

UN MODELO MINLP PARA SÍNTESIS, DISEÑO Y PLANIFICACIÓN ÓPTIMA DE UNA PLANTA DE ETANOL

Yaillet Albernas-Carvajal¹, Gabriela Corsano^{2*} y Erenio González Suárez¹

¹ (Departamento de Ingeniería Química, Facultad de Química y Farmacia, Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas)

Carretera a Camajuaní Km 5½, Santa Clara, Villa Clara, Cuba, CP: 54830

² (Instituto de Desarrollo y Diseño, INGAR)

Avellaneda 3657, S3002GJC Santa Fe, Argentina

E-mail: (gcorsano@santafe-conicet.gov.ar)

Resumen. En el presente se aborda la síntesis, el diseño y la planificación óptima de plantas discontinuas combinando tecnologías de primera y segunda generación para la obtención de etanol. Se aplica a una destilería tradicional cubana empleando miel final y el hidrolizado producto de la hidrólisis enzimática del bagazo pretratado como otro sustrato azucarado complementario, partiendo de los resultados obtenidos en el laboratorio. El problema de optimización simultánea se plantea y resuelve mediante un modelo matemático de programación mixta entera no lineal (*MINLP*), el cual considera un esquema de superestructura para determinar la configuración de las distintas etapas: pretratamiento, hidrólisis enzimática, prefermentación y fermentación. Se determina el número de unidades duplicadas fuera de fase, el tamaño de las unidades, y la planificación de la producción. La política de transferencia adoptada es la transferencia sin espera, para garantizar la calidad de estas operaciones, dado su carácter microbiológico y la tendencia de los sustratos azucarados a descomponerse en el tiempo. La optimización simultánea de la síntesis, el diseño y la operación de las etapas involucradas, permite evaluar diferentes compromisos entre las variables para obtener el escenario de mínimo costo

* A quien debe enviarse toda la correspondencia

de inversión y producción. Se analizan técnica y económicamente las posibles variantes a implementar: primero acoplar la tecnología de pretratamiento e hidrólisis enzimática del bagazo a una destilería convencional vendiendo etanol y segundo vendiendo también el furfural como co-producto.

Palabras clave: Programación mixta entera no lineal, Diseño, Producción de etanol.

1. Introducción

La alta dependencia económica de los combustibles fósiles y los efectos devastadores sobre el clima y el medio ambiente han hecho que las investigaciones actuales giren hacia la búsqueda de nuevas fuentes de energías limpias y renovables, como son los biocombustibles (Morales, 2012, Limayem y Ricke, 2012). Una tecnología que ha tomado auge en la búsqueda de alternativas de combustibles renovables es el etanol de segunda generación como apuntan Carriquiry y Timilsina (2011). Es decir, la producción de etanol a partir de residuos lignocelulósicos como el bagazo de caña de azúcar, o los hidrolizados derivados de ella (Cardona et al., 2010), así como la combinación del etanol de primera con el de segunda generación (Dias y col., 2012, Ensinas y col. 2013). De esta forma, se logra incluir una nueva fuente de productos azucarados y reducir los impactos negativos del etanol de primera generación en el calentamiento global (Galdos y col., 2013). El bagazo de caña de azúcar es un residuo sólido de la extracción de los jugos de la caña para la obtención de azúcar. El mismo presenta en Cuba una alta disponibilidad y tiene la ventaja de ser barato no competir con ningún alimento, tal como lo abordan Mesa y col. (2011a). Según los reportes de Hofsetz y Silva (2012), y Dantas y col. (2013) por cada tonelada de caña de azúcar se obtienen aproximadamente entre 0.27 y 0.3 toneladas de bagazo; una parte de ese bagazo es quemado en las calderas de vapor de las propias fábricas de azúcar, pero queda una cantidad considerable sobrante que puede ser empleada para la obtención de etanol de segunda generación (Mesa y col., 2011 b). La utilización de azúcares provenientes de material lignocelulósico (*biomasa lignocelulósica*), para producir bioetanol es un

aspecto muy tratado actualmente como abordan Noratiqah y col. (2013) y Albernas-Carvajal y col. (2014a). Para lograr obtener glucosa del bagazo (o cualquier material lignocelulósico en general) se necesita un conjunto de operaciones previas conocidas como pretratamiento seguidos de la hidrólisis enzimática (Mussatto y col., 2010, Naik y col., 2010). El propósito de los pretratamientos es disminuir o eliminar las barreras físicas y químicas, tales como la cristalinidad de la celulosa, los grupos acetilos de la hemicelulosa y los enlaces entre la hemicelulosa y la lignina, además de aumentar la porosidad del material y eliminar o disminuir la presencia de sustancias que interfieran o dificultan la hidrólisis enzimática (Domínguez et al., 2012). En la posterior hidrólisis enzimática ocurre la conversión de la fracción de celulosa en glucosa que será empleada en la fermentación para obtener etanol. De la eficiencia de los pretratamientos depende que la enzima pueda acceder más fácilmente a la celulosa. Los estudios previos han demostrado que este proceso presenta etapas continuas y discontinuas; las etapas discontinuas tales como la hidrólisis enzimática y la fermentación se consideran críticas, ya que presentan la peculiaridad de que los tiempos de duración de las mismas son elevados, oscilando alrededor de 12 horas la hidrólisis enzimática y 24 h la fermentación (Mesa, 2010, Albernas-Carvajal y col., 2014a). Dicha fermentación es solo de las hexosas, en presencia de la levadura *Saccharomyces Cerevisiae* DER CIEMAT Culture Collection No. 1701, que de acuerdo a lo planteado por Mesa (2010), 24 horas es el tiempo para tomar los resultados de la fermentación, de acuerdo al modo de trabajo a nivel industrial en Cuba. Este aspecto es muy importante en su análisis pues provoca que el proceso presente elevados tiempos de espera en esas etapas, lo cual afecta el tiempo total del proceso y provoca que para lograr la continuidad del mismo se necesite a primera instancia un elevado número de equipos, lo cual tiende a afectar la rentabilidad del mismo. La industria alcoholera cubana debe buscar nuevas fuentes de materias primas que se puedan complementar con la miel en el proceso de obtención de etanol y que a la vez logre ser competitiva desde el punto de vista técnico y económico.

Autores como Mesa (2010), Mesa y col. (2011b), Morales y col. (2013), han demostrado que la tecnología de etanol a partir de bagazo por si sola presenta inconvenientes dado los costos de algunos materiales como las enzimas, que aunque han logrado reducir su costo en los últimos años, todavía sigue siendo un problema

económico según lo afirman, así como el costo de algunos de los equipos fundamentales. Debido a ello, para lograr la rentabilidad se necesita aprovechar la posibilidad de obtener coproductos que brinda el proceso en particular como es el caso del furfural y la lignina que aumentan la ganancia del proceso. Es necesario además un diseño óptimo de la tecnología que permita reducir los tiempos del proceso teniendo en cuenta los costos involucrados según lo abordó Albernas (2014).

El objetivo del presente trabajo es el diseño óptimo de una planta para la obtención de etanol combinando tecnologías de primera y segunda generación para ello se aplica la metodología de la superestructura para procesos discontinuos; y se analizan variantes de aplicación en Cuba a partir de la determinación de los tiempos óptimos de las operaciones involucradas, al mínimo costo de producción.

2. Estado del arte

2.1. Descripción del proceso de obtención de etanol combinando las tecnologías de etanol de primera y segunda generación

Según lo explicado previamente el proceso consiste en cuatro etapas fundamentales como lo abordan: pretratamiento, hidrólisis enzimática, fermentación y destilación. El proceso detallado se puede consultar en Albernas-Carvajal y col. (2014). En la Fig. 1 se muestra un diagrama de flujo del proceso tomando además como base los estudios de Mesa y col. (2011a). El proceso de etanol celulósico por sí solo presenta el inconveniente de no ser rentable debido, entre otros, al número elevado de equipos en etapas claves como la hidrólisis enzimática y fermentación, por lo que se necesita un diseño adecuado mediante técnicas de optimización como lo abordaron Corsano y col. (2004), Corsano y col. (2006), Corsano y col. (2006a) y Corsano y col. (2007), aplicando la técnica de la superestructura, pero estos trabajos fueron aplicados a la obtención de etanol por la vía convencional a partir de miel final y otros productos como la levadura torula.

El estudio actual combina los procesos de obtención de etanol primera y segunda generación, además de aprovechar los coproductos que se generan en la obtención del etanol de segunda generación que son el furfural y la lignina.

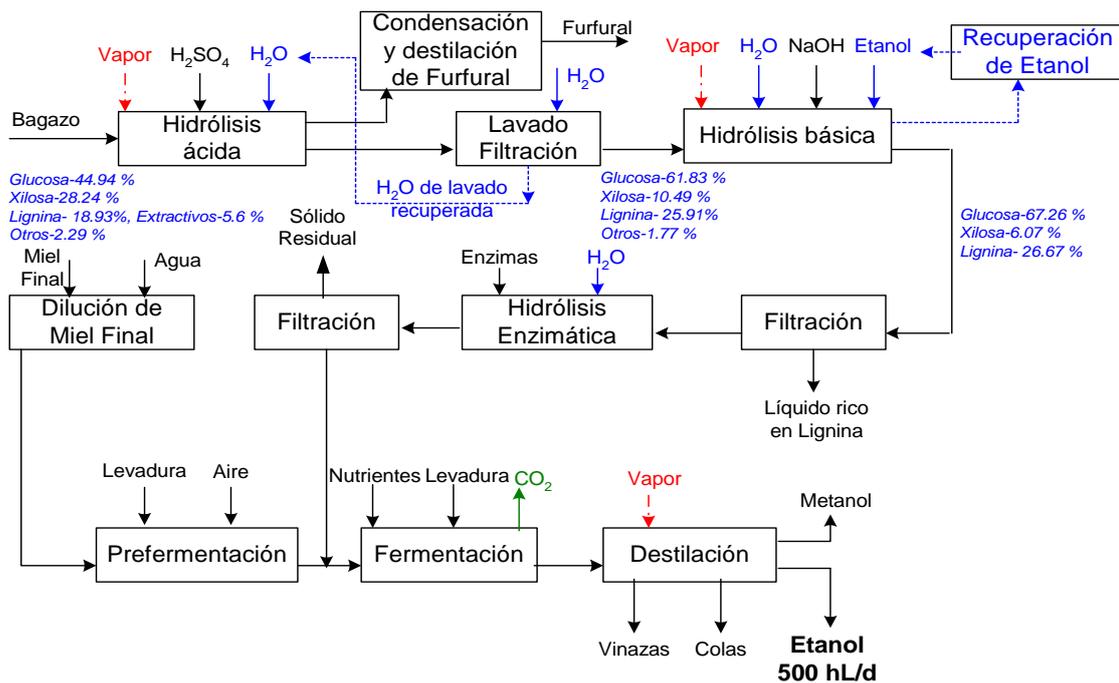


Fig. 1. Diagrama de bloques del proceso a estudiar

2.2. Enfoques tratados para el problema de síntesis, diseño y operación de procesos discontinuos.

Para diseñar una planta discontinua se necesita determinar la estructura de la planta, el número de unidades a ser empleadas y sus tamaños. Varios han sido los trabajos que se han publicado dirigidos en este sentido empleando modelos de programación mixta entera lineal (MILP) y no lineal (MINLP), donde las variables binarias permiten tener en cuenta diferentes alternativas de las organizaciones de las unidades en cada etapa. Se presentaron trabajos donde las diferentes etapas de los procesos en cuestión han sido modeladas empleando tiempos fijos y factores de tamaño. Existe una amplia literatura y trabajos previos sobre síntesis y diseño de etapas discontinuas descrita por factores de tiempo y tamaños fijos (Yeh y Reklaitis, 1987, Ravemark y Rippin, 1998, Montagna y col. 2000). Un primer nivel de descripción de la representación de las unidades dependientes de estas variables de proceso consiste en el uso de modelos algebraicos, lo cual fue propuesto en primer lugar por Salomone e Iribarren (1992) y aplicado posteriormente a un problema de planta discontinua multiproducto en Pinto y col.

(2001). Este enfoque permite optimizar simultáneamente las variables del proceso y las variables de decisión de la planta. Una descripción más detallada de la representación de las etapas discontinuas requiere modelarlas con ecuaciones diferenciales como lo propusieron Barrera y Evans (1989) y Salomone y col. (1994). Una forma de incorporar los modelos dinámicos de las unidades sin perder la naturaleza MINLP del problema global es discretizar las ecuaciones diferenciales para convertirlas en restricciones algebraicas del programa. Este fue el enfoque empleado por Bhatia y Biegler (1996), para ejemplos de procesos simples y que Corsano y col. (2004) emplean en el problema de síntesis de redes complejas de fermentación alcohólica para obtener simultáneamente el número óptimo de equipos, el modo de operación y los tamaños de los mismos. Posteriormente, Fumero y col. (2012) modelan el diseño de las etapas batch mediante factores de tamaño y tiempos de procesamientos fijos.

Si bien es cierto que en estos análisis el uso de factores de tiempo y tamaño constante requiere fijar las variables de decisión de las unidades de proceso, no se ha reportado un estudio que combine en el mismo modelo global de optimización, el empleo de los factores de tiempo con los modelos fenomenológicos propios de las etapas involucradas para el diseño; lo cual se aplica en el presente trabajo.

3. Formulación del modelo global y la superestructura

En este trabajo se aplica el modelo de superestructura propuesto por Corsano y col. (2004) para obtener el diseño óptimo de las etapas del proceso. Este enfoque contempla en forma esquemática todas las posibles configuraciones de una planta discontinua en un mismo modelo e incluye características de cada una de las etapas, mediante la formulación de los modelos, ya sean fenomenológicos y/o estadísticos y factores de tamaños de las etapas, lo cual permitirá realizar la síntesis y el diseño óptimo del proceso de obtención de bioetanol empleando el producto de la hidrólisis enzimática del bagazo pretratado minimizando el costo de producción.

3.1. Aplicación de la superestructura

El producto principal de estas operaciones es el etanol y se debe satisfacer una demanda Q de 500 hL/d en el horizonte de tiempo HT de 1 año. El modelo de superestructura presentado por Corsano y col. (2006) fue modificado para considerar una etapa por cada operación. Es decir, se consideran cinco etapas, y para cada una de

ellas distintas opciones de duplicación fuera de fase. De esta manera, el modelo queda formulado como un problema NLP, donde el número de unidades duplicadas es definido por el diseñador de acuerdo a su experiencia sobre el proceso en cuestión.

La función objetivo es minimizar los costos de inversión y operación, dados por la siguiente expresión:

$$\text{Min } C_{ann} CCF \sum_{j=1}^5 \sum_{a=1}^{Ap} \alpha_j M_{aj} V_{aj}^{\beta_j} + OC \quad (1)$$

Donde V_{aj} es el tamaño de la unidad de la etapa j (volumen) en la alternativa a para la que utiliza M_{aj} unidades duplicadas fuera de fase, α_j y β_j son los coeficientes de costos, C_{ann} es una constante que anualiza el costo de inversión, CCF representa la depreciación de los equipos y OC representan los costos operativos que dependen de cómo se desarrolle la operación, (Albernas-Carvajal y col., 2014a). La alternativa óptima se identifica en la solución como aquella que tiene el tamaño de sus unidades distinto de cero.

3.2. Modelo de superestructura para las operaciones de pretratamiento ácido, básico e hidrólisis enzimática.

Para el análisis de la superestructura de las etapas de pretratamiento, también estudiado por Reales-Alfaro y col. (2013), e hidrólisis enzimática se asume que no existe dificultad con la entrega de la materia prima fundamental (bagazo), o sea no hay tiempos de espera referidos a la materia prima, por lo que no se considera la logística, ni la incertidumbre en la formulación del problema. Los resultados fundamentales de los balances de masa que fueron tomados como base en el presente estudio se encuentran en Albernas-Carvajal y col., (2014b).

Para plantear el modelo de superestructura de las etapas de pretratamiento e hidrólisis enzimática se aplica el concepto de factor de tamaño (size factor, SF) asociado para cada una de las etapas. Las cantidades de entrada en cada etapa se toman de los balances de masa desarrollados por Albernas (2014) para el cual se toma como producto final, la cantidad de hidrolizado de la hidrólisis enzimática producido, debido a que este es el producto de las secciones del procesamiento en general del bagazo y que posteriormente se emplea en la etapa de fermentación, el mismo tiene un valor de 1377497.87 Kg/d. La Tabla 1 muestra los SF de cada una de estas etapas.

Teniendo estos factores de tamaño, para el cálculo de los volúmenes de los equipos se emplea la ecuación que relaciona el factor de tamaño con el tamaño del lote:

$$V_j = SF_j \cdot TB \quad (2)$$

Donde el tamaño del lote (TB) se determina a partir de la relación, determinada de los balances, que existe entre el producto del hidrolizado enzimático y el bagazo inicial empleado, afectado por el tiempo del ciclo de esas tres operaciones.

$$TB = 5.28 \cdot Bagazo_{inicial} \cdot TC \quad (3)$$

El tiempo del ciclo (TC) para estas tres operaciones se calcula teniendo en cuenta que son operaciones que operan en paralelo fuera de fase, como sigue:

$$TC = \max_{j=1,2,3} \left\{ \frac{\tau_j}{M_j} \right\} \quad (4)$$

Donde τ_j es el tiempo de procesamiento en la etapa j , M_j representa el número de unidades duplicadas en paralelo fuera de fase en la etapa j . Las etapas aquí consideradas son tres: hidrólisis ácida, básica y enzimática.

Para la determinación de los tiempos de procesamiento se tuvo en cuenta los tiempos involucrados en las diferentes operaciones de cada proceso, tomados a partir de estimaciones de los resultados de laboratorio, combinado con la experiencia de equipos con características similares. Para el caso del tiempo de reacción en los pretratamientos se emplean las ecuaciones de cálculo de tiempo a partir de los modelos de las expresiones de velocidad de los componentes de interés y para el caso de la hidrólisis enzimática se calculó también a partir de los resultados experimentales desarrollados por Albernas (2014). Para el caso de la hidrólisis enzimática se aplica la estrategia de cargar y calentar de manera simultánea así como enfriar y descargar.

Tabla 1. Factores de tamaño de las etapas de pretratamiento e hidrólisis enzimática

Etapa	Flujo entrada a etapa (m ³ /d)	SF _j (m ³ /Kg)
Pretratamiento ácido	2 290.86	1.66·10 ⁻³
Pretratamiento básico	1 319.00	9.58·10 ⁻⁴
Hidrólisis enzimática	3 303.60	2.39·10 ⁻³

3.3. Modelo de superestructura para las operaciones de prefermentación y fermentación de etanol

La fermentación para la producción de bioetanol consta de dos operaciones que son fermentación de biomasa o prefermentación y fermentación de etanol. Para estas etapas los modelos de los balances de masa son descritos por las siguientes ecuaciones diferenciales de acuerdo con Chekhova y col. (2000) y Nielsen y col. (2003) que también fueron aplicadas por Albernas-Carvajal y col. (2014a,b):

$$\text{Biomasa: } \frac{dX_{ja}}{dt} = \mu_{ja} X_{ja} - \nu_{ja} X_{ja} \quad (5)$$

$$\text{Sustrato: } \frac{dS_{ja}}{dt} = -\frac{\mu_{ja} X_{ja}}{Yx_{ja}} \quad (6)$$

$$\text{Biomasa no activa: } \frac{dXd_{ja}}{dt} = \nu_{ja} X_{ja} \quad (7)$$

$$\text{Producto: } \frac{dE_{ja}}{dt} = \frac{\mu_{ja} X_{ja}}{Ye_{ja}} \quad (8)$$

$$\text{donde: } \mu = \mu_{\max,ja} \frac{S_{ja}}{ks_{ja} + S_{ja}} \quad (9)$$

Donde las Eqs. (5)-(7) y (9) se describen para la operación de prefermentación, y Eq. (8) para fermentación, debido a que la primera operación sólo produce biomasa. El subíndice j se refiere a las operaciones de prefermentación o fermentación ($j=4$ y $j=5$ respectivamente), mientras a se refiere a la alternativa de la configuración seleccionada de la superestructura (número de unidades duplicadas fuera de fase para cada etapa). X es la concentración de biomasa (kg/m^3), S es la concentración de sustrato (kg/m^3), Xd es la concentración de biomasa no activa (kg/m^3) y E es la concentración de etanol (kg/m^3), μ es la velocidad específica de crecimiento. Todas estas son variables del problema, ν representa la velocidad de muerte de los microorganismos, Ye es el coeficiente de rendimiento de etanol y ks es una constante de saturación del sustrato. Esos son parámetros del modelo. Yx es el rendimiento de biomasa y es una función de los sustratos que se utilizan en la alimentación al prefermentador para los fermentadores y una constante para la operación de fermentación alcohólica.

En todas las unidades de las dos etapas puede agregarse una alimentación extra a la proveniente de la etapa anterior que consiste en una mezcla de sustratos azucarados formados por miel B, hidrolizado enzimático del bagazo pretratado y agua que se puede emplear para la dilución de la miel como se pudo apreciar en el diagrama de bloques mostrado en la Fig. 1. El tiempo de retención en los filtros entre fermentación y destilación no se considera, debido que estos funcionan de manera continua, (Albernas et al., 2010).

Como se mencionó anteriormente, la función objetivo viene dada por la Eq.(1) y consiste en minimizar los costos de inversión anualizado sumado a un costo operativo (dado por el costo de los sustratos, nutrientes y demás materiales involucrados). Los valores de los exponentes de costo α y β adoptados son los que se muestran en la Tabla 2 (Nielsen y col., 2003) donde los volúmenes de las ecuaciones se expresan en las unidades que se presentan en dicha tabla.

Tabla 2. Valores de los exponentes de costo de los principales equipos

Equipo	Coef (β)	Coef (α)	Unidad del Volumen según (Nielsen et al., 2003)
Reactor hidrólisis ácida	0.41	32 200	pie ³
Reactor hidrólisis básica	0.41	32 200	pie ³
Reactor hidrólisis enzimática	0.72	14	gal

3.4. Superestructura para las etapas involucradas

En la Tabla 3 se resume el número de unidades involucradas en cada una de las etapas consideradas en este proceso. Estos valores se propusieron a partir de estimaciones de los resultados de laboratorio para las etapas de pretratamientos e hidrólisis enzimática, y a partir de los equipos existentes en destilerías cubanas con capacidades similares para las etapas de prefermentación y fermentación.

Las ecuaciones diferenciales (5) – (9) son discretizadas mediante el método trapecoidal, el cual es un método explícito de un paso que posee una propiedad especial de estabilidad (Atkinson, 1989). Se tomaron 30 nodos en la discretización, de tal forma que la longitud del paso en cada caso fue igual al tiempo de operación dividido 30. La estabilidad de este método para las operaciones de prefermentación y fermentación fue

verificada en el trabajo de Corsano y col. (2004). Las ecuaciones algebraicas que surgen de la discretización fueron embebidas en el modelo global el cual es formulado y resuelto en el Software Profesional, General Algebraic Modeling System (GAMS) versión 23.5, aplicando el Solver CONOPT especializado en la Programación no Lineal.

Tabla 3. Características de la superestructura para las etapas

Alternativa	Pretrat ácido	Pretrat básico	Hidrólisis Enzimática	Preferment.	Ferment.
1	$M = 3$	$M = 6$	$M = 28$	$M = 1$	$M = 8$
2	$M = 4$	$M = 8$	$M = 30$	$M = 2$	$M = 10$
3	$M = 5$	$M = 10$	$M = 32$	$M = 3$	$M = 12$

3.5. Parámetros considerados en la optimización del proceso de producción de etanol

Para los modelos se consideró un horizonte de tiempo de 7200 h año⁻¹ (300 días al año) y una tasa fija de producción de etanol de 500 hL días⁻¹. El sustrato para la fermentación se entiende como la mezcla de azúcares de seis átomos de carbono (glucosa) contenida en el producto de la hidrólisis enzimática del bagazo pretratado y la miel, ya que la cepa de *Saccharomyces Cerevisiae* DER CIEMAT Culture Collection No. 1701, no tiene un metabolismo dual por lo que solo fermenta los azúcares de seis átomos de carbono. Los principales parámetros empleados en el modelo para las operaciones de prefermentación y fermentación se pueden apreciar en Albernas-Carvajal y col. (2014b).

4. Resultados y discusión

Albernas-Carvajal y col. (2014b), demuestran que la variante más atractiva a aplicar es la de obtener el bioetanol acoplado a una destilería empleando el producto de la hidrólisis enzimática del bagazo pretratado como un sustrato complementario para satisfacer la carencia de miel de la misma y al implementarla, si se logra tener un mercado seguro para el furfural, entonces se completaría la inversión en este sentido, teniendo en cuenta la última variante analizada.

4.1. Resultados de la optimización del modelo propuesto

La Tabla 4 muestra la performance computacional del modelo.

Tabla 4. Aspectos generales de ejecución del programa

Parámetro	Valor
No. de ecuaciones	758
No. de variables	785
No. elementos no lineales	2650
Tiempo de CPU (s)	0.016

Para la primera alternativa seleccionada a partir del análisis de rentabilidad de acoplarlo a una destilería y vender etanol se obtienen los resultados mostrados en las tablas 5 y 6.

Tabla 5. Solución óptima del modelo en *GAMS*

Operación	Mejor Opción	No. equipos	Tiempo total de procesamiento (h)	V (m ³)
Pretratamiento ácido	1	3	2.54	99
Pretratamiento básico	1	6	2.76	57
Hidrólisis enzimática	1	28	29.0	143
Prefermentación	1	2	4.28	10
Fermentación	2	12	30.0	85

Los números y volúmenes de los equipos calculados están en plena concordancia con los análisis hechos previamente y con los resultados de algunos autores como Sammak y col. (2007), para el caso de las etapas de prefermentación y fermentación se encuentran de acuerdo con lo que existe en destilerías instaladas en Cuba con capacidades similares. Los tiempos de duración de las etapas también se encuentran dentro de los calculados por Albernas (2014).

Es válido resaltar que este estudio corresponde con una evaluación preliminar de clase 4 según la A.A.C.E. con una precisión entre 70 y 85 %, por lo que las inversiones nuevas que son las relacionadas con las etapas de pretratamiento e hidrólisis enzimática, como ya se abordó previamente, se tomaron a partir de exponentes de costo explicados por Nielsen y col. (2003) con los valores mostrados en la Tabla 2. El resto de las partidas relacionadas con las inversiones se tomaron a partir de estimaciones realizadas con la metodología de Peters y Timmerhaus (1968). Los valores de inversión fueron actualizados mediante el índice de actualización reportado por la revista Chemical Engineering para el año 2013 que es de 567.3 (Chemical Engineering, 2014). Estas evaluaciones implicarían agregar las etapas de pretratamiento e hidrólisis enzimática a

una destilería existente, por lo que estas etapas son las que se consideran una nueva inversión y las que necesitan de un terreno nuevo aledaño a dicha destilería. Las etapas de fermentación y destilación no se consideran en el cálculo de la inversión, pues se aprovechan de la existente, lo que se corrobora que el número de equipos y volúmenes obtenidos en prefermentación y fermentación sean similares a los existentes en planta actuales.

Tabla 6. Resultados económicos fundamentales en la variante de acoplarlo a una destilería y vender solo etanol

Aspecto	Valor	UM
Costo Sustratos-Nutrientes total	5403744	USD/año
Inversión pretratamientos e hidrólisis enzimática	1155297.6	USD
Costo total de producción	6294816	USD/año
Producción etanol	150000	hL/año
Precio de venta del etanol	70.00	USD/hL
Ganancia	4205184	USD/año
Costo de producción unitario	41.97	USD/hL
Valor presente neto (VAN)	12170992.17	USD
Tasa interna de retorno (TIR)	46.6	%
PRD	4.0	Años

Al acoplar la tecnología de segunda generación analizada a una destilería instalada con primera generación y vender solo etanol, indica que se ahorran los gastos relacionados con la inversión de las etapas de prefermentación y fermentación al existir y estar instaladas en la misma, lo cual desde el punto de vista económico tiene un efecto positivo con una ganancia de 4205184 USD anuales recuperando la inversión relacionada con el etanol de segunda generación en 4 años. De este modo se aprovecha la posibilidad de emplear un sustrato azucarado adicional que permita mitigar la carencia de miel que sufren algunas destilerías cubanas en cierta etapa del año, lo cual reviste una gran importancia desde el punto de vista técnico y económico. También permite que se pueda tener en Cuba la tecnología de etanol empleando productos del hidrolizado del bagazo que aún queda como residual y no es empleado en la cogeneración. La segunda variante que resultó atractiva a emplear en los análisis previos fue la de acoplarlo a una destilería vendiendo etanol y furfural, la cual como era de esperar, al vender además un producto de alto valor agregado, tiene resultados

económicos muy favorables como se muestra en la Tabla 7. La producción e inversión para la obtención del furfural fue estimada a partir de los resultados obtenidos por Morales (2012).

Tabla 7. Resultados económicos fundamentales en la variante de acoplarlo a una destilería vendiendo etanol y furfural

Aspecto	Valor	UM
Inversión para furfural	65195.72	USD
Costos totales de sustratos-nutrientes y otras materias primas	6179356,8	USD/año
Costo total de producción	6359976	USD/año
Producción de furfural	4691988	kg/año
Precio de venta del furfural	1.80	USD/kg
Valor total de la producción	18945578.4	USD/año
Ganancia	10969410.2	USD/año
Valor presente neto (VAN)	44893358.7	USD
Tasa interna de retorno (TIR)	84.7	%
PRD	1.51	Años

Toda la información necesaria para el cálculo de los costos fue tomada de destilerías convencionales cubanas que actualmente se encuentran en funcionamiento, como lo refiere Albernas (2014). El precio de venta del etanol fue tomado de las destilerías cubanas actuales y está en concordancia con Ensinas y col. (2013), así como en los rangos reportados por “*ICIS pricing*” (2014). Esta alternativa presenta una recuperación muy rápida, 1.51 años, lo cual se debe a la posibilidad de vender un coproducto como el furfural que es fácilmente obtenido de manera adicional al pretratamiento ácido del bagazo en la tecnología de segunda generación. La inversión para ello se considera que es mínima (65195.72 USD) en relación con el valor que puede tener este producto. El hecho de que el mismo pueda ser cotizado a 1.80 USD/kg hace que el valor de la producción por este concepto sea elevado (8445578.4 USD anuales), presentando una tasa interna de retorno que se considera elevada 84.7 %. Esta variante permite obtener una ganancia de 10969410.2 USD anuales, pero se debe tener presente que la posibilidad de que esta variante sea implementada está sujeta obligatoriamente a que se logre garantizar un mercado seguro para el coproducto furfural, pues de lo contrario no tendría sentido acometer dicha inversión.

A partir de los resultados obtenidos en la solución óptima, se construye la superestructura resultante en un diagrama de Gantt como se puede apreciar en la Fig. 2. Todas las etapas operan bajo la política de cero espera, excepto la de hidrólisis enzimática, pues es necesario colocar tanques de almacenamiento para el hidrolizado que almacenarán el contenido de un hidrolizador antes de pasar a fermentación con el objetivo de lograr que los equipos previos a esta etapa sean más pequeños. En este tanque hay una espera máxima igual el tiempo del ciclo del proceso que es de 2.5 h, tiempo que no afecta la calidad del hidrolizado enzimático.

En este caso, asumiendo la espera máxima, el tiempo total del proceso es de 66.8 h \approx 2.8 días, este es el tiempo que demora en obtenerse el primer lote completo de fermento. Una vez que la planta esté a régimen, cada 2.5 h estará listo un nuevo fermentador para ser destilado, garantizando la continuidad de la etapa de destilación.

5. Conclusiones

La primera variante óptima a introducir es la de obtener el bioetanol acoplado a una destilería empleando el producto de la hidrólisis enzimática del bagazo pretratado como un sustrato complementario para satisfacer la carencia de miel de la misma. Esta alternativa presenta un VAN de 12170992.17 USD y un PRD de 4 años. La segunda variante óptima a implementar es la de obtener el bioetanol acoplado a una destilería vendiendo etanol y furfural, la misma necesita una inversión total de 1220493.32 USD para obtener una ganancia de 10969410.2 USD anuales con un VAN de 44893358.7 USD y un PRD de 1.51 años.

El modelo de diseño propuesto permite obtener la configuración óptima de una planta discontinua combinando tecnologías de primera y segunda generación para la obtención de etanol. La planificación de la producción permite además analizar otras alternativas que agregan valor a los sistemas actuales productivos.

Reconocimientos

Los autores reconocen el apoyo del Ministerio de Ciencia, Tecnología e Innovación Productiva de la República Argentina (MINCYT) y el Ministerio de Ciencia, Tecnología y Medio Ambiente de la República de Cuba (CITMA), en el marco del proyecto bilateral CU/13/01, "*Diseño óptimo y sustentable de una cadena de*

suministros para la producción de biocombustibles considerando modelos detallados de performance de las plantas y la integración de procesos”.

Referencias

- Albernas, Y., Verelst, H., González, E. & Pedraza, J. (2010). Simulation of the Batch Fermentation Stage in the Process to Obtain Ethanol from Final Molasse. *Chemical Engineering Transactions*, 21, 931 - 936.
- Albernas, Y., (2014). Procedimiento para la síntesis y el diseño óptimo de plantas discontinuas de obtención de bioetanol empleando bagazo de caña de azúcar, *Tesis en Opción al Grado Científico de Doctor en Ciencias Técnicas, Facultad de Química y Farmacia*, Universidad Central Marta Abreu de Las Villas, Departamento de Ingeniería Química, Santa Clara
- Albernas-Carvajal, Y., Corsano, G., Kafarov, V., González, M., & González, E. (2014a). Optimal design of pre-fermentation and fermentation stages applying nonlinear programming. *Energy Conversion and Management*, 87, 1195-1201.
- Albernas-Carvajal, Y., Corsano, G., Morales-Zamora, M., González-Cortés, M., Santos-Herrero, R. & González-Suárez, E. (2014b). Optimal design for an ethanol plant combining first and second-generation technologies. *CT&F - Ciencia, Tecnología y Futuro*, 5(5), 97-120.
- Atkinson, K. E. (1989). *An Introduction to Numerical Analysis*. Second Edition. John Wiley & Sons. New York.
- Barrera, M. D. & Evans, L. B. (1989). Optimal design and Operation of Batch Processes. *Chemical Engineering Communications*, 82, 45-66.
- Bhatia, T. K. & Biegler, L. T. (1996). Dynamic Optimisation in the Design and Scheduling of Multiproduct Batch Plants. *Industrial Chemical Engineering Resources*, 35, 2234-2246.
- Cekhova, E., Barton, P.I. & Gorak, A. (2000). Optimal operation processes of discrete–continuous biochemical processes. *Comput Chem Eng.* 24, 1167–1173.
- Cardona, C. A., Quintero, J.A. & Paz, I.C. (2010). Production of bioethanol from sugarcane bagasse: Status and perspectives. *Bioresource Technology*, 101, 4754-4766.
- Carriquiry, M.A. & Du, X. Timilsina, G.R. (2011). Second generation biofuels: Economics and policies. *Energy Policy*, 39, 4222–4234.
- Chemical-Engineering (2014). Economics Indicator. April, 121, (4), pp. 80, www.CHE.com.
- Corsano, G., Aguirre, P.A., Iribarren, O.A., & Montagna, J.M. (2004). Batch Fermentation Networks Model for Optimal Synthesis, Design and Operation. *Ind. & Eng. Chem. Res.*, 43 (15), 4211-4219.
- Corsano, G., Iribarren, O., Montagna, J. M., Aguirre, P. & González, E. (2006). Economic Tradeoffs Involved in the Design of Fermentations Processes With Environmental Constraints. *Chemical Engineering Research and Design*, 84, 932-942.
- Corsano, G., Montagna, J. M., Iribarren, O. & Aguirre, P. (2006a). Design and operation issues using NLP superstructure modeling. *Applied Mathematical Modelling*, 30, 974–992.
- Corsano, G., Montagna, J., Iribarren, O. & Aguirre, P. (2007). Heuristic Method for the Optimal Synthesis and Design of Batch Plants Considering Mixed Product Campaigns. *Industrial Chemical Engineering Resources*, 46, 2769-2780.

- Dantas, G.A., Legey, L.F.L. & Mazzone, A. (2013). Energy from sugarcane bagasse in Brazil: An assessment of the productivity and cost of different technological routes. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 21, 356–364.
- Dias, M.O.S., Junqueira, T.L., Jesus, C.D.F., Rossell, C.E.V., Filho, R.M. & Bonomi, A. (2012). Improving second generation ethanol production through optimization of first generation production process from sugarcane. *Energy*, 43, 246-252.
- Domínguez, M., Álvarez, A., Granados, M. & Hernández, F. (2012). Estudio de la cinética del pretratamiento e hidrólisis ácida del bagazo de caña de azúcar. *Revista Iberoamericana de Polímeros*, 13 (4), 200-211.
- Ensinas, A.V., Codina, V., Marechal, F., Albarelli, J. & Silva, M.A. (2013). Thermo-economic optimization of integrated first and second generation sugarcane ethanol plant. *Chemical Engineering Transactions*, 35, 523-528.
- Fumero, Y., Montagna, J. M. & Corsano, G. (2012). Simultaneous design and scheduling of a semicontinuous/batch plant for ethanol and derivatives production. *Computer and Chemical Engineering*, 36, 342-357.
- Galdos, M., Cavalett, O., Seabra, J.E.A., Horta, L.A. & Bonomi, A. (2013). Trends in global warming and human health impacts related to Brazilian sugarcane ethanol production considering black carbon emissions. *Applied Energy*, 104, 576-582.
- Hamelinck, C.N., Hooijdonk, G. & Faaij, A.P.C. (2005). Ethanol from lignocellulosic biomass: techno-economic performance in short-, middle- and long-term. *Biomass and Bioenergy*, 28 (4), 384–410.
- Hofsetz, K. & Silva, M.A. (2012). Brazilian sugarcane bagasse: Energy and non-energy consumption. *Biomass and Bioenergy*, 46, 564-573.
- ICIS pricing (2014), (Online). Disponible en: <http://www.icis.com/energy/ethanol/latin-america/>. Consultado Abril 2014.
- Limayem, A. & Ricke, S.C. (2012). Lignocellulosic biomass for bioethanol production: current perspectives, potential issues and future prospects. *Prog. Energy Combust. Sci.* 38, 449–467.
- Mesa, L. (2010). Estrategia Investigativa para la Tecnología de Obtención de Etanol y Coproductos del Bagazo de la Caña de Azúcar. *Tesis en Opción al Grado Científico de Doctor en Ciencias Técnicas, Facultad de Química y Farmacia*, Universidad Central Marta Abreu de Las Villas, Departamento de Ingeniería Química, Santa Clara.
- Mesa, L., González, E., Cara, C., González, M., Castro, E. & Mussatto, S.I. (2011 a). The effect of organosolv pretreatment variables on enzymatic hydrolysis of sugarcane bagasse. *Chemical Engineering Journal*, 168, 1157-1162.
- Mesa, L., González, E., Romero, I., Ruiz, E., Cara, C. & Castro, E. (2011 b). Comparison of process configurations for ethanol production from two-step pretreated sugarcane bagasse. *Chemical Engineering Journal*, 175, 185–191.
- Montagna, J. M., Vecchietti, A. R., Iribarren, O. A., Pinto, J. M. & Asenjo, J. A. (2000). Optimal Design of Protein Production Plants with Time and Size Factor Process Models. *Biotechnology Progress*, 16, 228-237.
- Morales, M. (2012). Estrategia para la reconversión de una industria integrada de azúcar y derivados para la producción de etanol y coproductos a partir del bagazo. *Tesis en Opción al Grado Científico de Doctor en Ciencias Técnicas, Facultad de Química y Farmacia*, Universidad Central Marta Abreu de Las Villas, Departamento de Ingeniería Química, Santa Clara.
- Morales, M., González, E., Mesa, L. & Castro, E. (2013). Estrategia de reconversión de la industria diversificada de la caña de azúcar para la producción conjunta de bioetanol y coproductos. *Revista Facultad de Ingeniería Universidad de Antioquia*. Colombia, 66, 189-198.

- Mussatto, S.I., Dragone, G., Guimarães, P.M.R., Silva, J.P.A., Carneiro, L.M., Roberto, I.C., Vicente, A., Domingues, L., & Teixeira, J.A. (2010). Technological trends, global market, and challenges of bio-ethanol production. *Biotechnol. Adv.*, 28, 817-830.
- Naik, S.N., Goud, V.V., Rout, P.K., & Dalai, A.K. (2010). Production of first and second generation biofuels: A comprehensive review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. 14, 578–597
- Nielsen, J., Villadsen, J. & Liden, G. (2003). *Bioreaction Engineering Principles*. Second Edition. New York: Kluwer Academic/Plenum Publisher, 245-261; ISBN: 0-306-47349-6.
- Noratiqah, K., Madihah, M. S., Siti, B., Shaza, M., Suraini, A. & Kamarulzaman, K. (2013). Statistical optimization of enzymatic degradation process for oil palm empty fruit bunch (OPEFB) in rotary drum bioreactor using crude cellulase produced from *Aspergillus niger* EFB1. *Biochemical Engineering Journal*, 75, 8-20.
- Peters, M. S. & Timmerhaus, K. D. (1968). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. Instituto del Libro, Edición Revolucionaria, Segunda Edición. La Habana. 140-141.
- Pinto, J. M., Montagna, J. M., Vecchiotti A. R., Iribarren O. A. & Asenjo J. A. (2001). Process Performance Models in the Optimization of Multiproduct Protein Production Plants. *Biotech. Bioengng.* 74, 451-465.
- Ravemark, D. E. & Rippin, D. W. T. (1998). Optimal Design of Multiproduct Batch Plants. *Comput. Chem. Engng.* 22, 177-183.
- Reales-Alfaro, J.G., Trujillo, L.T., Arzuaga, G., Castaño, H, & Polo, A. (2013). Acid hydrolysis of water hyacinth to obtain fermentable sugars. *CT&F - Ciencia, Tecnología y Futuro*, 5 (2), 101-112.
- Salomone H. E., Iribarren O. A. (1992). Polynomial Modeling of Batch Plants. *Comput. Chem. Engng.* 16, 173-184.
- Salomone, H. E., Montagna, J. M. & Iribarren, O. (1994). Dynamic Simulations in the Design of Batch Processes. *Computer and Chemical Engineering*, 18 (3), 191-204.
- Sammak, B., Rosta, K., Tabari, Z. & Yazdani, S. (2007). Preliminary cost analysis on bioethanol plant. A report on the course bioethanol design En: *6th National Energy Congress*, June 12-13.
- Seider, W. D., Seader, J. D. & Lewin, D. R. (2003). *Product and Process Design Principles. Synthesis, Analysis, and Evaluation*. Second Edition. John Wiley and Sons, Inc.
- Yeh, N. C. & Reklaitis, G. V. (1987). Synthesis of Batch / Semicontinuous Processes. *Comput. Chem. Engng.* 11, 639-654.

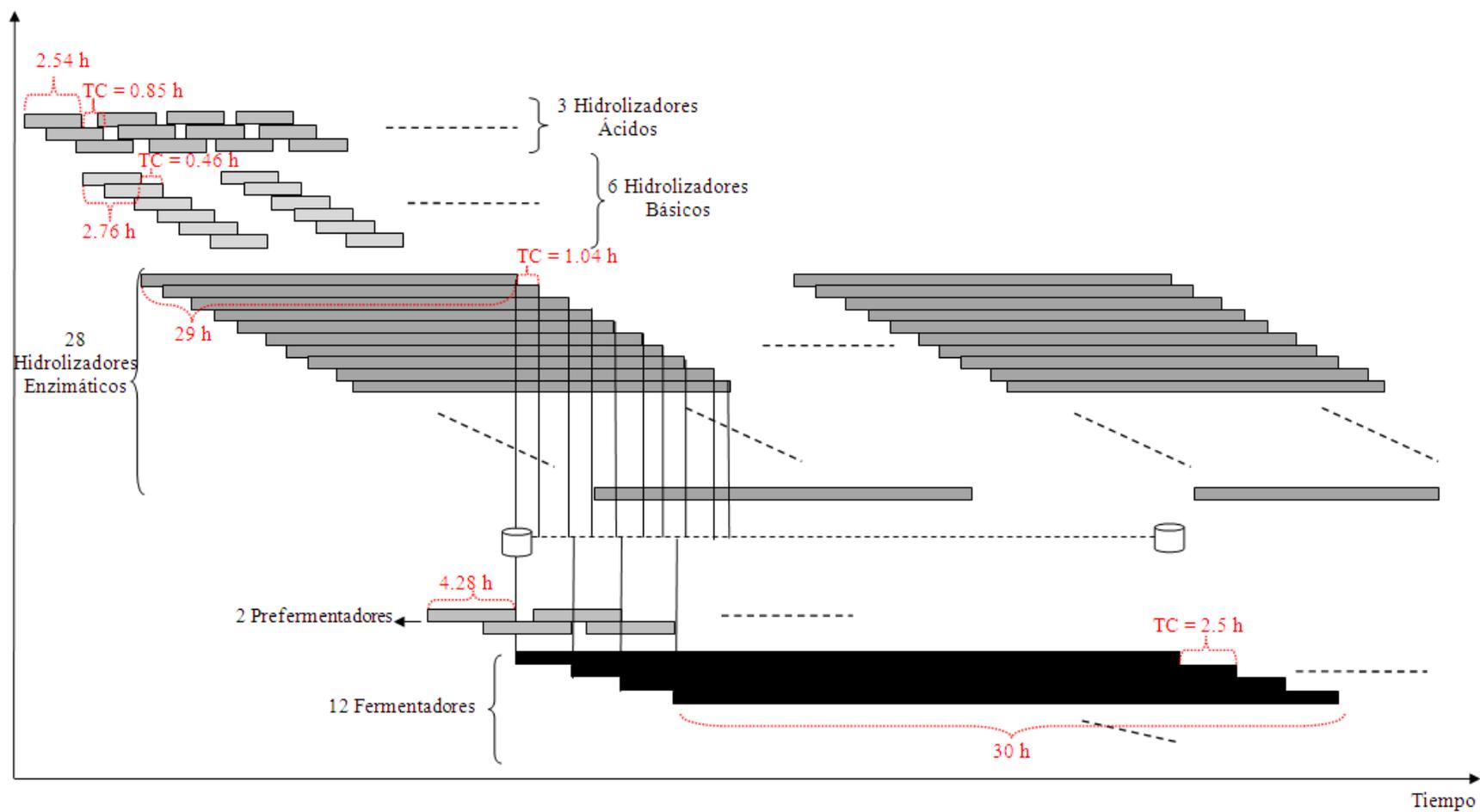


Fig. 2. Diagrama de Gantt con la superestructura de la opción óptima obtenida