

14

Fecha de presentación: marzo, 2023

Fecha de aceptación: mayo, 2023

Fecha de publicación: julio, 2023

EVALUACIÓN DE TECNOLOGÍAS

PARA LA OBTENCIÓN DE PRODUCTOS QUÍMICOS DE ALTO VALOR AGREGADO Y BIOCOMBUSTIBLES

EVALUATION OF TECHNOLOGIES FOR HIGH VALUE-ADDED CHEMICALS AND BIOFUELS

Anieris Pérez Pay¹

E-mail: anierisperez@gmail.com

ORCID: <https://orcid.org/0000-0002-8081-1617>

Lourdes Zumalacárregui de Cárdenas¹

E-mail: lourdes@quimica.cujae.edu.cu

ORCID: <https://orcid.org/0000-0001-6921-737X>

Osney Pérez Ones¹

E-mail: osney@quimica.cujae.edu.cu

ORCID: <https://orcid.org/0000-0002-0366-0317>

¹Universidad Tecnológica de La Habana “José Antonio Echeverría”, Cuba.

Cita sugerida (APA, séptima edición)

Pérez Pay, A., Zumalacárregui de Cárdenas, L., & Pérez Ones, O. (2023). Evaluación de tecnologías para la obtención de productos químicos de alto valor agregado y biocombustibles. *Universidad y Sociedad*, 15(4), 138-153.

RESUMEN

La industria azucarera cubana puede transformarse en una biorrefinería que emplee la caña de azúcar como fuente de energía, productos químicos y biocombustibles como el biodiésel y el bioetanol. En este trabajo se propone un esquema de biorrefinería en la Empresa Agroindustrial Azucarera Héctor Molina. Las materias primas principales son la caña de azúcar, el bagazo y las microalgas. Se evalúa un esquema que incluye la producción de azúcar, etanol de primera y segunda generación, biodiésel y levadura torula. Se estudia el impacto de la extracción del jugo de los filtros del proceso de producción de azúcar. Con ese desvío el azúcar y la miel producidos disminuyen, pero hay ahorro energético y un aumento de la disponibilidad de bagazo para otros usos. En la producción de etanol, el consumo de miel se reduce con lo que se puede aumentar el tiempo de trabajo de la destilería fuera de zafra. En la producción de biodiésel se alcanza un rendimiento de 83,42 % utilizando la transesterificación con metanol. La ganancia máxima que puede ser obtenida por el esquema propuesto es de 227 309 792 CUP/año. Al evaluar económicamente la biorrefinería resultó ser factible la inversión, recuperándose a partir del tercer año.

Palabras clave: Industria azucarera, biorrefinería, caña de azúcar

ABSTRACT

The Cuban sugar industry can be transformed into a biorefinery that uses sugar cane as a source of energy, chemical products and biofuels such as biodiesel and bioethanol. This research proposes the development of a biorefinery at the Héctor Molina Agroindustrial Sugar Company. Sugarcane, bagasse and microalgae are considered the main raw materials. A biorefinery scheme was evaluated that includes the production of sugar, first and second generation ethanol, biodiesel and torula yeast. The impact of the extraction of the juice from the filters of the sugar production process was studied; the results obtained show that with this deviation the sugar and molasses produced decrease, but energy savings and an increase in the availability of bagasse for other uses are obtained. The ethanol production can continue more days because the process requires less consumption of molasses. In the production of biodiesel, a yield of 83.42 % was achieved using transesterification with methanol. The maximum profit that can be obtained by the proposed scheme is 227 309 792 CUP/year. Economical indexes show that the biorefinery is feasible, recovering the investment in three years.

Keywords: Sugar industry, biorefinery, sugar cane

INTRODUCCIÓN

Actualmente la creciente población mundial y sus efectos sobre la seguridad alimentaria y energética, la reducción de las reservas de combustibles fósiles, el aumento de las emisiones de CO₂ y otros gases de efecto invernadero junto al cambio climático, son temas que han intensificado las investigaciones y la implementación de proyectos relacionados con el uso de fuentes renovables de energía en general, y en específico de la biomasa y los biocombustibles. Desde el punto de vista energético la biomasa se define como cualquier recurso renovable derivado de materia orgánica (origen animal o vegetal), que se pueda utilizar en la producción de energía (Silva et al., 2016).

Muy vinculado a lograr el uso eficiente y sostenible de la energía de la biomasa, y a la necesidad de contar con procesos más eficientes, que permitan lograr productos de mayor valor agregado al menor costo posible, se encuentra el concepto de biorrefinería. Una biorrefinería es un complejo que integra los equipos y procesos de conversión de biomasa para producir combustibles, potencia y productos químicos de alto valor agregado a partir de la biomasa, minimizando los residuos y las emisiones (Lorenzo et al., 2016).

Este concepto lleva implícito el respeto por el medio ambiente, reemplazando en la medida de lo posible, la utilización de materias primas y combustibles fósiles, utilizando la biomasa y sus subproductos para su propio abastecimiento y minimizando la generación de efluentes.

Aunque la palabra está fuertemente relacionada con las refinerías que tratan materiales fósiles (crudo, gas, carbón), su diferencia estriba básicamente en los sustratos que emplea. No debe pensarse que por tratarse de sustratos naturales (vegetales, animales, aguas residuales y residuos sólidos) los procesos de transformación han de ser totalmente biológicos. En una biorrefinería se emplean al mismo tiempo procesos biológicos como la fermentación, digestión anaerobia, procesos enzimáticos, composteo, etcétera; procesos fisicoquímicos/térmicos como son la licuefacción, pirólisis, gasificación, combustión, extracción por solventes, transesterificación, extracciones mecánicas, destilación; y una gran cantidad de otro tipo de procedimientos (Carrillo & Torres, 2019).

Existen diferentes formas de clasificar los modelos de biorrefinerías, la más extendida se basa en el grado de integración y optimización del aprovechamiento de la biomasa, que corresponde a su vez con el grado de madurez de la tecnología. Según este criterio, las biorrefinerías podrían catalogarse de primera, segunda y tercera generación (Kumar & Silveira, 2018).

Las biorrefinerías basadas en biomasa lignocelulósica son las más prometedoras dentro del panorama bioeconómico. La industria azucarera cubana abre posibilidades para el desarrollo de una biorrefinería por las características de sus corrientes y sus facilidades para la obtención de diferentes productos, coproductos y energía. Considerando lo antes expuesto, en el presente trabajo se propone la evaluación de esquemas de biorrefinería, a partir de la integración de productos de segunda y tercera generación, para la transformación de una industria azucarera en una biorrefinería.

MATERIALES Y MÉTODOS

En esta investigación se propone el desarrollo de una biorrefinería en la Empresa Agroindustrial Azucarera Héctor Molina ya que es una de las entidades que tiene las facilidades de infraestructura para la adaptación de la industria azucarera a una biorrefinería. Dentro de sus instalaciones esta empresa tiene un central de azúcar crudo con una capacidad potencial de 6 900 t/d de caña y una destilería anexa con una capacidad de producción de 500 hL/d de etanol. Se encuentra en fase de diseño experimental una planta de deshidratación de etanol empleando la técnica de adsorción con tamices moleculares con zeolita, la cual tendrá una capacidad para 100 hL/d.

El procedimiento seguido para el desarrollo paulatino de fábricas de azúcar como biorrefinería es el planteado por Armas et al. (2019) que considera recomendaciones específicas para la industria de la caña de azúcar en la formulación de oportunidades de negocios.

Propuesta de esquema de biorrefinería

El esquema de biorrefinería propuesto tiene como objetivo maximizar la producción de derivados, en función del crecimiento cañero, priorizando la producción de etanol y alimento animal. Además, pretende lograr una explotación integral de corrientes derivadas del proceso azucarero. Esta consideración en el citado polo productivo implica utilizar en mejor medida la biomasa lignocelulósica, no solamente para producir energía, sino para aprovechar el contenido en glucosa del bagazo. Por ello se propone no emplear agua en la etapa de fermentación y usar la mezcla de sustratos azucarados formada por hidrolizado de bagazo, jugo de los filtros y miel. A su vez de la producción de etanol se generan las vinazas como corriente residual que es usada como medio de cultivo para el crecimiento de microalgas, las que constituyen la materia prima principal para la obtención de biocombustibles de tercera generación como el biodiésel y también para la producción de levadura torula.

A continuación, de forma breve se describen tecnológicamente los procesos involucrados y se caracterizan partiendo de los balances de masa y energía, con el fin de conocer todas las corrientes y la disponibilidad que se pueda tener de las mismas para emplearlas en las demás producciones.

Balances de masa y energía en los procesos involucrados

El esquema de biorrefinería propuesto tiene como eje central la producción de azúcar crudo. El proceso de fabricación comienza con la preparación de la caña para la molienda cortando los tallos en pequeños pedazos. Esta primera etapa facilita la extracción del jugo con mayor eficiencia. En la molienda se obtiene el bagazo el cual es utilizado en la generación de vapor como combustible. La extracción de jugo mezclado es del 90 al 100 %, en dependencia del flujo de agua de imbibición y de la fibra de la caña. El jugo proveniente de los molinos, pasa por las etapas de alcalización, clarificación, evaporación, cocción, cristalización y centrifugación, siendo esta la última en donde se obtiene el azúcar comercial (Armas et al., 2019).

Para realizar los balances del proceso de obtención de azúcar se toma como base la capacidad de molienda de diseño y se considera la producción del central tanto cuando se realiza, o no, la extracción del jugo de los filtros para el proceso de obtención de etanol. Las ecuaciones correspondientes a cada etapa se representan en la tabla 1.

Tabla 1. Ecuaciones utilizadas en los balances de materiales y energía para la producción de azúcar

Etapa	Ecuaciones	Referencia
Molienda	$A_{imb} + C_{pret} = B + J_{mezc}$ (1)	(Armas, 2019)
Mezclado y alcalización	$LC + J_{mezc} + J_{filt} = J_{alc}$ (2)	
Calentamiento	$G_{calent} = \frac{J_{alc} * Cp_{alc} * (T_s - T_e)}{\lambda_{vapor}} * X$ (3)	(Téllez & Soler, 2021)
	$Cp = 1 - 0,0056 * \text{°}Bx$ (4)	
Filtración	$L + Bag + A_{lav} = C + J_{filt}$ (5)	(Armas, 2019)
Clarificación	$J_{alc} + F = J_{claro} + L$ (6)	
	$F = \frac{C_{pret} * Df}{1000}$ (7)	
Pre-evaporación	$G_{pre} = \left[W * \frac{\lambda_{vcu}}{\lambda_v} + \frac{J_{claro} * Cp_{claro} * (T_{eb} - T_{alim})}{\lambda_v} \right] * X$ (8)	(Téllez & Soler, 2021)
	$T_{eb} = T_s - 1,811927 + 0,14377 * \text{°}Bx + 0,00355 * \text{°}Bx^2$ (9)	
	$J_{conc} = \frac{J_{claro} * \text{°}Bx_{j\ claro}}{\text{°}Bx_{j\ conc}}$ (10)	
	$W = J_{claro} * \left(1 - \frac{\text{°}Bx_{j\ claro}}{\text{°}Bx_{j\ conc}} \right)$ (11)	
Evaporación	$G_{evap} = \left[\frac{W}{n} * \frac{\lambda_{vcu}}{\lambda_v} + \frac{J_{conc} * Cp_{conc} * (T_{eb} - T_{alim})}{\lambda_v} \right] * X$ (12)	(Armas, 2019)
	$M = \frac{J_{conc} * \text{°}Bx_{j\ conc}}{\text{°}Bx_M}$ (13)	
	$W = J_{conc} * \left(1 - \frac{\text{°}Bx_{j\ conc}}{\text{°}Bx_M} \right)$ (14)	
Productos finales	$A = \frac{(Pz_{aM} - Pz_{aMF}) * Masa\ sól.mel * 100}{(Pz_{aA} - Pz_{aMF}) * (100 - \% Hdad_A)}$ (15)	(Armas, 2019)
	$MF = \frac{(Pz_{aA} - Pz_{aM}) * Masa\ sól.mel * 100}{(Pz_{aA} - Pz_{aMF}) * \text{°}Bx_{MF}}$ (16)	
	$Masa\ sól.mel = \frac{C_{pret} * \% extracc\ molinos * Bx_{mezc} \left(1 - \frac{\% cachaza}{100} \right)}{10\ 000} - \frac{Bx_{extraido} * J_{extraido}}{100}$ (17)	

Tachos	$G_{tacho A} = 1,527 * miel A * \left(1 - \frac{°Bx_M}{°Bx_{MCA}}\right)$ $G_{tacho B} = 1,527 * miel A para B * \left(1 - \frac{°Bx_{miel A}}{°Bx_{MCB}}\right)$ $G_{tachos} = G_{tacho A} + G_{tacho B}$	(18) (19) (20)	
Necesidades tecnológicas	$G_{NT} = G_{calent 1} + G_{pre}$	(21)	
Turbogeneradores	$\eta = \frac{h_e - h_s}{h_e - h'_s}$ $G_{turbo 1} = \frac{N * 860}{\eta * (h_e - h'_s) * \eta_{mec} * \eta_{elect} * \eta_{tub}}$ $G_{turbos} = \sum G_{turbo i}$ $E_g = \frac{G_{turbos}}{I_{CT}}$ $E_c = C_{pret} * I_{GE}$ $E_E = E_g - E_c$	(22) (23) (24) (25) (26) (27)	
Caldera	$G_{VR} = G_{NT} - G_{turbos}$ $G_{caldera} = (G_{turbos} + G_{VR} + G_{otros}) * X$ $G_{otros} = 0,07 * G_{caldera}$ $VCN_B = 4250 - 4580 * \frac{\% Hdad_B}{100}$ $Q_p = T_g * \left(1 - \frac{\% Hdad_B}{100}\right) * \left(1,4 * m + \frac{0,5}{1 - \frac{\% Hdad_B}{100}} - 0,12\right)$ $Q_{recup} = (VCN_B - Q_p) * \alpha * \beta * \gamma$ $Q_n = h_{VSC} - h_{AS}$ $IG = \frac{Q_{recup}}{Q_n}$ $VCS_B = 4600 * \left(1 - \frac{\% Hdad_B}{100}\right)$ $V_{psm} = IG * B$ $B_q = \frac{G_{caldera}}{IG}$ $B_s = B - B_q$ $E_f = \frac{Q_{recup}}{VCS_B} * 100$	(28) (29) (30) (31) (32) (33) (34) (35) (36) (37) (38) (39) (40)	(Hugot, 1986) (Armas, 2019)

Fuente: Elaboración propia.

Para la producción de etanol, la materia prima utilizada es miel B, pero la destilería también trabaja con miel final del proceso de producción de azúcar crudo. La fábrica tiene destinada tres áreas: fermentación, destilación y deshidratación. En la primera se incluye la preparación del mosto y las materias primas y el proceso de pre-fermentación y fermentación. El sistema de destilación está compuesto por tres columnas: destiladora, rectificadora y repasadora. En el área de deshidratación, el proceso de separación opera en fase vapor y está conformado por dos lechos de tamiz molecular. (Lauzurique et al., 2017)

Cuando se destina jugo de los filtros para la producción de etanol no es necesario emplear grandes cantidades de miel ni de agua para la dilución y se aportan azúcares a la mezcla a fermentar. Las corrientes que se afectan en este caso son las de la etapa de fermentación. Los balances de materiales y energía se realizaron en cada etapa del proceso empleando las ecuaciones reportadas en (Armas, 2019). Las ecuaciones se presentan en la tabla 2.

Tabla 2. Ecuaciones utilizadas en los balances de materiales para la obtención de etanol

Equipo	Ecuaciones
Disolutor	$M_e = P * I_{miel}$ (41)
	$M_d = \frac{M_e * \text{°Bx}M_e}{\text{°Bx}M_d}$ (42)
	$A_d = M_d - M_e$ (43)
Prefermentador	
	$M_{e\ pre} = \frac{M_{d\ pre} * \text{°Bx}M_d}{\text{°Bx}M_e}$ (44)
	$A_{d\ pre} = M_{d\ pre} - M_{e\ pre}$ (45)
	$C_{LV} = C_{Cel} * P_{Cel}$ (46)
	$B_m = M_{d\ pre} * C_{LV}$ (47)
	$ARF_{LV} = \frac{B_m}{R_{pre}}$ (48)
	$\% ARF_{entrada} = \frac{\% ARF_{M_e} * \text{°Bx}M_d}{\text{°Bx}M_e}$ (49)
	$AZ_{entrada} = M_{d\ pre} * \frac{\% ARF_{entrada}}{100}$ (50)
	$\% ARF_{salida} = \frac{\% ARF_{M_e} * \text{°Bx}M_{mosto}}{\text{°Bx}M_e}$ (51)
	$F_{mosto} = QV_{mosto} * \rho_{mosto}$ (52)
	$AZ_{salida} = F_{mosto} * \frac{\% ARF_{salida}}{100}$ (53)
	$AZ_{convertidos} = AZ_{entrada} - AZ_{salida}$ (54)
	$AZ_{alcohol} = AZ_{convertidos} - ARF_{LV}$ (55)
	$F_{alcohol\ pre} = AZ_{alcohol} * \% alcohol$ (56)
	$F_{CO_2\ pre} = AZ_{alcohol} * \% CO_2$ (57)
	$F_{antiesp} = P * I_{antiesp}$ (58)
	$F_{urea} = P * I_{urea}$ (59)
	$F_{sulfato} = P * I_{sulfato}$ (60)
	$F_{fosfato} = P * I_{fosfato}$ (61)
	$F_{H_2SO_4} = P * I_{H_2SO_4}$ (62)

		(63)
	$M_{d\ ferm} = M_d - M_{d\ pre}$	(64)
	$M_{e\ ferm} = M_e - M_{e\ pre}$	(65)
	$A_{d\ ferm} = A_d - A_{d\ pre}$	(66)
	$B_m = M_{d\ ferm} * C_{LV}$	(67)
	$ARF_{LV} = \frac{B_m}{R_{ferm}}$	(68)
	$\% ARF_{entrada\ M_d\ ferm} = \frac{\% ARF_{M_e} * \% B * M_d}{\% B * M_e}$	(69)
	$AZ_{entrada\ M_d\ ferm} = M_{d\ ferm} * \frac{\% ARF_{entrada\ M_d\ ferm}}{100}$	(70)
	$\% ARF_{entrada\ mosto} = \frac{\% ARF_{M_e} * \% B * mosto}{\% B * M_e}$	(71)
	$AZ_{entrada\ mosto} = F_{mosto} * \frac{\% ARF_{entrada\ mosto}}{100}$	(72)
	$AZ_{totales\ en\ entrada} = AZ_{entrada\ M_d\ ferm} + AZ_{entrada\ mosto}$	(73)
	$\% ARF_{salida} = \frac{\% ARF_{M_e} * \% B * vino}{\% B * M_e}$	(74)
	$F_v = Q_{vino} * \rho_{vino}$	(75)
	$AZ_{salida} = F_v * \frac{\% ARF_{salida}}{100}$	(76)
	$AZ_{convertidos} = AZ_{totales\ en\ entrada} - AZ_{salida}$	(77)
	$AZ_{alcohol} = AZ_{convertidos} - ARF_{LV}$	(78)
	$F_{alcohol\ ferm} = AZ_{alcohol} * \% alcohol$	(79)
	$F_{CO_2\ ferm} = AZ_{alcohol} * \% CO_2$	(80)
	$F_{alcohol\ total} = F_{alcohol\ pre} + F_{alcohol\ ferm}$	(81)
	$F_{CO_2\ total} = F_{CO_2\ pre} + F_{CO_2\ ferm}$	(82)
		(83)
		(84)
		(85)
		(86)
		(87)
		(88)
		(89)
		(90)
		(91)
		(92)
		(93)
		(94)

Fuente: Elaboración propia.

La obtención de etanol a partir de miel, jugo de los filtros e hidrolizado de bagazo consta de tres etapas fundamentales: pretratamiento, fermentación y destilación. La materia prima empleada es el bagazo sobrante de la fábrica de azúcar. Este bagazo se almacena con aproximadamente 50 % de humedad.

El pretratamiento consta de tres etapas de hidrólisis de bagazo (básica, ácida y enzimática) para lograr incrementar el balance global de los procesos de conversión posteriores. El objetivo es romper la estructura de la fibra de lignocelulosa para facilitar el ataque enzimático. Durante el pretratamiento se produce: el fraccionamiento de la biomasa en sus componentes principales (celulosa, hemicelulosa y lignina), la reducción de la cristalinidad de la celulosa y el aumento del área superficial accesible (Albernas, 2013).

La solución obtenida en el pretratamiento se filtra para emplear este líquido rico en glucosa como agente disolutor de la miel final. De esta forma se incorpora el hidrolizado de bagazo al proceso tradicional de obtención de etanol como otra corriente azucarada, lo cual reduce el consumo de agua fresca y miel del proceso (Albernas, 2013).

A partir de la descripción del proceso se plantean los balances de masa y energía para la obtención del hidrolizado de bagazo con sacarificación y fermentación separadas. Las ecuaciones empleadas, que fueron las reportadas en Albernas, (2013), aparecen en la tabla 3.

Tabla 3. Ecuaciones utilizadas en los balances de materiales y energía para la obtención de hidrolizado de bagazo

Etapa	Ecuaciones
	(95)
	(96)
	$F_i = \frac{X_i * B}{100}$ (97)
	$Bs = F_G + F_X + F_L$ (98)
	$A = B - Bs$ (99)
	(100)
	$Ac = \frac{B * \%Ac}{100}$ (101)
	$Ag1 = H1 * B - Ac$ (102)
	(103)
	$Mcf = \frac{30 * B}{500}$ (104)
	(105)
	$F_{i1} = \frac{X_{i1} * B * E1}{10000}$
	$S1 = F_G1 + F_X1 + F_L1$ (106)
	(107)
	$Ag(S1) = \frac{Hdad(S1) * S1}{100 - Hdad(S1)}$ (108)
	$SR = S1 + Ag(S1)$ (109)
	(110)
	$Vcf = \frac{B * 2500}{500}$
	$F_{XLR1} = \frac{B * \%C(xilosa)}{100}$
	$F_{iLR1} = F_i - F_{i1}$
	$f_{LR} = \frac{Vcf * C(furfural)}{1000}$
	$Qg = B * Cp_B * (T_2 - T_1) + Mcf * \lambda_{vcf}$
	$Mv = \frac{Qc}{\lambda_v}$
Hidrólisis ácida	

Hidrólisis básica	$Et = \frac{\%Et * H2 * S1}{100}$	(111)	
	$NaOH = \frac{\%NaOH * S1}{100}$	(112)	
	$Ag2 = S1 * H2 - Et - NaOH - Ag1$	(113)	
	$E_{real} = \frac{E1 * E2}{100}$	(114)	
	$F_{i2} = \frac{X_{i2} * B * E_{real}}{100000}$	(115)	
	$S2 = F_{G2} + F_{X2} + F_{L2}$	(116)	
	$Ag(S2) = \frac{Hdad(S2) * S2}{100 - Hdad(S2)}$	(117)	
	$F_{iLR2} = F_{i1} - F_{i2}$	(118)	
	$L2 = F_{GLR2} + F_{XLR2} + F_{LLR2}$	(119)	
	$Ag(L2) = Ag1 + Ag2$	(120)	
	$Qg = S1 * Cp_B * (T_2 - T_1)$	(121)	
	$Mv = \frac{Qc}{\lambda_v}$	(122)	
	Hidrólisis enzimática	$Mt = \frac{S2 * 100}{Cs}$	(123)
		$F_B = \frac{S2}{\rho_R}$	(124)
$F_E = Ce * S2$		(125)	
$L_E = 90 \% * Mt$		(126)	
$F_{A+E} = \frac{L_E}{\rho_{aoua}}$		(127)	
$F_A = F_{A+E} - F_E$		(128)	
$F_T = F_{A+E} + F_B$		(129)	
$F_{i3} = F_{i2} - (F_{i2} * TCF_i)$		(130)	
$F_{L3} = F_{L2}$		(131)	
$S3 = F_{G3} + F_{X3} + F_{L3}$		(132)	
$Ag(S3) = \frac{Hdad(S3) * S3}{100 - Hdad(S3)}$		(133)	
$F_{iLR3} = F_{i2} - F_{i3}$		(134)	
$Ag(L3) = L_E - Ag(S3)$		(135)	
$L3 = F_{GLR3} + F_{XLR3} + A_{LR3}$	(136)		

Fuente: Elaboración propia

El proceso de producción de levadura torula a partir de vinazas de destilería se lleva a cabo de forma continua ya que garantiza una máxima productividad y rendimiento (Quiñones et al., 2013). Consta de cinco etapas fundamentales (Díaz et al., 2020):

1. Preparación de materias primas y auxiliares
2. Propagación de la levadura
3. Fermentación y desemulsión
4. Recuperación de la levadura

5. Concentración y secado de la levadura

Los balances de materiales se plantearon para producir levadura torula a partir del volumen de vinazas generado en la etapa de destilación, siguiendo la metodología propuesta por Herrera, (2016). Las ecuaciones empleadas aparecen en la tabla 4.

Tabla 4: Ecuaciones utilizadas en los balances de materiales y energía para la producción de levadura torula

Etapa	Ecuaciones
Enfriamiento de vinazas	$m_A = \frac{V_z * Cp_{V_z} * (T_{V_e} - T_{V_s})}{Cp_A * (T_{A_e} - T_{A_s})} \quad (137)$
Fermentación	$A_d = \frac{DQO_{V_z}}{DQO_{V_{zd}}} * V_z - V_z \quad (138)$
	$cantN_2 = \frac{F_{es} * C_{LV} * \frac{\%N_2}{100}}{0,95} \quad (139)$
	$cantP_2O_5 = \frac{F_{es} * C_{LV} * \frac{\%P_2O_5}{100}}{0,95} \quad (140)$
	$FA = \frac{cantP_2O_5}{0,52} \quad (141)$
	$SA = \frac{cantN_2 - FA * 0,2}{0,2} \quad (142)$
	$A_{dF} = \frac{FA}{C_{SSA}} \quad (143)$
	$A_{dS} = \frac{SA}{C_{CSA}} \quad (144)$
	$A_{dT} = A_{dF} + A_{dS} \quad (145)$
	$F_e = V_z + A_d \quad (146)$
	$A_c = F_e - F_{es} \quad (147)$
$A_T = A_d + A_c \quad (148)$	
Separación y lavado	$C_1 = \frac{F_{es} * C_{LV}}{C_{CS1} * 0,95} \quad (149)$
	$LR_1 = F_{es} - C_1 \quad (150)$
	$CL = \frac{C_1 * C_{CS1}}{C_{r1}} \quad (151)$
	$A_L = CL - C_1 \quad (152)$
	$C_2 = \frac{CL * C_{CL}}{C_{CS2} * 0,95} \quad (153)$
$LR_2 = CL - C_2 \quad (154)$	
Evaporación	$CC = \frac{C_2 * C_{CS2}}{C_{rr}} \quad (155)$
	$A_E = C_2 - CC \quad (156)$
Secado	$cantLVC = CC * C_{CC} \quad (157)$
	$P = 0,1 * cantLVC \quad (158)$
	$cantLVF = cantLVC - P \quad (159)$
	$LVS = \frac{cantLVF}{0,92} \quad (160)$
	$A_{PF} = LVS - cantLVF \quad (161)$
	$A_E = CC * \rho_c - cantLVC - A_{PF} \quad (162)$

Fuente: Elaboración propia.

El proceso de obtención de biodiésel a partir de microalgas se divide en 3 etapas: Castillo et al., 2017):

1. Cultivo de la cepa para la obtención de biomasa
2. Cosecha de biomasa y extracción de lípidos
3. Reacción de transesterificación, separación y purificación de los ésteres obtenidos

Los balances para cada etapa se realizaron utilizando las ecuaciones reportadas en Rodríguez, (2016) (Díaz, 2018), como aparece en la tabla 5. Para realizar el balance se tuvieron en cuenta las consideraciones planteadas por Rodríguez, (2016) de que el aceite proveniente del alga contiene aproximadamente un 60 % de ácidos grasos (20 % de ácidos grasos en forma libre y 80 % en triglicéridos) y el 40 % de otros ésteres que no transesterifican.

Tabla 5. Ecuaciones utilizadas en los balances de materiales para la producción de biodiésel

Etapa	Ecuaciones
Preparación de la vinaza	$V_{NaOH} = 0,009 * V_z$ (163)
	$m_{NaOH} = V_{NaOH} * N * MM_{NaOH}$ (164)
Cultivo	$m_{NaOH} = V_{NaOH} * N * MM_{NaOH}$ (165)
	$V_{total} = V_{NaOH} + V_z + V_{inóculo}$ (166)
	$C_{bi} = C_{cel i} * P_{cel}$ (167)
	$C_b = C_{cel máx} * P_{cel}$ (168)
Decantación	$P_b = C_b * V_{total} * \left(1 - \frac{C_{bi}}{C_h}\right)$ (169)
	$m_{entra} = V_z * \rho_{V_z} + C_b * V_{total}$ (170)
	$L_{residual} = 0,9 * V_z * \rho_{V_z}$ (171)
	$Ld = m_{entra} - L_{residual}$ (172)
Centrifugación	$m_{sól} = 0,976 * C_b * V_{total}$ (173)
	$m_{liq} = Ld - m_{sól}$ (174)
Prensado	$Ac = \frac{m_{sól} * \%aceite * \%extracción}{10\ 000}$ (175)
	$Ap = m_{sól} - Ac$ (176)
Lixiviación	$B = \frac{Ap * \%ínerte}{100}$ (177)
	$C = Ap - B$ (178)
	$F = A + C$ (179)
	$F = A + C$ (180)
	$Y_F = \frac{C}{F}$ (181)
	$Y_F = \frac{C}{F}$ (182)
	$R_o = 1,5 * Ap$ (183)
	$R_o = 1,5 * Ap$ (184)
	$A_{E1} = \frac{R_o * \%pérdida}{100}$ (185)
	$A_{R1} = R_o - A_{E1}$ (186)
	$A_{R1} = R_o - A_{E1}$ (187)
	$C_{R1} = \frac{F * Y_F * \%extracción}{100}$
$C_{E1} = C - C_{R1}$	
$E1 = A_{E1} + C_{E1}$	
$R1 = A_{R1} + C_{R1}$	
$S_E = E1 + B$	

Reacción de transesterificación	$m_{ac} = Ac + C_{R1}$	(188)
	$n_i = \frac{m_i}{MM_i}$	(189)
	Reaccionantes: $n_i = n_i^o - n_a^o * \frac{i}{a} * X_A$	(190)
	Productos: $n_i = n_i^o + n_a^o * \frac{i}{a} * X_A$	(191)
	Inertes: $n_i^o = n_i$	(192)
	$n_T = \sum n_i$	(193)
Neutralización	$m_{H_2SO_4} = m_{ac}$	(194)
	$m_n = m_{T\text{ reacc }2} + m_{H_2SO_4}$	(195)
Evaporación	$m_{met\ recuper} = m_{met\ exceso}$	(196)
	$m_{resultante} = m_n - m_{met\ recuper}$	(197)
Decantación	$RL = m_{resultante} - m_{biodiésel}$	(198)

Fuente: Elaboración propia.

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

La producción de azúcar en un central azucarero depende del esquema de cocción utilizado y del desvío de las corrientes intermedias del proceso para la producción de otros derivados (Ibáñez et al., 2018). En la tabla 6 se comparan los principales resultados obtenidos, teniendo en cuenta dos alternativas: no extraer jugos de los filtros y extraer un 30 % del jugo de los filtros.

Tabla 6. Resultados de los balances para la producción de azúcar

Etapa	Resultados		Valor		Unidad de medida
			Sin extracción	Con extracción	
Molienda	Jmezcl	jugo mezclado	6 737,16	6 737,16	t/d
	B	bagazo	2 232,84	2 232,84	
Mezclado y alcalización	Jfilt	jugo filtrado	1 153	1 153	
	Jfilt D	jugo filtrado a destilería	-	345,90	
	Jalc	jugo alcalizado	8 049,89	7 703,99	
Filtración	C	cachaza	288,42	288,42	
	L	lodos	1 092,28	1 092,28	
Clarificación	Jclaro	jugo claro	6 985,21	6 639,31	
Pre-evaporación	Jconc	jugo concentrado	3 549,52	3 373,76	t/d
	W	vapor producido	3 435,69	3 265,56	
	Gpre	consumo de vapor	3 611,59	3 276,71	
Evaporación	M	meladura	1 533,39	1 457,46	t/d
	W	vapor producido	2 016,13	1 916,29	
	Gevap	consumo de vapor	359,44	341,64	
Productos finales	A	azúcar	682,61	649,13	t/d
	MF	miel final	328,45	314,60	

Turbogeneradores	Eg	electricidad generada	11,78	10,63	MWh
	Ec	electricidad consumida	7,19	6,90	
	EE	electricidad entregada al SEN	4,59	3,73	
Caldera	Bs	bagazo sobrante	145,33	327,91	t/d

Fuente: Elaboración propia.

Los resultados alcanzados muestran que al desviar el 30 % del jugo de los filtros el azúcar producido se reduce en 5 %; a su vez se evita la incorporación al proceso de un material con altos contenidos de no azúcares, coloides y microorganismos que en última instancia perjudican la calidad del azúcar. La producción de miel también se ve afectada al desviar el jugo de los filtros porque disminuye la cantidad de jugo clarificado a enviar a los evaporadores. En este caso de 328,45 t/d que se producen cuando no ocurren extracciones, se obtienen 314,60 t/d de miel para la destilería. También disminuye el consumo eléctrico debido a la disminución de los flujos de jugo, masas cocidas y mieles a trasegar, así como el agua de enfriamiento en condensadores. Por otro lado, se puede incrementar la disponibilidad del bagazo sobrante para la producción de derivados.

Para el proceso de producción de etanol de primera generación se muestran los resultados obtenidos en la tabla 7.

Tabla 7. Resultados de los balances para la producción de etanol

Equipo	Resultados		Valor	Unidad de medida
Disolutor	M_e	miel necesaria	187,50	t/d
	A_d	agua de dilución	1 038,46	
Fermentación	$F_{\text{alcohol total}}$	alcohol producido total	39,40	
	$F_{\text{CO}_2 \text{ total}}$	CO ₂ producido total	38,72	
Columna destiladora	F_l	flemas	895,03	hL/d
	V_z	vinazas	968,03	m ³ /d
Columna rectificadora	AR	alcohol etílico rectificado	475,52	hL/d
	F_u	fusel	33,29	
Columna repasadora	AF	alcohol etílico fino	217,28	
	A_{Res}	agua residual	3,10	
Tamices moleculares	E_r	etanol anhidro recirculado	55,15	
	E_a	etanol anhidro almacenado	128,67	

Fuente: Elaboración propia.

Como se muestra en la tabla 6, el central produce 328,45 t/d de miel y para cubrir la necesidad de la producción de etanol se necesitan 187,5 t/d, lo que permite almacenar el resto para trabajar en tiempo de no zafra. Este almacenamiento da una cobertura de operación a la destilería de 263 días totales al año.

La utilización del bagazo sobrante para obtener hidrolizado de bagazo como fuente de sustratos azucarados, permite disminuir el consumo de miel y agua en la fermentación. En la tabla 8 se muestran los resultados alcanzados para este proceso.

Tabla 8. Resultados de los balances para la obtención de hidrolizado de bagazo

Etapa	Resultados		Valor	Unidad de medida
Hidrólisis ácida	Ac	ácido sulfúrico para el pretratamiento	1,82	t/d
	Ag1	agua que entra en la etapa	579,46	
	S1	sólido pretratado	109,15	
	Vcf	flujo volumétrico de condensado de furfural	726,6	m3/d
	L1	líquido residual	15,69	
	Mv	flujo de vapor	24,33	
Hidrólisis básica	Et	etanol suministrado	229,22	
	NaOH	hidróxido de sodio suministrado	3,27	
	Ag2	agua que entra a la etapa	276,89	
	S2	sólido pretratado	85,69	
	L2	líquido residual	23,46	
	Mv	flujo de vapor	11,31	
Hidrólisis enzimática	FE	flujo de enzima	26,16	m3/d
	LE	líquido enzimático	771,21	t/d
	FA	flujo de agua	744,96	m3/d
	S3	sólido pretratado	34,93	t/d
	L3	líquido	768,48	

Fuente: Elaboración propia.

El proceso de fermentación se favorece con la utilización de las mezclas de diferentes sustratos, si se tiene en cuenta que se aprovechan los jugos de los filtros y el licor hidrolizado para la dilución de las mieles, además de aportar azúcares a la mezcla a fermentar (Rodríguez, 2016). En la tabla 9 se compara la variación del grado alcohólico en la fermentación, así como los ahorros de miel y agua cuando se emplean los diferentes sustratos.

Tabla 9. Resultados obtenidos en la fermentación con diferentes sustratos

	M	M+JF	M+HB	M+JF+HB
Miel necesaria (t/d)	187,50	136,23	142,30	91,02
Miel a almacenar (t/d)	140,95	178,37	186,16	223,58
Agua para dilución (t/d)	1 038,46	743,84	315,19	20,56
Jugo de los filtros (t/d)	-	345,90	-	345,90
Hidrolizado de bagazo (t/d)	-	-	768,48	768,48
% alcohólico	5,5	4,34	5,03	5,08
Días de trabajo de la destilería	263	293	299	329

M: miel final **M+JF:** miel final+jugo de filtros **M+HB:** miel final+hidrolizado de bagazo **M+JF+HB:** miel final+jugo de filtros+hidrolizado de bagazo

Fuente: Elaboración propia.

El consumo de agua para la dilución se reduce en un 98 % de su valor inicial cuando se realiza la fermentación con jugo de los filtros e hidrolizado de bagazo como complementos. El consumo de miel disminuye en un 51 % aproximadamente. Esto permite extender los días de operación en la destilería empleando miel del propio central a 329 días, con respecto a 263 días si utilizara miel solamente como sustrato azucarado.

Durante la producción de etanol se generan 968,03 m³/d de vinazas. Este residual tan contaminante y otros que se derivan de este proceso como el agua de lavado de los fermentadores, agua de enfriamiento de los condensadores,

agua de limpieza de los equipos, etc. se descargan a una zanja que conduce al mar. Desde el punto de vista medio ambiental esto tiene un impacto negativo pues afecta directamente al ecosistema. Por esta razón se propone como alternativa de tratamiento utilizarlas para la fabricación de levadura torula, aumentando su valor agregado, y como medio de cultivo de biomasa microalgal. Esto permite reducir su nivel contaminante.

Se presentan los valores obtenidos en la producción de levadura torula y biodiésel en las tablas 10 y 11 respectivamente.

Tabla 10. Resultados de los balances para la producción de levadura torula

Etapa	Resultados		Valor	Unidad de medida
Separación y lavado	C_1	flujo de crema de la primera separación	216,54	m ³ /d
	CL	flujo de crema lavada	505,26	
	C_2	flujo de crema de la segunda separación	122,74	
Evaporación	CC	flujo de crema concentrada	79,78	t/d
	A_E	flujo de agua evaporada en la concentración	42,96	
Secado	LVS	levadura seca	15,61	t/d
	A_{PF}	agua en el producto final	1,25	

Fuente: elaboración propia

Tabla 11. Resultados de los balances para la producción de biodiésel

Etapa	Resultados		Valor	Unidad de medida
Cultivo	V_{total}	volumen total que entra	198,35	m ³ /d
	P_b	producción de biomasa	2 981,19	kg/d
Centrifugación	$m_{sól}$	masa de sólido separado	3 223,25	
	$m_{líq}$	masa de líquido	19 919,10	
Lixiviación	R_o	hexano puro que se alimenta	3 747,03	
	A_{R1}	hexano que sale en la solución de lixiviación	3 597,15	
Reacción de transesterificación	m_{ac}	aceite extraído en el prensado y la lixiviación	1 324,76	
	m_{met}^o	metanol	395,25	
	m_{glic}	glicerina	51,57	
	$m_{biodiésel}$	biodiésel	1 105,08	

Fuente: Elaboración propia.

Para un flujo de vinaza de 774,48 m³/d se han obtenido 15,61 t/d de levadura seca. El sustrato tradicionalmente utilizado en Cuba para la producción de levadura forrajera, ha sido la miel final de caña, que resulta un medio idóneo, ya que no solo aporta la fuente de carbono y energía, sino prebióticos, vitaminas y factores de crecimiento. Sin embargo, el empleo de las vinazas en la producción de levadura torula disminuye los costos de producción y permite que las mieles puedan ser enviadas a la producción de etanol.

El flujo restante de vinaza, 193,61 m³/d, se utiliza para producir 2 981,19 kg/d de biomasa microalgal. Empleando como método de separación la sedimentación-centrifugación se obtienen 3 223,25 kg/d de alga seca. De estas se extraen 1 324,76 kg de aceite y se recupera el 96 % de hexano utilizado como solvente. La producción de biodiésel, mediante la transesterificación con metanol e hidróxido de potasio como catalizador, se obtuvo utilizando una concentración másica de catalizador con respecto al aceite de 1,5 %, junto con una relación molar metanol:aceite de 6:1. Bajo estas condiciones se obtiene un 83,42 % de rendimiento. Se logró obtener 0,34 kg de biodiésel / kg de microalga seca.

Análisis económico

Es importante tener en cuenta que las biorrefinerías han de ser medioambiental y socialmente sostenibles, pero también económicamente viables. Su rentabilidad se evalúa sobre la base del cálculo del costo total de inversión, costo

total de producción, ganancias, así como el análisis de los indicadores dinámicos, dígame valor actual neto (VAN), tasa de rendimiento interna (TIR) y plazo de recuperación al descuento (PRI); de esta forma se determina si es factible o no el montaje y la puesta en marcha del complejo industrial.

Para calcular el costo de inversión total por concepto de adquisición de equipamiento tecnológico (CAET) se utilizó el método de Peters, donde se utilizaron los indicadores y porcentajes estimados por este método para sólido – fluido (Peters & Timmerhause, 2003). Los valores obtenidos de capital fijo invertido, capital total invertido, además de los costos de materias primas, suministros, mano de obra o salarios, y utilidades constituyeron las bases para el cálculo del costo total de producción anual. Se tomaron como ingresos anuales las ventas totales de los productos. Los principales resultados de estos cálculos aparecen en la tabla 12.

Tabla 12. Análisis económico de la biorrefinería

	Valor (CUP/año)
Costo de inversión total (Atc)	275 595 781
Costo total de producción (Ate)	726 120 292
Ingresos por concepto de ventas	118 083 352

Fuente: Elaboración propia.

Conocidos los costos de producción y los ingresos actuales, se optimizó la ganancia. Se tuvo en cuenta la extracción de jugo de filtros, ya que influye en todos los procesos involucrados en la biorrefinería. La restricción establecida fue que la cantidad de jugo extraído debe ser menor o igual que la cantidad de jugo de filtros, 1 152 t/d. Se obtuvo que la ganancia máxima se logra cuando se extrae el 100 % del jugo de los filtros, siendo de 227 309 792 CUP. Con esto disminuyen las cantidades de productos obtenidos en el central azucarero, pero aumentan las producciones en las plantas de etanol, levadura torula y biodiésel.

Un resumen de los resultados del cálculo de los indicadores dinámicos de rentabilidad para la biorrefinería se muestra a continuación, tomando una tasa de interés del 12 %.

Tabla 13. Indicadores dinámicos de rentabilidad

Criterio económico	Valor
Valor actual neto (VAN) (CUP)	8 020 507
Tasa interna de retorno (TIR) (%)	32
Plazo de recuperación de la inversión al descuento (PRI) (años)	2,33

Fuente: elaboración propia.

Los resultados de la tabla 13 permiten afirmar que el esquema de biorrefinería propuesto es económicamente ventajoso; a partir del tercer año se obtienen ganancias, ya que el valor del indicador del VAN es positivo.

CONCLUSIONES

El esquema propuesto de biorrefinería incluye la producción de azúcar, etanol de primera y segunda generación, biodiésel y levadura torula como productos finales, y es aplicable en la Empresa Agroindustrial Héctor Molina aprovechando el bagazo sobrante y la biomasa de microalga crecida en vinaza como fuente de materia prima, aumentando así el grado de integración de la misma.

Mediante la realización de los balances de masa y energía fue posible cuantificar las corrientes involucradas en los procesos que incluye la biorrefinería.

El análisis económico proporciona resultados positivos siendo factible el esquema de biorrefinería propuesto. Se recupera la inversión en un plazo de tres años con un valor de VAN de 8 020 507 y un TIR de 32 %.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Albernas, Y. (2013). *Procedimiento para la síntesis y el diseño óptimo de plantas discontinuas de obtención de bioetanol empleando bagazo de caña de azúcar* (Tesis doctoral) Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas)
- Armas, A. C. de. (2019). *Evaluación de esquemas de biorrefinerías de segunda y tercera generación en una industria azucarera cubana* (Tesis doctoral). Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas)
- Armas, A. C. de., Morales, M., Albernas, Y., & González, E. (2019). Proyección de una industria azucarera para transformarse en una biorrefinería a partir de biocombustibles de segunda y tercera generación. *Tecnología Química*, 39(3), 489-507.
- Kumar Chandel, A., & Silveira, M.H.L. (2018). *Advances in sugar cane biorefinery*. Elsevier.
- Herrera, S. (2016). *Síntesis e integración de tecnologías de producción de etanol y otros productos a partir de caña de azúcar*. (Trabajo de Diploma). Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas). <http://dspace.uclv.edu.cu:8089/handle/123456789/7335>
- Carrillo, G., & Torres, L. G. (2019). *Introducción*. En, Carrillo, G., & Torres, L. G. Biorrefinerías y Economía Circular (pp. 7-14). UAM-Xochimilco.

-
- Castillo, O. S., Torres, S. G., Núñez, C. A., Peña, V., Herrera, C. H., & Rodríguez, J. R. (2017). Producción de biodiésel a partir de microalgas: avances y perspectivas biotecnológicas. *Hidrobiológica*, *27*(3), 337-352.
- Díaz, A. (2018). *Crecimiento y cultivo de la Chlorella sp empleando vinazas cubanas como medio de cultivo* (Trabajo de Diploma). Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas). <http://dspace.uclv.edu.cu:8089/handle/123456789/10300>
- Díaz, M., Saura, G., & Pérez, I. (2020). *La producción de levadura Candida utilis (levadura torula)*. En, L. Gálvez, J. Lodos, M. Díaz, E. Casanova, O. Carvajal & L. Cordovés. *Los resultados de los Institutos Cubanos de Investigación, Desarrollo e Innovación en las tecnologías sobre Azúcar y Derivados* (338-351). Editorial ICIDCA.
- Hugot, E. (1986). *Manual para ingenieros azucareros*. Editora Revolucionaria.
- Ibáñez, M.-L., Saura, G., Pérez, I., Pérez, O., & Zumalacárregui, L. (2018). Análisis de alternativas para la producción de etanol a partir de jugos de los filtros y jugos secundarios. *ICIDCA sobre los derivados de la caña de azúcar*, *52*(1), 21-29.
- Lauzurique, Y., Zumalacárregui, L., Pérez, O., & Molina, G. (2017). Evaluación de técnicas de deshidratación de etanol aplicando la simulación. *DYNA*, *84*(200), 185-192.
- Lorenzo, J., Zumalacárregui, L., & Mayo, O. (2016). Integración simultánea de agua y energía: logros y desafíos. *Centro Azúcar*, *43*(1), 37-50.
- Peters, M. S., & Timmerhause, K. D. (2003). *Plant design and economics for chemical engineers*. McGraw-Hill.
- Quiñones, R., Arechavaleta, C. D., & Santos, R. (2013). Propuesta de mejoras tecnológicas en la producción de torula a partir de vinazas en la UEB derivados "Antonio Sánchez". *Centro Azúcar*, *40*(4), 90-95.
- Rodríguez, R. (2016). *Evaluación prospectiva para transformar una fábrica de azúcar en biorrefinería* (Trabajo de diploma). Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas). <https://dspace.uclv.edu.cu/handle/123456789/7334>
- Silva, E. E., Escobar, J. C., García, J. A., & Barrera, J. C. (2016). Bioenergía y biorrefinerías para caña de azúcar y palma de aceite. *Palmas*, *37*(Especial Tomo II), 119-136.
- Téllez, Y. V., & Soler, S. (2021). Evaluación energética en UEB Central Azucarero "Urbano Noris" de la provincia de Holguín. *Tecnología Química*, *41*(2), 370-387.