

CAPÍTULO V

DISEÑO ÓPTIMO DE LA TECNOLOGÍA DE ETANOL EMPLEANDO SUSTRATOS CELULÓSICOS APLICANDO LA METODOLOGÍA DE LA SUPERESTRUCTURA

Dra. Ing. Yailet Albernas Carvajal

Dr. Cs. Ing. Erenio González Suárez

Facultad de Química y Farmacia. Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas. Cuba

Dra. Lic. Gabriela Corsano

Facultad de Ingeniería Química. Universidad Nacional del Litoral. Argentina

Introducción

En las últimas décadas una tecnología que ha tomado auge en la búsqueda de alternativas de combustibles renovables es el desarrollo del etanol de segunda generación, o sea a partir de residuos lignocelulósicos como el bagazo de caña de azúcar, o los hidrolizados derivados de ella (Gálvez, 2004). 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 sobre las 12 horas la hidrólisis enzimática y 24 h la fermentación (Mesa, 2010), (Albernas *et al.*, 2014 a). 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. Precisamente obteniendo etanol empleando hidrolizado de bagazo se está diversificando la industria azucarera al tener otro uso el bagazo y se está logrando un mayor desarrollo industrial al implementar otra tecnología que, además permite obtener otros coproductos como el furfural y la lignina que aumentan la rentabilidad del proceso global.

En numerosas investigaciones se ha demostrado que la tecnología de etanol a partir de bagazo por sí solo aún presenta el inconveniente de que para lograr la rentabilidad se necesita aprovechar la posibilidad de obtener coproductos que lo garanticen, como el caso del furfural y la lignina (Mesa, 2010), (Morales *et al.*, 2013), así como un buen diseño que pueda atenuar u optimizar los costos teniendo en cuenta la óptima programación que es esencial en la determinación y reducción del tiempo del proceso.

Estado del Arte

Formulación del modelo global y la superestructura

La superestructura del proceso, aplicada a procesos con etapas discontinuas, permite lograr el diseño óptimo de las etapas del proceso, de acuerdo a lo planteado por (Corsano, 2005). 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 hidrolizado de bagazo minimizando el costo de producción.

Para cada operación p se definen alternativas $ap = 1, \dots, Ap$. Cada una de las alternativas ap existentes en la operación p , debe ser caracterizada, esto implica definir los siguientes elementos:

- El número de etapas a incluir en la alternativa.
- La última etapa incluida en la alternativa (dato básico para permitir la conexión entre operaciones sucesivas)
- El número de unidades duplicadas en fase y fuera de fase para cada una de las etapas incluidas en la alternativa.

Una vez definidos estos elementos se plantea la superestructura para la programación no lineal (NLP) la cual es definida por el diseñador de acuerdo a su experiencia sobre el proceso en cuestión. Siguiendo la metodología propuesta por (Corsano *et al.*, 2006) y aplicada en (Corsano *et al.*, 2007); y por (Albernas, 2014) una cierta operación que dispone de $Cp = 2$ etapas, indica que cualquier alternativa que se use en esa operación puede tener a lo sumo 2 etapas. Las etapas jpa existentes en la alternativa ap de la operación p pueden variar entre 1 y Cp . Para cada alternativa ap , el número de etapas está predeterminado. Cada una de estas etapas dispone de opciones estructurales a partir de la duplicación de las unidades incluidas en la misma. Estas opciones están predeterminadas en cada alternativa ap (Albernas, 2014), (Albernas *et al.*, 2014 a).

Una opción de configuración de la operación es la duplicación de etapas en serie. Se parte de que existe un determinado tiempo de ciclo que es una variable del problema para esa operación que corresponde al mayor de los tiempos de todas las etapas involucradas en la misma, por lo tanto todas las unidades que requieren de un tiempo menor de operación presentan un tiempo ocioso o de espera.

La función objetivo a plantear tiene en cuenta los costos de las unidades involucradas en cada una de las operaciones, así como los costos de operación de cada una.

$$\text{Min} \sum_{p=1}^P \sum_{ap=1}^{Ap} \sum_{j_{pa} \in ap} \alpha_p M_{paj} G_{paj} V_{paj}^{\beta p} + OC \quad (1)$$

Donde V_{paj} es el tamaño de la unidad j (volumen) en la alternativa a para la operación p .

Los volúmenes de las diferentes unidades se relacionarán en la ecuación 1, a través de las ecuaciones de diseño y los modelos que describen cada una de las etapas.

El costo de las unidades se calculan a partir de los coeficientes α_p y β_p que se utilizan en este tipo de problemas (Biegler *et al.*, 1998); (Seider *et al.*, 2003); (Corsano, 2005), donde α_p es el costo de inversión del equipo y β_p es el exponente de costo para el mismo. Estos coeficientes se suponen iguales para las etapas de todas las alternativas dentro de una operación.

M_{paj} y G_{paj} corresponden al número de unidades duplicadas fuera de fase y en fase respectivamente, para la etapa j en la alternativa a para la operación p . OC representan los costos operativos que dependen de cómo se desarrolle la operación, (Albernas *et al.*, 2014 a).

En la expresión anterior se consideran todas las etapas j de todas las alternativas existentes para la operación p . La alternativa óptima se identifica en la solución como aquella que tiene el tamaño de sus unidades distinto de cero.

Restricciones del modelo

Se debe cubrir la demanda requerida, para lo cual se trabaja con la velocidad de producción PR que como lo abordaron (Albernas *et al.*, 2011), viene dada por:

$$PR = \frac{Q}{HT} \quad (2)$$

En la última etapa de la última operación se obtiene el producto final

La suma de lo producido a través de todas las alternativas debe cumplir con los requisitos establecidos para la planta.

$$\sum_{a_p \in P_{\text{última}}} PR_{\text{última}} \geq PR \quad (3)$$

Donde: $p_{\text{última}}$ corresponde a la última operación.

Para esta operación se suman las producciones $PR_{\text{última}}$ en cada una de las alternativas disponibles, las cuales vienen dadas por:

$$PR_{\text{última}} a = \frac{QP_{\text{última}}}{TC} \quad (4)$$

$Q_{\text{última}}$ corresponde a la cantidad producida en la alternativa a_p en la última operación, TC representa el tiempo de ciclo de la planta.

El modelo incluye todas las alternativas simultáneamente y la función objetivo conducirá a que se seleccione solo la óptima. Para esa alternativa el TC tendrá sentido físico, mientras que para las restantes carecerá de sentido.

El total producido debe ser al menos igual al requerimiento de la planta y la cantidad a producir será justo PR, para tratar de minimizar los costos y se alcanzará usando una sola de las alternativas en la operación $p_{\text{última}}$.

El tiempo de ciclo de la planta teniendo en cuenta que se adopta la política de transferencia sin espera (ZW), está determinado por el mayor de todos los tiempos requeridos en las etapas utilizadas en la planta.

T_{paj} es el tiempo de operación de la unidad de la etapa j para la alternativa a en la operación p . Este valor es una variable de operación y es calculado del modelo que describe esa operación como sigue:

$$TC \geq \frac{T_{paj}}{M_{paj}} \quad \forall p = 1, \dots, P; \quad \forall a_p \in p; \quad \forall j_{pa} \in a_p \quad (5)$$

Donde M_{paj} corresponde al número de unidades duplicadas fuera de fase para la etapa j en la alternativa a para la operación p .

Balances de conexión entre etapas

Los balances de conexión deben establecerse entre etapas sucesivas de cada alternativa de una operación. Sea B_{paj}^{in} y B_{paj}^{out} el volumen del lote que entra y que sale a cada unidad de la etapa j_{pa} en la operación p , se tiene que:

$$B_{paj}^{\text{in}} = B_{pa, j-1}^{\text{out}} \quad \forall p = 1, \dots, P; \quad \forall a_p \in p; \quad \forall j_{pa} \in a_p; \quad j_{pa} \geq 2 \quad (6)$$

En caso de manejar varios materiales, este tipo de restricción de conexión debe establecerse para cada uno de ellos.

Balances de conexión entre operaciones

Para asegurar la conexión entre operaciones sucesivas se debe poner en contacto la última etapa de una operación con la primera de la operación posterior como sigue:

$$\sum_{ap \in p} B_{paj_{\text{last}}}^{\text{out}} = \sum_{ap \in p+1, a1} B_{p+1, a1}^{\text{in}} \quad (7)$$

Esto indica que el total obtenido en la última etapa $j_{\text{última}}$ de todas las alternativas de la operación p , debe ser igual a todo el material que ingresa a la primera etapa de la operación siguiente. Los valores de B_{paj} y T_{paj} utilizados deben ser caracterizados a través de ecuaciones apropiadas.

Número de equipos por etapas

Como parte de la definición de la superestructura por etapas, el diseñador propone varias alternativas que contemplan un número determinado de equipos, lo cual sirve como cota al modelo.

Capacidades mínimas y máximas de los equipos

Las capacidades mínimas y máximas posibles de los equipos son un elemento que se establece también como cotas, de acuerdo a resultados de estudios previos y de equipos similares instalados a nivel industrial.

Como variables respuestas al modelo global se obtendrán, el tiempo del ciclo limitante; el tiempo final de cada operación, el costo total de producción anualizado, la configuración óptima de las operaciones que incluye el número de equipos en cada operación y el volumen de los mismos.

Aplicación de la superestructura

El producto principal de estas operaciones es el etanol y se debe satisfacer una demanda Q de 500 HL/d de etanol en el horizonte de tiempo HT de 1 año. Se propone que para este ejemplo se tengan en cuenta $ap = 4$ alternativas. La primera alternativa incluye una sola unidad, la segunda ha agregado una unidad en serie, la tercera alternativa emplea unidades duplicadas en fase en la primera etapa y la cuarta y última propuesta emplea unidades duplicadas fuera de fase en la primera etapa.

El modelo general permite optimizar el diseño de las etapas en las operaciones, en este caso del proceso de obtención de etanol, minimizando el costo (Albernas *et al.*, 2014 a).

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 *et al.*, 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.

Para plantear el modelo de superestructura de las etapas de pretratamiento e hidrólisis enzimática se aplica el concepto de factor de tamaño 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 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.

Tabla 5.1.: Factores de tamaño de las etapas de pretratamiento e hidrólisis enzimática

Etapas	Flujo entrada a etapa (m ³ /d)	SF _i (m ³ /Kg)
Pretratamiento ácido	2290,86	1,66·10 ⁻³
Pretratamiento básico	1319,00	9,58·10 ⁻⁴
Hidrólisis enzimática	3303,60	2,39·10 ⁻³

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

$$V_j = SF_j \cdot TB_i \quad (8)$$

Donde el tamaño del lote (TB_j) se determina a partir de la relación determinada de los balances, que existe entre el hidrolizado enzimático y el bagazo inicial empleado (5,28), afectado por el tiempo del ciclo de esas tres operaciones.

$$TB_i = 5,28 \cdot Bagazo_{inicial} \cdot TC_i \quad (9)$$

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

$$TC = \max_{j=1..M} \left\{ \frac{\tau_j}{NP_j} \right\} \quad (10)$$

Donde τ_j es el tiempo de procesamiento en la etapa j , $NP_j, j = 1..M$ etapas.

Para la determinación de los tiempos de procesamiento se tuvo en cuentas 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 5.2.: Tiempos de las operaciones de pretratamiento e hidrólisis enzimática

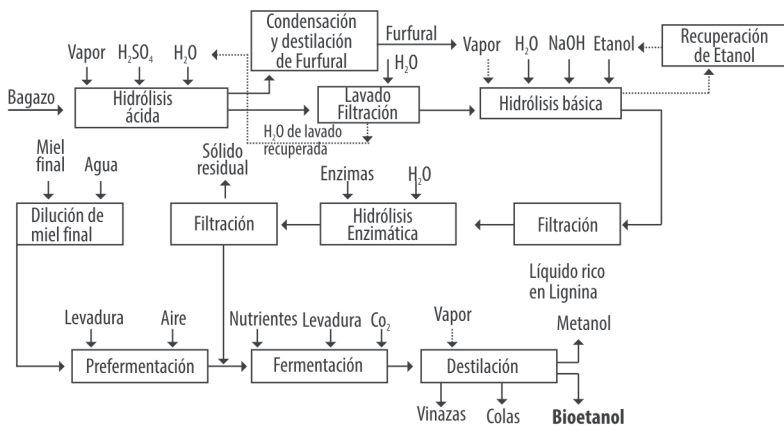
Operación	Hidrólisis ácida (min)	Hidrólisis básica (min)	Hidrólisis enzimática (hr)
Tiempo Carga	45	45	3
Tiempo Calentamiento	35	40	
Tiempo Reacción	12,46	0,33	Se determina posteriormente
Tiempo Enfriamiento	20	35	2
Tiempo Descarga	45	45	

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.

En todas las etapas de las dos operaciones puede agregarse una alimentación extra a la proveniente de la etapa anterior que consiste en una mezcla de sustratos azucarados formados por miel final, hidrolizado de bagazo y agua que se puede emplear para la dilución de la miel como se puede apreciar en el diagrama de bloques siguiente.

Figura 5.1.: Diagrama de bloques del proceso



Como se planteó en el modelo global, el objetivo es minimizar los costos totales anualizados, los cuales se plantean como costos de inversión anualizado sumado a un costo operativo (dado por el costo de los sustratos, nutrientes y demás materiales involucrados) y está en correspondencia con (Seider *et al.*, 2003).

$$\text{Min} \left\{ C_{ann} CCF \sum_{p=1}^P \sum_{ap=1}^{Ap} \sum_{j_{pa} \in ap} \alpha_p M_{paj} G_{paj} V_{paj}^{\beta p} + \frac{HT}{TC} \sum_{p=1}^P \sum_{ap=1}^{Ap} \sum_{j_{pa} \in ap} \sum_f C_f f_{paj} \right\} \quad (11)$$

Donde, C_{ann} es una constante que anualiza el costo de inversión, CCF representa la depreciación de los equipos y C_f representa el costo por m^3 de material involucrado f utilizado en la alimentación al equipo j de la alternativa ap . HT es el horizonte de tiempo (1 año) el cual se divide por el tiempo de ciclo TC para expresar este costo anual. Los valores de los exponentes de costo α y β fueron tomados de la tabla 16.32 de (Nielsen *et al.*, 2003) donde los volúmenes de las ecuaciones se expresan en las unidades que se presentan en la siguiente tabla.

Tabla 5.3.: Valores de los exponentes de costo de los principales equipos

Equipo	Coficiente (β)	Coficiente (α)	Unidad del Volumen
Reactor hidrólisis ácida	0,41	32200	pie ³
Reactor hidrólisis básica	0,41	32200	pie ³
Reactor hidrólisis enzimática	0,72	14	gal

Superestructura para las operaciones involucradas

En la tabla 5.4 se resume el número de unidades involucradas en cada una de las operaciones, los cuales se propusieron a partir de estimaciones de los resultados de laboratorio (*pretratamientos e hidrólisis enzimática*) a partir de las plantas existentes en destilerías cubanas (*prefermentación y fermentación*).

Tabla 5.4.: Características de la superestructura para las etapas

	Pretratamiento ácido	Pretratamiento básico	Hidrólisis Enzimática	Prefermenta- ción	Fermentación
	Etapa 1	Etapa 1	Etapa 1	Etapa 1	Etapa 1
Alternativa 1	M = 3	M = 6	M = 28	M = 1	M = 8
	G = 1	G = 1	G = 1	G = 1	G = 1
Alternativa 2	M = 4	M = 8	M = 30	M = 2	M = 10
	G = 1	G = 1	G = 1	G = 1	G = 1
Alternativa 3	M = 5	M = 10	M = 32	M = 3	M = 12
	G = 1	G = 1	G = 1	G = 1	G = 1

En todas las operaciones de las tres alternativas no se consideran unidades en fase, por las características propias de estas operaciones, es por ello que para el modelo esto corresponde a $G=1$.

Las ecuaciones diferenciales discretizadas mediante un método explícito de un paso que posee una propiedad especial de estabilidad (Atkinson, 1989) se resuelven mediante este método en el Software Profesional, General Algebraic Modeling System, (*GAMS*) versión 23.5, aplicando el Solver CONOPT especializado en la Programación no Lineal, como un conjunto de restricciones de problema global de optimización (Albernas *et al.*, 2014 a).

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 año⁻¹) y una tasa fija de producción de etanol de 500 HL días⁻¹. A continuación se muestran algunos de los principales parámetros empleados en el modelo para ambas operaciones.

Tabla 5.5.: Principales parámetros empleados en las operaciones de prefermentación y fermentación

Parámetro	Valor	UM	Referencia
μ_{\max} prefermentación	0,461	h-1	(Caicedo, 1999)
μ_{\max} fermentación	0,1	h-1	(Nielsen <i>et al.</i> , 2003)
$Y_{x/s}$ máx prefermentación	5,8	mol células/mol sustrato	(Albernas, 2014)
$Y_{p/s}$ máx fermentación	1,99	mol etanol/mol sustrato	(Albernas, 2014)
K_s (Constante de Saturación del sustrato)	25	mg L-1	(Nielsen <i>et al.</i> , 2003)
α	63400	-	(Montagna <i>et al.</i> , 2000)
B	0,6	-	(Montagna <i>et al.</i> , 2000)

Estimación del tiempo de hidrólisis enzimática óptimo

Como se reflejó en la tabla 5.2, el tiempo de reacción de la hidrólisis enzimática es un punto crucial ya que esta etapa es una de las críticas del proceso por su larga duración, por lo que se debe analizar la obtención de un tiempo mínimo que permita obtener un nivel de ART adecuado y que garantice la eficiencia de la etapa. De este estudio se obtiene que a las 24 h se producen 45,56 g/L, sin embargo, a las 48 h la formación máxima de ART es de 58 g/L, por lo que si se establece como punto final de análisis 24 h se dejan de producir 12,44 g/L evitando un tiempo de espera de 24 h, (Albernas *et al.*, 2014 b). Teniendo en cuenta esto, se implementa en el *GAMS* el modelo global, haciendo variaciones en los tiempos de reacción de la hidrólisis enzimática de acuerdo con los establecidos en la Tabla 5.6.

Tabla 5.6.: Tiempos de reacción y ART obtenidos en la hidrólisis enzimática

Tiempo de reacción hidrólisis enzimática (h)	ART hidrolizado (g/L)
5	24,59
10	35,52
15	39,55
18	40,56
24	45,56

Con ello se obtienen 5 corridas diferentes, con diseños distintos en cada uno de los casos, por lo cual se estudian 4 alternativas (Albernas *et al.*, 2014 b).

Alternativa 1: comprar todo el equipamiento y vender etanol.

Alternativa 2: acoplarlo a una destilería y vender etanol (*no se compran equipos de prefermentación y fermentación*)

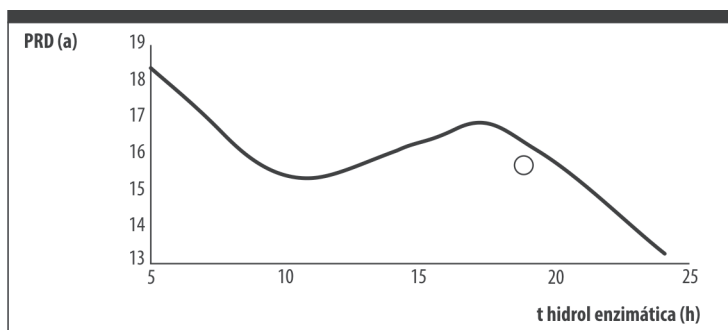
Alternativa 3: comprar todo el equipamiento y vender etanol y furfural

Alternativa 4: acoplarlo a una destilería y vender etanol y furfural (*no se compran equipos de prefermentación y fermentación*)

Lo cual da como resultado 4 alternativas con 5 opciones de diseño dentro de cada una de ellas; por lo que en cada caso se hizo el estudio de factibilidad de estos resultados con la metodología de (Peters y Timmerhaus, 1968), en busca del tiempo de hidrólisis enzimática óptimo en cada una de ellas.

Se analiza una primera variante de comprar todo el equipamiento y vender solo etanol, como se puede apreciar en la Figura 5.2, en esta variante el tiempo óptimo global es de 24 h y se recupera en 13 años, que es donde presenta el mínimo global, lo cual no es económicamente factible, por lo cual se desecha esta alternativa.

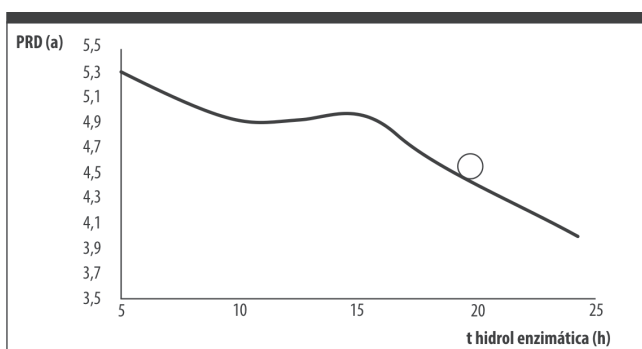
Figura 5.2.: Perfil de PRD – tiempo de hidrólisis enzimática en la alternativa de comprar todo el equipamiento y vender etanol



Haciendo un análisis de emplear el hidrolizado obtenido junto con las mieles de una destilería y completar la capacidad de la misma, por no disponer de miel para todo el año, implica que en el proceso inversionista no se compran los equipos correspondientes a las etapas de prefermentación y fermentación. Esta alternativa de acoplar a una destilería, implicaría que la etapa de hidrólisis enzimática tendría una duración de 24 h y la inversión total se recupera en 4 años, como se puede apreciar en la Figura 5.3.

Para este caso se propone emplear la mezcla de sustratos 50 % y 50 % tomando como base el estudio realizado por (Morales, 2012) de esta mezcla, que a partir de los por cientos de sustratos empleados, con el siguiente modelo obtenido por la misma, se obtiene un grado alcohólico del fermento de 5,03 %.

Figura 5.3.: Perfil de PRD – tiempo de hidrólisis enzimática en la alternativa de acoplarlo a una destilería y vender etanol



Este valor se encuentra en el orden de los obtenidos para fermentaciones (4-6,5 % alcohólico) previas a la etapa de destilación de etanol (Colectivo_de_ autores, 1983), (Gálvez, 1988) y (Fabelo, 1998).

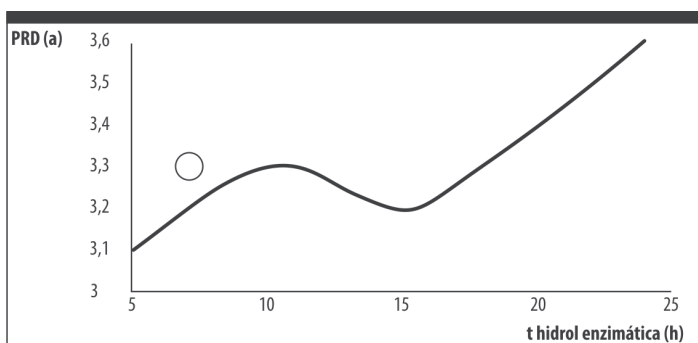
$$Y_1 = 5,191 X_1 + 4,6575 X_2 + 0,433X_1 X_2 \quad R^2 = 71,57 \%$$

Donde, Y_1 es el por ciento alcohólico obtenido, X_1 y X_2 son los por cientos de miel e hidrolizado de bagazo.

Esta variante es la primera más atractiva a implementar.

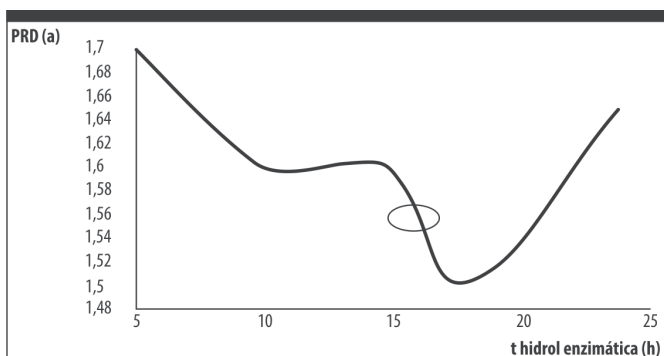
Haciendo un análisis de la producción de coproducto (*furfural*), en conjunto con el bioetanol, se aprecia que para el caso de comprar todo el equipamiento el PRD mínimo de 3,1 años, se encuentra a las 5 h (Ver figura 5.4), lo cual implica que lo importante en este caso no es la producción de azúcares para obtener bioetanol, pues a las 5 h solo se han obtenido 24,59 g/L de ART, o sea que este caso le da mayor importancia a la producción de coproducto, por lo que esta alternativa no resulta atractiva para su implementación.

Figura 5.4.: Perfil de PRD – tiempo de hidrólisis enzimática en la alternativa de comprar todo el equipamiento y vender etanol y furfural



Un último análisis de la posibilidad de aprovechar la capacidad instalada en prefermentación y fermentación al acoplarlo a una destilería y produciendo además furfural, arroja un mayor aprovechamiento del bagazo para la producción de azúcares, permitiendo recuperar la inversión en 1,5 años, que es donde se encuentra el óptimo global, como se aprecia en la figura 5.5 y el tiempo óptimo es de 18 h.

Figura 5.5.: Perfil de PRD – tiempo de hidrólisis enzimática en la alternativa de acoplarlo a una destilería y vender etanol y furfural



La variante más atractiva a aplicar es la de obtener el bioetanol acoplado a una destilería empleando el hidrolizado de bagazo 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, pues entonces se completaría la inversión en este sentido, teniendo en cuenta la última variante analizada (Albernas *et al.*, 2014 b).

Resultados y Discusión

Resultados óptimos obtenidos mediante la implementación en GAMS

Para la primera alternativa seleccionada a partir del análisis de rentabilidad de acoplarlo a una destilería y vender etanol se obtienen los siguientes resultados en las Tablas 5.7 a 5.10:

Tabla 5.7.: Solución óptima para el modelo

	Opción Óptima	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

Tabla 5.8.: Resultados económicos obtenidos con el modelo global en la variante de acoplarlo a una destilería y vender solo etanol

Aspecto	Valor	UM
Costo Sustratos-Nutrientes pretratamientos e hidrólisis enzimática	317,14	\$/h
Costo Sustratos-Nutrientes prefermentación	370,09	\$/h
Costo Sustratos-Nutrientes fermentación	63,29	\$/h
Costo Sustratos-Nutrientes total	750,52	\$/h
Costo Sustratos-Nutrientes total	5 403 744	\$/a
Inversión pretratamientos e hidrólisis enzimática	1 155 297,6	\$
Costo total de producción	874,28	\$/h
Costo total de producción	6 294 816	\$/año

Para la determinación de la ganancia se emplea el método de en la literatura científica (Peters y Timmerhaus, 1968).

Tabla 5.9.: Determinación de la rentabilidad del proceso en la variante de acoplarlo a una destilería vendiendo etanol

Aspecto	Valor	UM
Costo total de producción	6 294 816	\$/a
Producción etanol	150 000	HL/a
Precio de venta del etanol	70,00	\$/HL
Valor de la producción	10 500 000	\$/a
Ganancia	4 205 184	\$/a
Costo de producción unitario	41,97	\$/HL
VAN	12 170 992,17	\$
TIR	47,0	%
PRD	4,0	años

La producción de furfural es tomada de los trabajos de (Granado, 2013) y (Cornes, 2013) que procesaban iguales capacidades de producción e iguales cantidades de bagazo. La inversión del furfural fue estimada a partir de los resultados obtenidos por (Morales, 2012).

Tabla 5.10.: Resultados económicos fundamentales obtenidos con el modelo global en la variante de acoplarlo a una destilería y vender etanol y furfural

Aspecto	Valor	UM
Inversión pretratamientos e hidrólisis enzimática	1 155 297,6	\$
Inversión para furfural	65 195,72	\$
Costo total de producción	883,33	\$/h
Costo total de producción	6 359 976	\$/año
Producción etanol	150 000	HL/a
Precio de venta del etanol	70,00	\$/HL
Valor de la producción etanol	10 500 000	\$/a
Producción de furfural	4 691 988	Kg/año
Precio de venta del furfural	1,80	\$/Kg
Valor de la producción furfural	8 445 578,4	\$/a
Valor total de la producción	18 945 578,4	\$/a
Ganancia	12 585 602,4	\$/a
VAN	53 771 978,05	\$
TIR	140	%
PRD	1,5	años

Conclusiones

La primera variante óptima a introducir es la de obtener el bioetanol acoplado a una destilería empleando el hidrolizado de bagazo como un sustrato complementario para satisfacer la carencia de miel de la misma, esta alternativa presenta un VAN de \$ 12 170 992,17 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 presenta un VAN de \$ 53 771 978,05 y un PRD de 1,5 años. El análisis combinado del modelo matemático con los indicadores dinámicos de rentabilidad demostró que el tiempo óptimo de hidrólisis enzimática en la alternativa de acoplarlo a una destilería y vender etanol es de 24 h obteniendo 45,56 g/L de hidrolizado y en la alternativa de obtener el bioetanol acoplado a una destilería vendiendo etanol y furfural es de 18 h obteniendo 40,56 g/L de hidrolizado.

Referencias Bibliográficas

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, Universidad Central Marta Abreu de Las Villas, Departamento de Ingeniería Química, Santa Clara

- Albernas, Y.; Corsano, G.; Kafarov, V.; González, M. & González, E. (2014) Optimal design of pre-fermentation and fermentation stages applying non-linear programming. *Energy Conversion and Management*, <http://dx.doi.org/10.1016/j.enconman.2014.04.011>. In press. A.
- Albernas, Y.; Corsano, G.; Morales, M.; Santos, R. & González, E. (2014) Optimización e Impacto Económico de la Combinación de hidrolizado de Bagazo con Miel Final en la Obtención de Etanol. VI Congreso Internacional de Ciencia y Tecnología de los Biocombustibles (*CIBSCOL 2014*). Cartagena de Indias, Colombia, 19 al 21 marzo, ISBN: 978-958-8819-16-7, pp. 29. b
- Albernas, Y.; González, M.; Pedraza, J. & González, E. (2011) Visión Global Sobre la Planificación de Procesos Discontinuos. *Afinidad*, 68 (553), 203-209.
- Atkinson, K. E. (1989) An Introduction to Numerical Analysis. Second Edition. John Wiley & Sons. New York.
- Biegler, L. T.; Grossmann, I. E. & Westerberg, A. W. (1998) Systematic Methods of Chemical Process Design. New Jersey.
- Caicedo, A. A. (1999) Simulación de bioprocesos En: *Tutorial de biorreactores, Departamento de Ingeniería Química*. Universidad Nacional de Colombia, Santafé de Bogotá.
- Colectivo de Autores (1983) Manual de operación para la producción de alcohol y levadura *Saccharomyces*. Destilería Heriberto Duquesne. Ministerio de la Industria Azucarera. Dirección de Derivados.
- Cornes, Y. (2013) Diseño de las etapas de pretratamiento e hidrólisis enzimática en operación discontinua a partir de las aproximaciones de las expresiones de velocidad obtenidas con resultados de laboratorio. *Trabajo de Diploma*, Universidad Central Marta Abreu de Las Villas, Departamento de Ingeniería Química, Santa Clara.
- Corsano, G. (2005) Estrategia en el Diseño Óptimo de Plantas de Procesos Batch de la Industria Alimenticia Integradas a Procesos Fermentativos. Tesis en Opción al Título de Doctor en Ingeniería, Universidad Nacional del Litoral, Santa Fe, Argentina.

- 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 (October), 932-942.
- 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.
- Fabelo, J. A. (1998)
Estudio de la Etapa de Fermentación Alcohólica Utilizando Diferentes Sustratos. Tesis en Opción al Grado Científico de Doctor en Ciencias Técnicas, Universidad Central Marta Abreu de Las Villas, Departamento de Ingeniería Química, Santa Clara.
- Gálvez, L. (1988)
Manual de los derivados de la caña de azúcar. Colección 1ra Edición. GEPLACEA. México.
- Gálvez, L. (2004)
La diversificación azucarera a través de la integración de procesos. La Habana, Conferencia DIVERSIFICACIÓN 2004.
- Granado, J. (2013)
Aproximación de las expresiones cinéticas y diseño de las etapas de pretratamiento e hidrólisis enzimática del bagazo en régimen continuo. *Trabajo de Diploma*, Universidad Central Marta Abreu de Las Villas, Departamento de Ingeniería Química, Santa Clara.
- 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 Dr. en Ciencias Técnicas, Universidad Central Marta Abreu de Las Villas, Dto. de Ingeniería Química, Santa Clara.
- 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, 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.
- Nielsen, J.; Villadsen, J. & Liden, G. (2003)
Bioreaction Engineering Principles. Second Edition. New York. ISBN: 0-306-47349-6.
- Peters, M. S. & Timmerhaus, K. D. (1968)
Plant Design and Economics for Chemical Engineers. Second Edition. La Habana.
- 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.
- Seider, W. D.; Seader, J. D. & Lewin, D. R. (2003)
Product and Process Design Principles. Synthesis, Analysis, and Evaluation. Second Edition.