertasa inmovilizada para la producción de azúcar invertido en un tanque agitado [Trabajo de integración curricular presentado para optar al grado académico de Ingeniero Químico]. Ecuador: Facultad de Ciencias. Escuela Superior Politécnica de Chimborazo; 2023.
15. SANDOVAL REVELO JC, SARITAMA JIMÉNEZ MDC. Diseño de un Bioproceso a escala de laboratorio para la obtención de probióticos a partir de productos lácteos entregados por la Fundación Banco de Alimentos Quito [Trabajo de titulación modalidad Proyecto de Investigación previo a la obtención del título de Ingeniera Química]. Quito, Ecuador: Facultad de Ingeniería Química, Universidad Central del Ecuador; 2022.
16. GARCÍA NOA E, SARRIEGO TOLEDO Y. Simulación de procesos químicos con el SuperPro Designer. Primera ed ed. La Habana: Editorial de la Universidad Tecnológica de La Habana "José Antonio Echeverría". 2022. ISBN 978-959-261-616-5.
17. FERNÁNDEZ PULIDO L, ZUMALACÁRREGUI DE CÁRDENAS L, PÉREZ ONES O, DÍAZ CHAVEZ LR. Mejoras en el proceso de producción de glucosa apoyados en la simulación con SuperPro Designer v10. 0. *Tecnología Química*. 2022;**42**(2):230-45. ISSN 2224-6185.

18. GARCÍA SÁNCHEZ B. Producción de polioles a partir de recursos renovables de origen lignocelulósico mediante transferencia catalítica de hidrógeno empleando catalizadores comerciales de tipo Níquel Raney [Tesis Doctoral]. España: Universidad Rey Juan Carlos; 2022.
19. BARLAS Y. Formal aspects of model validity and validation in system dynamics. *System Dynamics Review: The Journal of the System Dynamics Society*. 1996;12(3):183-210. ISSN 0883-7066. Disponible en: [https://doi.org/10.1002/\(SICI\)1099-1727\(199623\)12:3<183::AID-SDR103>3.0.CO;2-4](https://doi.org/10.1002/(SICI)1099-1727(199623)12:3<183::AID-SDR103>3.0.CO;2-4)
20. SILLA H. *Chemical process engineering: design and economics*: CRC Press. 2003. ISBN 0429223188.
21. ALIBABA.COM. 2025 [Available from: <https://m.spanish.alibaba.com>].
22. CAMARAZA MEDINA Y, SÁNCHEZ ESCALONA AA, RETIRADO MEDIACEJA Y, GARCÍA MORALES OF. Use of air cooled condenser in biomass power plants: a case study in Cuba. *International Journal of Heat and Technology*. 2020; **38**(2):425-31. Disponible en: <https://doi.org/10.18280/ijht.380218>

Conflictos de interés

Los autores declaran que no existen conflictos de intereses.

Contribución de los autores

Alejandro Rodríguez Borges: realizó el estudio, análisis de los resultados, escritura del artículo y la corrida de los datos en el software SuperPro Designer v10.0.

Lourdes Zumalacárregui de Cárdenas: concibió el trabajo, colaboró con el análisis de los resultados, con la escritura del artículo y con la corrida de los datos en el software SuperPro Designer v10.0.

Osney Pérez Ones: concibió el trabajo, colaboró con el análisis de los resultados, con la escritura del artículo y con la corrida de los datos en el software SuperPro Designer v10.0.