

Erenio González Suárez || Juan Esteban Miño Valdés

ASPECTOS DE LA ESTRATEGIA DE PROCESOS PARA EL APROVECHAMIENTO DE LA BIOMASA

Como fuente de productos químicos y biocombustibles



EDITORIAL UNIVERSITARIA

Erenio González Suárez || Juan Esteban Miño Valdés

ASPECTOS DE LA ESTRATEGIA DE
PROCESOS PARA EL APROVECHAMIENTO
DE LA BIOMASA

Como fuente de productos químicos y biocombustibles

EDITORIAL UNIVERSITARIA

Erenio González Suárez || Juan Esteban Miño Valdés

ASPECTOS DE LA ESTRATEGIA DE
PROCESOS PARA EL APROVECHAMIENTO
DE LA BIOMASA

Como fuente de productos químicos y biocombustibles

EDICIONES ESPECIALES

EDITORIAL UNIVERSITARIA
UNIVERSIDAD NACIONAL DE MISIONES

Cnel. José Félix Bogado 2160
Posadas – Misiones – Tel-Fax 0054 376 4428601

Correo electrónico:
ventas@editorial.unam.com.ar

Página web:
www.editorial.unam.edu.ar

Colección: Ediciones especiales
Coordinación de la edición: Claudio O. Zalazar
Armado de interiores: Javier B. Gimenez
Revisión técnica y corrección: Juan Esteban Miño Valdés

Miño Valdés, Juan Esteban

Aspectos de la estrategia de procesos para el aprovechamiento de la biomasa como fuente de productos químicos y de biocombustibles / Juan Esteban Miño Valdés; - 1a ed. - Posadas: EdUNaM - Editorial Universitaria de la Universidad Nacional de Misiones, 2014.

120 p.; 225x155 cm.

ISBN 978-950-579-339-6

1. Biocombustible. 2. Energía. 3. Biomasa. I. Título

CDD 540.711

Fecha de catalogación: 27/08/2014

Hecho el depósito de la Ley N° 11.723

Impreso en Argentina

ISBN: 978-950-579-339-6

©Editorial Universitaria

Universidad Nacional de Misiones, Posadas, 2014

Todos los derechos reservados para la primera edición

ACERCA DE LOS AUTORES

Albernas Carvajal Yaillet

(yaillet@uclv.edu.cu). Ingeniera Química, Doctora en Ciencias Técnicas, Investigadora Agregada. Centro de Análisis de Procesos. Departamento de Ingeniería Química. Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas. Villa Clara, Cuba.

Castellanos Gallo Lilisbet

(lilisbetcg@uclv.edu.cu). Ingeniera Química, Instructora graduada. Centro de Análisis de Procesos. Departamento de Ingeniería Química. Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas. Villa Clara, Cuba.

Corsano Gabriela

(gcorsano@santafe-conicet.gov.ar). Licenciada en Matemática Aplicada, Doctora en Ingeniería, Investigadora Adjunta del CONICET, Instituto de Desarrollo y Diseño (INGAR), Argentina. Facultad de Ingeniería Química. Universidad Nacional del Litoral. Santa Fe, Argentina.

Galindo Llanes Pablo

(pablo.galindo@reduc.edu.cu). Ingeniero Químico, Doctor en Ciencias Técnicas, Profesor Titular. Departamento de Ingeniería Química. Facultad de Química. Universidad de Camagüey “Ignacio Agramonte”. Camagüey, Cuba.

Gómez Pérez Carlos René

(crene@uclv.edu.cu). Ingeniero Mecánico, Doctor en Ciencias Técnicas. Profesor Titular. Centro de Investigaciones de Soldadura. Facultad de Ingeniería Mecánica. Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas. Villa Clara, Cuba.

Gonzalez Cortes Maylin

(mgonzalez@uclv.edu.cu). Ingeniera Química, Doctora en Ciencias Técnicas, Profesora e Investigadora Auxiliar. Centro de Análisis de Procesos. Departamento de Ingeniería Química. Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas. Villa Clara, Cuba.

Gonzalez Herrera Inti

(inti.glez@gmail.com). Licenciado en Ciencias de la Computación, Master en Ciencias de la Computación. Doctorante en la Universidad de Rennes 1, Francia.

Gonzalez Suarez Erenio

(erenio@uclv.edu.cu). Ingeniero Químico, Doctor en Ciencias Técnicas, Doctor en Ciencias, Profesor Titular, Investigador. Centro de Análisis de Procesos. Departamento de Ingeniería Química. Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas. Villa Clara, Cuba. Miembro de Mérito de la Academia de Ciencias de Cuba. Postdoctorado en Gestión Ambiental y de Seguridad Industrial en la Universidad de Magdeburg, Alemania. Premio Nacional de Ingeniería Química de la Asociación de Química de Cuba, en el año 2013.

Herrera Garay José Luis

(jlherrera02@gmail.com). Ingeniero Químico, Dr. en Ingeniería Química, Profesor Adjunto, Investigador. Departamento de Ingeniería Química. Facultad de Ciencias Exactas Químicas y Naturales. Universidad Nacional de Misiones. Misiones, Argentina.

Martínez Martínez Yenislidys

(ymmartinez@uclv.edu.cu). Ingeniera Química, Profesora Asistente. Centro de Análisis de Procesos. Departamento de Ingeniería Química. Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas. Villa Clara, Cuba.

Miño Valdés Juan Esteban

(minio@fio.unam.edu.ar). Laboratorista Químico Industrial, Ingeniero Químico, Especialista en Gestión de Ambiente y Producción, Master en Tecnología de Alimentos, Doctor en Ciencias Técnicas, Profesor Adjunto, Investigador. Departamento de Física. Facultad de Ingeniería. Universidad Nacional de Misiones. Misiones, Argentina.

Oquendo Ferrer Hilda

(hilda.oquendo@reduc.edu.cu). Ingeniera Industrial. Doctora en Ciencias Técnicas, Profesora Titular, Investigadora. Universidad de Camagüey “Ignacio Agramonte”. Camagüey, Cuba.

Pérez Martínez Amaury

(amaury.perez@reduc.edu.cu). Ingeniero Químico, Doctor en Ciencias Técnicas Profesor Titular. Departamento de Ingeniería Química. Facultad de Química. Universidad de Camagüey “Ignacio Agramonte”. Camagüey, Cuba.

ÍNDICE

INTRODUCCIÓN	13
CAPÍTULO I	
Generación y evaluación de alternativas tecnológicas para la utilización de la biomasa como fuente de productos químicos.....	15
Introducción	15
Generación de alternativas	17
Reutilización de herramientas existentes.....	17
Aprovechamiento integral de la caña de azúcar en instalaciones industriales de productos químicos	18
Conclusiones	23
Referencias bibliográficas.....	24
CAPÍTULO II	
Procedimiento para enfrentar el diseño de proceso bajo un enfoque de sostenibilidad en la industria química	27
Evolución del diseño de procesos químicos hacia un enfoque sostenible.....	27
Desarrollo de los enfoques metodológicos en el diseño de procesos químicos	28
Nueva propuesta metodológica enfocada a la sostenibilidad	29
Metodología	32
Referencias bibliográficas.....	37
CAPÍTULO III	
Análisis de los tópicos fundamentales para el diseño de plantas discontinuas aplicado a las operaciones fermentativas.El caso de la producción de etanol	43
Introducción	43
Conceptos básicos para el estudio de procesos discontinuos.....	44
Estrategias de transferencia de material entre tareas.....	44
Modelación de las etapas del proceso	45

Consideración de la incertidumbre en la síntesis, diseño y operación de procesos discontinuos	45
Planteamiento de la superestructura	45
Modelación matemática y optimización de procesos discontinuos	45
Clasificación de los modelos de optimización para la programación en procesos discontinuos	46
Integración de procesos en la síntesis, diseño y operación de procesos discontinuos	46
Aplicación del procedimiento a las operaciones de prefermentación y fermentación en la obtención de etanol	46
Conclusiones	50
Referencias bibliográficas	50

CAPÍTULO IV

Integración material y energética de los procesos en el esquema de una biorefinería	53
Introducción	53
Materiales y métodos	53
Resultados y discusión	56
Conclusiones	59
Referencias bibliográficas	60

CAPÍTULO V

Diseño óptimo de la tecnología de etanol empleando sustratos celulósicos aplicando la metodología de la superestructura	63
Introducción	63
Estado del arte	64
Aplicación de la superestructura	67
Estimación del tiempo de hidrólisis enzimática óptimo	71
Resultados y discusión	74
Conclusiones	75
Referencias bibliográficas	75

CAPÍTULO VI

Escalado primario de plantas para la obtención de biocombustibles y productos químicos de alto valor agregado a partir de la biomasa	79
Introducción	79
Procedimiento para el diseño de una planta piloto	80
Conclusiones	86
Referencias bibliográficas	87

CAPÍTULO VII

Los aspectos concernientes a la macrolocalización y tamaño de las instalaciones que procesan biomasa atendiendo a la incertidumbre en la demanda de los productos y la disponibilidad de las materias primas.....	89
La macrolocalización de plantas químicas.....	89
Factores a tener en cuenta en estudios de localización	89
Métodos paramacrolocalizaciónde instalaciones químicas.....	90
Generalidades de la resolución de problemas de macrolocalización y softwares de apoyo	92
Consideraciones metodológicas de la macrolocalización en el diseño de proceso.....	93
Descripción de los pasos a seguir en la macrolocalización.....	95
Modelos matemáticos asociados a la propuesta metodológica.....	97
Conclusiones	97
Referencias bibliográficas.....	99

CAPÍTULO VIII

Desarrollo y evaluación económica de una tecnología a escala industrial de un proceso para la elaboración de vino blanco común.....	103
Introducción	103
Estudios a escala de laboratorio	105
Estudio a escala planta piloto.....	112
Estudio a escala industrial	113
Conclusiones	116
Referencias Bibliográficas.....	117

INTRODUCCIÓN

Dr. Cs. Ing. Erenio Gonzalez Suarez

Facultad de Química y Farmacia. Universidad Central “Marta Abreu” de las Villas. Cuba

Dr. MSc. Ing. Juan Esteban Miño Valdés

Facultad de Ingeniería. Universidad Nacional de Misiones. Argentina

El concepto de que la biomasa es fuente de productos químicos y energía ha estado siempre presente en el pensamiento científico, no obstante, debemos reconocer que siempre se ha valorado con la visión parcial de utilizar algunas de sus partes en destinos específicos, e incluso en lo que sin duda ha sido la visión más avanzada como una vía de diversificar las producciones de la industria de la caña de azúcar y no con una concepción de uso integral de la biomasa.

Más recientemente, la crisis energética que se vislumbra con el agotamiento paulatino de los biocombustibles fósiles y el efecto negativo que se ha tenido en el medio ambiente, ha demandado la atención de los científicos y empresarios hacia el uso de las fuentes renovables de energía, sin embargo las carencias de productos químicos estarán también presente con el agotamiento paulatino de los combustibles fósiles y no será posible obtener productos químicos de primera necesidad como se ha venido haciendo de no considerar en su justa medida el impacto ambiental.

La idea del aprovechamiento de la biomasa como fuente de productos químico y energía tiene el peligro del uso inadecuado de la tierra, pues esto, incorrectamente presentado y en algunos países también mal ejecutado, ha dado lugar a una contradicción entre el uso de la tierra para alimentos o para los llamados agrocombustibles (biocombustibles).

Es fundamental considerar que el principio que debe gobernar cualquier propuesta del uso de la tierra debe ser: preservar y mejorar la calidad de vida de la población actual y de las generaciones futuras; para lo que sin dudas habrá que conjugar muchos factores entre los que se destaca el uso de tecnologías adecuadas, la conservación del medio ambiente y el uso adecuado de la tierra para diversos fines.

En este concepto, el enfoque de aprovechar integralmente la biomasa disponible y residual, como fuente de productos químicos y también de energía, con apoyo del concepto de biorefinería permite, a partir de un producto líder como el etanol con posibilidades tanto como biocombustible y como de materia prima para la ya conocida e industrializada ruta alcohólica, la apertura de un espectro de posibilidades y también de retos tecnológicos en la industrialización de todas las formas de biomasa como materias primas para una diversidad de productos químicos.

Las Nuevas Tecnologías para la obtención de bioproductos deben tener como requisito un mínimo impacto ambiental, debiendo ser del tipo de Tecnologías más limpias, en ello es necesario considerar que existen barreras para las tecnologías más limpias, en la que se destacan la falta de habilidad para determinar, seleccionar, importar, desarrollar y adaptar tecnologías de forma apropiada, la falta de datos, informaciones y conocimientos específicamente de tecnologías emergentes y a la falta de confianza de tecnologías no probadas, todo lo que justifica la necesidad de procedimientos y modelos que guíen los análisis para estos casos.

Por ello, se deben disponer de herramientas, en las que se destacan las metodologías científicas para la adquisición y adaptación de tecnologías, la selección, desarrollo, escalado y evaluación de tecnologías que se va asimilar y el diseño local de la tecnología más apropiada a cada realidad.

Para elaborar una adecuada decisión en las actividades de transferencia de tecnología en los procesos que usan biomasa como materia prima, no debemos olvidar que los procesos de obtención de bioproductos son procesos transformativos dominados por los principios de los fenómenos de transporte y de la Ingeniería de las reacciones químicas y fermentativas en los que descansa la industria de procesos químicos y en la que han sido debidamente caracterizados los problemas de incertidumbre en todas sus manifestaciones.

Por otro lado, considerando las potencialidades de la biomasa como fuente de productos químicos y energía, y su impacto en las economías regionales, en los estudios específicos están presente los problemas vinculados a las economías de los productores, lo que obliga a considerar con fuerza por un lado los tamaños de escala de las instalaciones industriales, limitados por los gastos de transportación y por otro el desarrollo de los procesos con este objetivo y las propias tradiciones de los pueblos que pueden ser reforzadas con los adelantos de la industria de procesos químicos y fermentativa y donde los procesos discontinuos son una alternativa siempre vigente.

En las condiciones actuales el uso de herramientas modernas para la industrialización de las diferentes formas de biomasa como fuente de productos químicos, alimentos y biocombustibles sin afectar las necesidades alimentarias y sin agredir el medio ambiente, es un problema cardinal del desarrollo al ser una clara demanda de la práctica y una potencialidad del conocimiento disponible en las instituciones de generación de conocimientos del sur.

Con este propósito, los editores han recopilado los trabajos que se presentan en este texto más que nada como una fuente de análisis, discusión y proyección para el trabajo futuro.

CAPÍTULO I

GENERACIÓN Y EVALUACIÓN DE ALTERNATIVAS TECNOLÓGICAS PARA LA UTILIZACIÓN DE LA BIOMASA COMO FUENTE DE PRODUCTOS QUÍMICOS

MSc. Lic. Inti González Herrera

Ing. Yenislidys Martínez Martínez

Facultad de Matemática Física y Computación

Universidad Central “Marta Abreu” de las Villas. Cuba

Dr. Cs. Ing. Erenio González Suarez

Facultad de Química y Farmacia. Universidad Central “Marta Abreu” de las Villas.

Cuba

Dr. MSc. Ing. Juan Esteban Miño Valdés

Facultad de Ingeniería. Universidad Nacional de Misiones, Argentina

Introducción

La transferencia tecnológica para los países receptores puede implicar riesgos muy serios en el momento de seleccionar la tecnología más adecuada. Es por ello necesario trabajar en utilizar métodos que propicien su mejor selección, considerando no solo factores técnicos, comerciales y económicos asociados a la tecnología, sino también de otros, tales como: la respuesta a un mercado pequeño, las restricciones de las materias primas, las limitaciones de calificación del personal y de infraestructura técnica que se incluyen en los métodos de la estrategia de procesos (Budde, 1982) y que han sido aplicados en las condiciones de la industria química y fermentativa cubana (Machado López *et al.*, 2007), sector en el cual se inscriben los biocombustibles y los coproductos químicos.

Por otra parte, no siempre los resultados científicos poseen el grado de terminación necesario para su introducción en la práctica productiva en condiciones reales de los países en desarrollo, debido a que por limitaciones financieras y concepciones erróneas que deben superarse, se han dedicado pocos recursos al acabado necesario de los resultados para su transferencia al sector productivo. En este sentido, se debe valorar como oportunidad que no debía ser descartada, sino más bien potenciada, la disponibilidad de nuevas tecnologías de obtención de energía y co-productos químicos de alto valor agregado en centros de generación de conocimientos de países del sur.

Debido a la incertidumbre presente en el impacto real de toda tecnología que va a ser transferida, es requerimiento trabajar en la concepción de un proceder sobre bases científicas que permita una justa selección con una visión multiobjetivo de la mejor tecnología, para lo cual se requiere de un trabajo colaborativo de especialistas de varias disciplinas.

Este trabajo colaborativo tiene como premisa que para encontrar soluciones a estos problemas en las condiciones del mundo moderno, es importante, tanto la posibilidad de generar soluciones propias como la capacidad de asimilar de forma inteligente y en las condiciones locales, procesos tecnológicos de producción originados en el exterior, para lo cual los modernos métodos cibernéticos son una poderosa herramienta de trabajo.

Las posibilidades de obtención de cualquier producto están determinadas, en primer lugar, por la existencia de materias primas disponibles, y en segundo, de tecnologías capaces de realizar su transformación en el producto deseado. De ello se infiere que sin biomasa no hay biocombustibles ni co-productos químicos, y sin tecnologías no hay transformación a co-productos químicos de alto valor agregado, de manera que los dos problemas científicos esenciales asociados a estos objetivos, son sin dudas, y en primer lugar, resolver la adecuada disponibilidad de biomasa, sin perder de vista que en muchas ocasiones la tierra destinada para estos cultivos “compite” con la destinada a otros, o que la propia biomasa puede ser destinada a objetivos alternativos, como el de la alimentación humana (éticamente prioritario); en segundo lugar, lograr tecnologías competitivas y pertinentes con las exigencias del desarrollo actual. Aspectos insoslayables son aquí el hecho de que toda tecnología requiere energía y genera residuos, así como que da lugar a costos, genera impacto ambiental y decide la calidad del producto final.

La diversidad de la biomasa y tecnologías disponibles permite estudiar varias alternativas de utilización de materiales y residuos (materias primas y residuos lignocelulósicos) como fuentes de obtención de productos químicos de alto valor agregado, a las que se asocian también otros problemas a resolver para hacer competitivas sus producciones, tales como: logísticos, tecnológicos, ambientales y financieros que incluyen los problemas de escala y transporte que deberán ser evaluados en cada contexto específico que como se ha demostrado por González Herrera *et al.* (2012), son susceptibles de ser optimizados, utilizando métodos y herramientas computacionales de apoyo a la toma de decisiones.

Con apoyo de estudios de mercado de energía y co-productos, así como de vigilancia tecnológica y disponibilidad de materias primas, definen las tecnologías de mayor opción para su asimilación en el país receptor.

Se requiere realizarse los estudios de evaluación técnica, energética, económica y ambiental para asimilar las tecnologías que se decidan. Es por ello que en los estudios previos inversionistas se determinan *ex-ante* sus posibilidades de éxito, tanto en lo tecnológico como en lo económico y lo ambiental, y en los que es requisito considerar desde el punto de vista metodológico, los problemas de incertidumbre (lo que no siempre se hace), agrupados según Rudd y Watson (1968) en cuatro direcciones, y ejemplificados para cuando se utiliza la biomasa como fuente de materias primas para energía y productos químicos (González Suárez, 2005), a saber:

Incertidumbre en los datos de diseño de los equipos.

Incertidumbre en la disponibilidad del equipamiento.

Incertidumbre a los cambios en el entorno.
Incertidumbre en los cambios futuros.

La generación de alternativas

La generación de alternativas es un proceso que debe llevarse a cabo de forma jerárquica. En primer lugar es necesario determinar los bienes que pueden producirse en base a las materias primas disponibles en la zona industrial y con las tecnologías conocidas. A continuación deben identificarse las tecnologías que ofrezcan mayores ventajas para una determinada producción. A continuación deben evaluarse los costos de implantación de una tecnología. Esto último se realiza a diferentes niveles de detalle y teniendo en cuenta los posibles procesos de retrofit necesarios en las industrias individuales.

Los pasos anteriores no son ejecutados necesariamente de forma secuencial sino que se van planteando alternativas que son refinadas mediante retoolimentación.

Para la generación de las alternativas debe crearse automáticamente una superestructura que represente las alternativas viables. El modelo matemático que represente esta superestructura puede ser creado a partir de las ontologías con un procedimiento similar al descrito en (Yang, A.; 2004a). Esta clase de modelos son de tipo MINLP.

A su vez la generación de los nuevos diseños puede llevarse a cabo utilizando gramáticas de grafo, aunque en este caso su uso estaría limitado a la interconexión entre industrias. Por último, sería necesario aplicar retrofit en algunas industrias con el objetivo de modificarlas con vistas a reutilizar sus corrientes internas, los enfoques explicados con anterioridad son viables para ello.

Reutilización de herramientas existentes

Durante el proceso de rediseño un número significativo de tareas son llevadas a cabo con la asistencia de herramientas de cómputo. Entre las herramientas fundamentales se encuentran los simuladores de procesos, las herramientas de dibujo de flujo, las bases de datos sobre de propiedades físico-químicas, las bases de datos sobre equipamientos, las hojas de cálculo y los paquetes de optimización. El problema con el uso de estas herramientas es que son de diferentes proveedores por lo que utilizan interfaces diferentes. Esto complica el proceso de rediseño y lo hace ineficiente.

El problema de la integración de herramientas ha sido abordado por los proyectos (Marquardt; 2008). El centro de las investigaciones ha sido el desarrollo de nuevos conceptos y soluciones de ingeniería de software para apoyar el diseño colaborativo. El enfoque de estos proyectos ha sido ofrecer un apoyo computacional centrado en el flujo de información con el objetivo de integrar las herramientas a ya desarrolladas. La decisión de integrar las herramientas desarrolladas está basada en el costo de desarrollo de los sistemas individuales.

La integración de la información está basada en el uso de diferentes herramientas, almacenes de datos, la creación de nuevas herramientas y la utilización de tecnologías semánticas. Como tecnología semántica desarrollaron una ontología libre, OntoCAPE, para representar los conceptos en el proceso de diseño. Esta ontología ha sido, entre otros resultados, para:

- Un nuevo enfoque para la integración de información (Brandt, S. C.; 2005).
- Un enfoque para el modelado conceptual de procesos (Yang, A.; 2004b).
- Un enfoque para generar, a partir del modelo conceptual de un proceso, el modelo matemático (Yang, A.; 2004a).

Con el objetivo de desarrollar herramientas de apoyo al rediseño, la integración de varias herramientas centrada en la información es aplicable. Este enfoque garantiza ciclos de desarrollos cortos a la vez que se obtienen sistemas de calidad. Como parte del desarrollo se deben construir paquetes que gestionen las tareas propias de rediseño como la generación de alternativas y la creación de la representación multiniveles de un diseño. Debe especificarse además extensiones a la ontología OntoCAPE que describan las formas de integración.

Aprovechamiento integral de la caña de azúcar en instalaciones industriales de productos químicos

Uno de los problemas más apremiantes en el desarrollo de biorefinerías es decidir las tecnologías que se empleen en las inversiones que se ejecuten en una zona industrial determinada. En el problema está presente que normalmente las producciones que utilizan la biomasa como fuente de productos químicos y energía son de escala regional debido a los altos costos de transportación de las materias primas y las limitaciones en la demanda de los productos. Por otro lado, muchas veces las materias primas son las mismas para diversos productos y las tecnologías son emergentes para nuevos productos.

En el caso de estudio, se tiene una zona industrial donde existen varias fábricas de azúcar con disponibilidades de materias primas (miel, bagazo y paja de caña), Tabla 1.1, producto de la utilización integral de la caña de azúcar.

Tabla 1.1: Disponibilidad de materias primas

Fábricas de Azúcar	Miel (ton)	Bagazo (ton)	Paja de caña (ton)
A	144 281.25	286 199.89	1 497 675
B	124 233.75	201 781.90	1 289 577
C	28 248.75	42 188.82	293 229
D	23 996.25	39 862.24	249 087
G	77 152.5	125 311.96	800 862

En la zona industrial están instaladas varias destilerías que no aprovechan totalmente su capacidad por falta de materias primas.

Tabla 1.2.: Capacidades ociosas en las destilerías

Destilerías	A	B1	B2	C	D	E
Capacidad (hL)	63 146.43	38 892.19	237 939.66	27 279.42	238 791.38	122 807.50

La tecnología instalada para la producción de etanol es a partir de las mieles. Se desea determinar si existe ventaja al introducir nuevas tecnologías para la producción de etanol y de productos adicionales como ácido cítrico y fulfural a partir de paja de caña y bagazo.

La capacidad de las destilerías debe satisfacerse completamente y la capacidad y localización de las plantas de ácido cítrico y fulfural está por determinarse.

Los siguientes símbolos han sido usados como parte de la formulación del problema a optimizar:

I - Conjunto de ingenios.

D - Conjunto de destilerías.

I_{me} - índice de conversión de una tonelada de miel en hectolitros de etanol.

I_{be} - Índice de conversión de una tonelada de bagazo en hectolitros de etanol.

I_{pe} - índice de conversión de una tonelada de paja de caña en hectolitros de etanol.

CP_{me} - costo de transformar una tonelada de miel en etanol.

CP_{be} - costo de transformar una tonelada de bagazo en etanol.

CP_{pe} - costo de transformar una tonelada de paja de caña en etanol.

$Precio_e$ - precio del etanol.

I_{bf} - Índice de conversión de una tonelada de bagazo en una tonelada de fulfural.

I_{pf} - índice de conversión de una tonelada de paja de caña en una tonelada de fulfural.

CP_{bf} - costo de transformar una tonelada de bagazo en fulfural.

CP_{pf} - costo de transformar una tonelada de paja de caña en fulfural.

$Precio_f$ - precio del fulfural.

I_{ma} - índice de conversión de una tonelada de miel en una tonelada de ácido cítrico.

I_{ba} - Índice de conversión de una tonelada de bagazo en una tonelada de ácido cítrico.

I_{pa} - índice de conversión de una tonelada de paja de caña en una tonelada de ácido cítrico.

CP_{ma} - costo de transformar una tonelada de miel en acido cítrico.

CP_{ba} - costo de transformar una tonelada de bagazo en acido cítrico.

CP_{pa} - costo de transformar una tonelada de paja de caña en acido cítrico.

$Precio_a$ - precio del acido cítrico.

$t_m(x, y): I \times D \rightarrow \mathbb{R}^*$ - es una función que indica el coste de transportación de una tonelada de miel entre dos puntos.

$t_b(x, y): I \times D \rightarrow \mathbb{R}^*$ - es una función que indica el coste de transportación de una tonelada de bagazo entre dos puntos.

$t_p(x, y): I \times D \rightarrow \mathbb{R}^*$ - es una función que indica el coste de transportación de una tonelada de paja de caña entre dos puntos.

IE_{bm} - Índice de conversión entre el valor del bagazo para producir etanol y el valor de la miel para producir etanol.

IE_{pm} - Índice de conversión entre el valor de la paja de caña para producir etanol y el valor de la miel para producir etanol.

Datos adicionales son:

$Miel_i$ - Cantidad de miel disponible en el ingenio i .

$Bagazo_i$ - Cantidad de bagazo disponible en el ingenio i .

$Paja_i$ - Cantidad de paja de caña disponible en el ingenio i .

$Demanda_d$ - Demanda de miel en la destilería d .

Las variables de decisión serán las siguientes:

$m_{i,d}^e$ - Indica la cantidad de miel transportada entre el ingenio i y la destilería d para producir etanol.

$b_{i,d}^e$ - Indica la cantidad de bagazo transportado entre el ingenio i y la destilería d para producir etanol.

$p_{i,d}^e$ - Indica la cantidad de paja de caña transportada entre el ingenio i y la destilería d para producir etanol.

$m_{i,j}^a$ - Indica la cantidad de miel transportada entre el ingenio i y la localización j para producir acido cítrico.

$b_{i,j}^a$ - Indica la cantidad de bagazo transportado entre el ingenio i y la localización j para producir acido cítrico.

$p_{i,j}^a$ - Indica la cantidad de paja de caña transportada entre el ingenio i y la localización j para producir acido cítrico.

$b_{i,j}^f$ - Indica la cantidad de bagazo transportado entre el ingenio i y la localización j para producir fulfural.

$p_{i,j}^f$ - Indica la cantidad de paja de caña transportada entre el ingenio i y la localización j para producir fulfural.

f_i - Variable binaria que indica si en el ingenio i existe una planta de fulfural.

Cf_i - Variable que indica la capacidad de la planta de fulfural del ingenio i .

A_i - Variable binaria que indica si en el ingenio i existe una planta de acido cítrico.

CA_i - Variable que indica la capacidad de la planta de acido cítrico del ingenio i .

La función objetivo se plantea para maximizar la ganancia:

$$G = G_{etanol} + G_{fulfural} + G_{acido\ citrico}$$

Ecuación 1.1

Donde:

$$G_{etanol} = \sum_{i \in I} \sum_{d \in D} m_{i,d}^e (I_{me} Precio_e - CP_{me} - t_m(i, d)) + \sum_{i \in I} \sum_{d \in D} b_{i,d}^e (I_{be} Precio_e - CP_{be} - t_b(i, d)) + \sum_{i \in I} \sum_{d \in D} p_{i,d}^e (I_{pe} Precio_e - CP_{pe} - t_p(i, d))$$

Ecuación 1.2

$$G_{fulfural} = \sum_{i \in I} \sum_{j \in J} b_{i,j}^f (I_{bf} Precio_f - CP_{bf} - t_b(i, j)) + \sum_{i \in I} \sum_{j \in J} p_{i,j}^f (I_{pf} Precio_f - CP_{pf} - t_p(i, j))$$

Ecuación. 1.3

$$G_{acido\ citrico} = \sum_{i \in I} \sum_{j \in J} m_{i,j}^a (I_{ma} Precio_a - CP_{ma} - t_m(i, j)) + \sum_{i \in I} \sum_{j \in J} b_{i,j}^a (I_{ba} Precio_a - CP_{ba} - t_b(i, j)) + \sum_{i \in I} \sum_{j \in J} p_{i,j}^a (I_{pa} Precio_a - CP_{pa} - t_p(i, j))$$

Ecuación. 1.4

Esta optimización está sujeta a las siguientes restricciones. En primer lugar la materia prima que sale de un ingenio tiene que ser menor que la disponible, por tanto:

$$\sum_{a \in D} m_{i,d}^e + \sum_{j \in I} m_{i,j}^a \leq Miel_i \quad \forall i \in I$$

Ecuación 1.5

$$\sum_{a \in D} b_{i,d}^e + \sum_{j \in I} b_{i,j}^a + \sum_{j \in I} b_{i,j}^f \leq Bagazo_i \quad \forall i \in I$$

Ecuación 1.6

$$\sum_{a \in D} p_{i,d}^e + \sum_{j \in I} p_{i,j}^a + \sum_{j \in I} p_{i,j}^f \leq Paja_i \quad \forall i \in I$$

Ecuación 1.7

Adicionalmente, debe satisfacerse la demanda de materia prima para la producción de etanol puesto que las plantas ya están instaladas

$$\sum_{i \in I} m_{i,d}^e + IE_{bm} \sum_{i \in I} b_{i,d}^e + IE_{pm} \sum_{i \in I} p_{i,d}^e = Demanda_d \quad \forall d \in D$$

Ecuación 1.8

Debemos calcular también la capacidad de las plantas de fulfural y ácido cítrico.

$$I_{bf} \sum_{i \in I} b_{i,j}^f + I_{pf} \sum_{i \in I} p_{i,j}^f = F_j CF_j \quad \forall j \in I$$

Ecuación 1.9

$$I_{ma} \sum_{i \in I} m_{i,j}^a + I_{ba} \sum_{i \in I} b_{i,j}^a + I_{pa} \sum_{i \in I} p_{i,j}^a = A_j CA_j \quad \forall j \in I$$

Ecuación 1.10

Restricciones adicionales pueden utilizarse con el objetivo de representar las demandas del mercado. Por ejemplo, establecemos que la producción de ácido cítrico no puede exceder las 200000 t, que la producción de fulfural no puede exceder las 40000 t y que no pueden instalarse más de 2 plantas de fulfural.

$$\sum_{i \in I} CA_i \leq 200000 \quad \text{Ecuación 1.11}$$

$$\sum_{i \in I} CF_i \leq 40000 \quad \text{Ecuación 1.12}$$

$$\sum_{i \in I} F_i \leq 2 \sum_{i \in I} F_i \leq 2 \quad \text{Ecuación 1.13}$$

Aquí varios de los índices utilizados dependerán de estimaciones vinculadas al costo inversionista de una determinada tecnología y su diseño en condiciones óptimas, para su explotación anual, lo que dependerá de la valoración de factores que para ser correctamente determinados deben ser incluido entre los procedimientos a ejecutar mediante las herramientas de

apoyo a las decisiones, como son entre otras: el diseño óptimo de los equipos, la integración de los procesos en lo material y energético y la consideraciones de disponibilidad requerida de los sistemas tecnológicos. Todo ello en las condiciones propias de incertidumbre de instalaciones industriales que no siempre tienen antecedentes de otra planta industrial trabajando. Además dentro de los indicadores se incluyen los referidos a la valorización de las materias primas que también dependerá de las tecnologías utilizadas y sus condiciones de conducción óptimas.

En el ejemplo estudiado los resultados de vinculación de las diferentes materias primas se presentan en la Tabla 1.3.

Tabla 1.3.: Vinculación de materias primas por tipo de producción
(miles de toneladas)

Instalación Derivados	Fábrica de Azúcar A			Fábrica de Azúcar B			Fábrica de Azúcar C			Fábrica de Azúcar D			Fábrica de Azúcar G		
	M	B	P	M	B	P	M	B	P	M	B	P	M	B	P
Destilería A			135.0												
Destilería B1						83.2									
Destilería B2						508.9									
Destilería C									58.3						
Destilería D									234.8	26.62	249.1				
Destilería E															262.7
Cítricos A			844.7												
Cítricos B						697.4									
Cítricos C								42.2							
Cítricos D											13.2				
Cítricos G														113.3	
Furfural A		286.2													
Furfural B					201.8									12.0	

Conclusiones

Aunque son muchas las posibilidades de uso de la biomasa, como materia prima para la obtención de productos químicos y energía, la aplicación de la Estrategia de Procesos con apoyo de las modernas herramientas de computos permiten evaluar con precisión las mejores alternativas de transformación y utilización de una biomasa determinada como fuente de productos químicos.

Para resolver problemas que inciden en la no competitividad de una empresa, tales como: logísticos, tecnológicos, ambientales y financieros que incluyen los problemas de escala y transporte que deberán ser evaluados en cada contexto específico, es factible que sean sus soluciones optimizadas, utilizando métodos y herramientas computacionales de apoyo a la toma de decisiones.

Debido al gran número de factores que se requieren considerar en la aplicación de la Estrategia de Procesos es necesario intensificar los estudios de simulación de tecnologías ya consolidadas y emergentes de utilización de la biomasa como fuente de productos químicos y energía, así como en la utilización adecuada y combinada de las herramientas de cómputo modernas, asimilando los software existentes, elaborando otros complementarios y estructurando adecuadamente la arquitectura del software en cada aplicación.

Referencias Bibliográficas

- Brandt, S. C., Jan Morbach, M. M. M. T. M. J. W. M. (2005)
Ontology-based information management in design processes. En: 16th European symposium on computer aided process engineering and 9th international symposium on process systems engineering. W. Marquardt & C. Pantelides (Eds.), Elsevier, pp. 2021–2026.
- Budde, K. (1982)
Komplexe Prozessanalyse. VEB Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie, Leipzig. ISBN 541-692-3, p. 151.
- González Suárez, E. (Editor) (2005)
Vías para el diseño de nuevas instalaciones de la industria química, fermentativa y farmacéutica. Editorial Científico Técnica, La Habana, Cuba, ISBN 959-05-0377-2, 263 p.
- González Herrera, I. Y.; González Suárez, E.; Castro Galiano, C.; Pérez Risset, R.
Tools for decision-making support in biorefineries development. Session Reference: 5DO.4.5. Memoria 20th European Biomass Conference, Milán, Italia, 18-22 de junio de 2012. ISBN: 978-88-89407-54-7.
- Machado López, J.; González Suárez, E.; León Garay, I.; González Cortés, M.
“Prospectiva tecnológica con apoyo del análisis de procesos en la industria química”, Centro Azúcar, 2007, Año 34, N° 2 (abril-junio), pp. 5-12, ISSN 2223-4861. Referenciada por: Latindex, Registrada en CITMA.
- Marquardt, M. N. W. (2008)
Lecture notes in computer science. In: Collaborative and Distributed Chemical Engineering. From Understanding to Substantial Design Process Support. Springer.
- Rudd, D. F. y Watson, C. C. (1968)
Strategy of Process Engineering, McGraw-Hill, New York, USA, ISBN: 0-409-90175-X / 0-7506-9230-8, p. 312.

Yang, A.; Marquardt, W.; Morbach, J. (2004)

From conceptualization to model generation: The roles of ontologies in process modeling. En: Sixth International Conference on Foundations of Computer-Aided Process Design. LPT, Lehrstuhl für Prozesstechnik, RWTH Aachen, Germany, pp. 591-594.

Yang, A.; Marquardt, W. (2004)

An ontology-based approach to conceptual process modelling. *Computer Aided Chemical Engineering* 18, 1159-1164.

CAPÍTULO II

PROCEDIMIENTO PARA ENFRENTAR EL DISEÑO DE PROCESOS BAJO UN ENFOQUE DE SOSTENIBILIDAD EN LA INDUSTRIA QUÍMICA

Dr. Ing. Amaury Pérez Martínez

Dra. Ing. Hilda Oquendo Ferrer

Dr. Ing. Pablo Galindo Llanes

Facultad de Química. Universidad de Camagüey “Ignacio Agramante y Loynaz”.
Cuba

Dr. Cs. Ing. Erenio González Suárez

Facultad de Química y Farmacia. Universidad Central “Martha Abreu” de Las Villas. Cuba

Evolución del diseño de procesos químicos hacia un enfoque sostenible

Actualmente el diseño de nuevos procesos químicos, debe velar por el cuidado ambiental y considerar aspectos sociales, además de las exigencias técnicas-económicas que de forma tradicional se han tenido en cuenta. Esto hace que el diseño sea más integral y la vez más complejo, debido al carácter sostenible.

Estas ideas, basadas en la sostenibilidad, promueven nuevas investigaciones encaminadas a la toma de decisiones oportunas, óptimas y sin que se comprometa el futuro de la humanidad. Están sustentadas primeramente en la importancia de la industria química en la economía mundial y en el impacto que ha generado su producción. Se plantea, que esta industria genera más de 70000 productos diferentes, como químicos básicos, especialidades químicas, productos de la vida y de consumo (KPMG, 2010), pero que la percepción pública no es favorable, lo cual se debe al crecimiento de los efectos secundarios del uso de químicos y el daño ambiental causado por las emisiones (ICCA, 2009). Otro aspecto que caracteriza a esta industria es el uso de fuentes de energía no renovables, que constituyen el 7% del uso de la energía del mundo (Lines, 2005).

Es evidente entonces, que el desarrollo alcanzado ha sido a expensas de aumentar los niveles de consumo de estos recursos, lo cual compromete la capacidad de las generaciones futuras para satisfacer sus propias necesidades (ONU, 2008). Los niveles de consumo de recursos naturales de los cuales hace uso este tipo de industria no son sostenibles por lo que es necesario procesos en los que se optimice el consumo de las materias primas, de energía, de agua y la generación de contaminantes, con el compromiso no solamente de un valor económico sino de otros indicadores como los ambientales y sociales.

Esta nueva perspectiva en el diseño de proceso constituye una tendencia reciente que le da un carácter integrador si se compara con surgimiento y

desarrollo; es decir, se ha evolucionado desde un diseño que no tenía en cuenta el hecho de que las fuentes naturales de energía son finitas, hacia la búsqueda de nuevas fuentes de materias primas renovables. Sin embargo, estos conceptos ya se venían tratando a partir de los años 80 donde se definió el concepto de sostenibilidad. Comienza a introducirse al diseño de procesos esta nueva dimensión, donde a partir de una adecuada planificación de un conjunto de tareas, las soluciones darían respuesta a mayor plazo, entendiéndose como “aquel proceso que ha desarrollado la capacidad para producir indefinidamente a un ritmo en el cual no agota los recursos que utiliza y que necesita para funcionar, y no produce más contaminantes de los que puede absorber su entorno, cubriendo los aspectos relacionados con la reducción de la vulnerabilidad humana” (Bakshi y Fiksel, 2003).

Desarrollo de los enfoques metodológicos en el diseño de procesos químicos

El diseño de proceso requiere de la selección, de aquellas alternativas que en base a un criterio predeterminado que cumplan con los objetivos deseados. Constituye un reto el abordaje desde el punto de vista metodológico, ya que es complejo, dada la limitación práctica de implementar una herramienta efectiva, o un algoritmo de cálculo o procedimiento secuencial, que contemple simultáneamente todas las etapas y variables que intervienen en el diseño (Scenna, 1999). Resulta aún más complicado cuando se trata de un diseño sostenible debido a la complejidad y multidimensión de la sostenibilidad. En este sentido, cabe destacar el hecho de que en la actualidad se requiere consolidar la dimensión social ya que adolece de metodologías lo suficientemente consolidadas para su evaluación.

En el mundo han sido diseñadas diferentes metodologías para llevar a cabo el diseño de procesos (Biegler y col., 1997, Cross, 1984, Peters y Timmerhaus, 1991, Rudd y Watson, 1968, Ulrich, 1984), sin embargo se necesita de su adecuación a las condiciones de determinados contextos. Una mejor comprensión de la evolución de los procedimientos metodológicos puede realizarse analizando diferentes etapas. Por ejemplo, durante los años 1981-1990, se plantearon diferentes pasos generales que siguen las corrientes de la de Ulrich, la de Cross y la de Douglas (Cross, 1984, Douglas, 1988, Ulrich, 1984). En esta etapa se continúa el desarrollo de los métodos para la confección del diagrama de flujo el cual ya era considerado esencial, se reconoce la necesidad del aprovechamiento energético y de las materias primas, se incorpora la optimización del proceso como un paso dentro de las tareas de diseño y se emplean métodos de cálculos computacionales. Sin embargo, aún las evaluaciones de los nuevos procesos se centran en aspectos técnicos-económicos. Los proyectos desarrollados en aquel entonces carecían de un indicador de impacto ambiental, a pesar de que se reconocía por expertos la necesidad social del cuidado ambiental.

Posteriormente se observa un auge en la aplicación de métodos modernos mediante el uso de diversos simuladores de procesos, los cuales no solamente contienen sofisticados algoritmos computacionales sino además

permiten procesar gran cantidad de información. Como elemento importante se destaca el surgimiento de aplicaciones como son el Aspen, el Hysis, Superpro Designer, Chemcad, los asistentes matemáticos Matlab y GAMS que facilitan la solución de modelos más complejos y el análisis de alternativas. Cobra auge el uso de modelos matemáticos para la representación de los procesos, dado por el hecho de que en 1991 se funda la organización de Ingeniería de Procesos Asistida por Computadoras (CAPE). Surge el enfoque conocido como sistemático, el cual es aplicado al diseño de procesos químicos y constituye hoy en día el paradigma del diseño integrado de procesos (Biegler y col., 1997, Smith, 2005, Seider y col., 2003, Dimian, 2003, Dimian y Sorin, 2008). Es un período donde surgen una gran diversidad de métodos que permiten desarrollar las diferentes tareas que conforman el diseño de procesos, algunos de ellos son: i) el método de *Retrofit*, (Rodríguez, 2005, Rodríguez y col., 2002) y (González y col., 2012), ii) el método basado en conflictos (Li, 2004), iii) el método de razonamiento basado en casos (Surma y Braunschweig, 1996, Hurme y Heikkila, 1999) y iv) el método de diseño axiomático (Leonard y Suh, 1994, Suh, 2001). En esta etapa se acrecentó la necesidad del uso de indicadores de sostenibilidad en el diseño de procesos. En tal sentido, la Asociación Europea de Ingenieros Químicos (IChemE), en el 2002 recomienda para evaluación de procesos industriales en operación, el uso de indicadores ambientales (agua, energía, materias primas, tierra, emisiones), económicos (ganancia, inversiones, impuestos, valor agregado) y sociales (trabajo, espacio de trabajo, superación, seguridad, sociedad) (IChemE, 2002). Schwarz, hace uso de los indicadores planteados por la IChemE y describe el uso de los mismos como una representación económica de la huella ecológica (Schwarz y col., 2002). Allen y Shonnard, describen el uso de los principios de la ingeniería verde y los indicadores en el proceso de diseño, obteniéndose respuestas (Allen y Shonnard, 2001), a decir de Harsem, ambiguas en la representación de la huella ecológica y el impacto ambiental (Harmsen y Powell, 2010). Se evidencia una fuerte tendencia al análisis de procesos para la construcción del diagrama de flujo, y el aprovechamiento energético y másico. Se destaca el uso de la computación y la toma de conciencia de la responsabilidad profesional en el cuidado del ambiente durante el diseño de procesos.

Nueva propuesta metodológica enfocada a la sostenibilidad

Como ya se explicó el diseño de procesos ha evolucionado hacia la obtención de diagramas de flujos flexibles y operables, al logro de una óptima integración másica y energética, al empleo de nuevas fuentes de energía y materias primas, la disminución de residuales, la posibilidad del uso de la computación en la generación y evaluación de alternativas; y constituye un reto el diseño de nuevas tecnologías sostenibles. Una nueva propuesta metodológica se debe sustentar en tales aspectos los cuales consideren las etapas de síntesis, de integración, de análisis y evaluación que se presentan en la Figura 2.1.

El Diseño de procesos puede definirse como aquella actividad creativa que genera ideas y luego las traduces en equipos y procesos para producir nuevos productos o mejorar significativamente los existentes (Douglas, 1988). La exitosa operación de una futura planta química o de un proceso energético dependerá siempre de su diseño. El proceso de toma de decisiones implícito en el mismo, debe estar fundamentado en un correcto conocimiento de todo lo concerniente en cuanto a las materias primas a emplear, las tecnologías factibles de usar, el precio, la calidad de los productos, la contaminación del ambiente, así como del dominio de un conjunto de variables de diseño y económicas que inciden en la futura competitividad del proceso objeto de diseño (Pedraza y González, 2005).

Figura 2.1.: Conceptos relacionados con síntesis, integración, análisis y evaluación de procesos.



Sistema de indicadores cuantificables considerados en el procedimiento

Esta propuesta metodológica utiliza indicadores que pueden cuantificarse y que responden a las dimensiones técnico-económicas, ambientales y sociales constituyen por tanto un sistema de indicadores de sostenibilidad (Schwarz y col., 2002, Sikdar, 2003). A continuación se describe de forma general cada uno de ellos.

Los indicadores técnicos tienen una influencia marcada en el diseño de proceso debido a que inciden directamente en el costo de producción o el costo de inversión, ver Figura 2.2.

Figura 2.2.: Descripción de los indicadores técnicos que utiliza el procedimiento

Capacidad de la planta: una de las formas de determinar la capacidad de la planta es mediante la demanda del mercado y el establecimiento de las capacidades iniciales que consideran los cambios en la demanda futura y los tiempos a los cuales debe hacerse esa ampliación (Rudd y Watson, 1968). También puede determinarse teniendo en cuenta la disponibilidad de las materias primas, recomendándose decidir por el criterio que resulte limitante.

Cantidad de materias primas disponible: se refiere a la cantidad de materia renovable y no renovable de que se dispone para afrontar la producción.

Tiempo real de operación: con relación al tiempo real de operación el factor fundamental para el cálculo es la estimación de la pérdida de día de trabajo por mantenimiento a los equipos.

Capacidad de los equipos y la cantidad de equipos redundantes: estará en función de las corrientes de materias primas, productos intermedios y finales, calculados por los balances de masa y energía, mientras que la cantidad de equipos redundantes, es posible determinarla siguiendo expresión de fiabilidad.

Por su parte los indicadores ambientales constituyen el instrumento de medida que posee el Sistema de Gestión Ambiental para medir el grado de contaminación que ejerce una industria sobre sus alrededores. Ellos se pueden determinar a partir de los balances de masa y energía. Se han definido, los indicadores de consumo (el consumo de materias primas renovables y no renovables, de agua y de energía), los de vertimiento (las emisiones de gases, las emisiones de líquidos y las emisiones de sólidos). Estos indicadores han sido propuestos por (Schwarz y col., 2002) y aplicados por otros autores (Dimian y Sorin, 2008, IChemE, 2002, Sikdar, 2003). Fueron desarrollados para relacionar el desarrollo ambiental y económico y pueden ser aplicados a al diseño de procesos químicos y al proceso de toma de decisión relacionado con la dimensión ambiental de procesos sostenibles ver Figura 2.3.

Figura 2.3.: Indicadores ambientales y forma de cuantificarlos.

<p>Indicadores de consumo</p> <ul style="list-style-type: none"> • El consumo de materias primas: se refiere a las cantidades de materias primas renovables y no renovables, consumidas por unidad de producto. Es posible contabilizar económicamente este indicador a partir del gasto de la materia prima renovable y no renovable y su por ciento en la estructura del costo de producción. • El consumo del agua: se refiere a la sumatoria de las cantidades de agua consumidas en el proceso por cada unidad de producto terminado y económicamente se determina a partir del gasto de agua y su por ciento dentro de la estructura del costo de producción. • El consumo de energía: se refiere al cálculo del consumo de energías renovables y no renovables en la industria, se requiere la realización de un balance de energía que indique el uso final de la misma, a qué etapas del proceso se dirige y cuáles son los patrones de consumo. Es posible contabilizar económicamente este indicador, a partir del gasto.
<p>Indicadores de vertimiento</p> <ul style="list-style-type: none"> • Emisiones de gases que se generan en un proceso se puede determinar a través de los balances e masa y energía. Estas emisiones se cuantificarán en función de su tipo, flujo y composición. Es posible contabilizarlo económicamente a partir del costo del tratamiento de residuales gaseosos, más las multas impuestas. • Emisiones de líquidos: los efluentes líquidos generados por cualquier proceso productivo que no cumplen los requerimientos de vertimiento son denominados residuales líquidos y su agresividad al ambiente está en dependencia de la carga contaminante (DBO, DQO, entre otros), la cantidad total de aguas residuales en metros cúbicos se obtiene de la suma de todos los flujos de aguas contaminantes y no contaminantes que se descargan en el colector o en la red de alcantarillado. De forma similar al indicador anterior, es posible contabilizar la emisión de líquidos. • Emisiones de sólidos es la cantidad de residuos de este tipo al igual que los anteriores es función de la tecnología del proceso productivo y la eficiencia del mismo y se puede determinar a partir de la sumatoria de las cantidades de emisiones de sólidos que se calculan a través de los balances de masa y energía. A su vez, es posible contabilizarlo económicamente a partir de los desembolsos que deben realizar las industrias por los costos por tratamientos de estos residuos y los desembolsos por multas y penalizaciones que le hacen a la industria.

Los indicadores económicos que se proponen son el Valor actual neto (VAN), Valor agregado (VA), Tasa interna de retorno (TIR) y Período de recuperación (PRD), son los más utilizados en la evaluación económica y son esenciales en los estudios de factibilidad de cualquier proyecto de ingeniería.

Desde el punto de vista de su utilización en la toma de decisiones para la mejor alternativa se puede emplear cualquiera pero se recomienda el VAN por ser menos sensible, además de ser una medida real de la cantidad de dinero obtenido al cabo de un tiempo. Sin embargo entre empresarios es más fácil entenderse con la TIR y el PRD y como se apreció en las encuestas un por ciento importante prefiere como criterio de decisión el PRD (Pérez y col., 2011).

Los indicadores sociales cuantificables que se seleccionaron a partir de la propuesta dada por (Schwarz y col., 2002, Sikdar, 2003), los cuales son: la cantidad de trabajadores y el nivel de satisfacción de la demanda. La determinación de ambos está directamente relacionada a la capacidad del proceso. El nivel de satisfacción establece la relación entre la capacidad y la demanda, atendiendo ésta a los requerimientos del proceso, por su parte la cantidad de trabajadores se utiliza la metodología propuesta por (Peters y Timmerhaus, 1991).

Metodología

En la Figura 2.4 se muestra el nuevo procedimiento para el diseño de procesos. El mismo consta de 18 pasos, uno de recogida de información, 10 de momentos de cálculo, seis de toma de decisiones, y uno para mostrar los resultados.

Paso 1: Producto (recogida de la información): el objetivo es determinar el producto que se demanda, su cantidad y sus criterios de calidad, así como la tecnología, las materias primas (fuente y calidad), la energía (fuente). Esta información se obtiene a través de dos vías: a) métodos de recopilación de información, donde las fuentes de información pueden ser estudios de mercado, información contenida en patentes, reportes científicos, entre otros; b) o a través de la síntesis de proceso, donde se generará a partir de la creatividad del equipo de diseñadores, el diagrama(s) de flujo(s), lo que se complementará con informaciones adicionales obtenidas por el método anterior.

Paso 2: Selección de la tecnología: el objetivo es seleccionar (de la literatura) o generar (a través de la síntesis de proceso) la primera tecnología asociada al producto demandado, la cual será analizada a través de este procedimiento.

Paso 3. Definición del esquema tecnológico: este paso tiene como objetivo definir el esquema tecnológico utilizando el diagrama de flujo como simbolismo esquemático para visualizar la topología (esquema estructural del proceso), realizar suposiciones que reduzcan la complejidad del problema y así facilitar, posteriormente, el diseño de los equipos. Cuando se requiere de la síntesis de proceso para generar el esquema tecnológico, se puede utilizar cualquier método reportado en la literatura, aunque se propone el Diagrama de la cebolla, modificado por (Dimian, 2003)(Jiménez, 2003).

Paso 4. Estimación de la capacidad de la planta: la finalidad de este paso es estimar la capacidad de la planta a partir de la demanda del mercado y la disponibilidad de materias primas. Se debe determinar la incertidumbre financiera, en la disponibilidad de las materias primas a partir del método propuesto por (Mayo, 1998, Oquendo, 2002, Rudd y Watson, 1968) y las adecuaciones a la agroindustria cubana realizadas por Oquendo en 2002.

Además se deben calcular los indicadores sociales (nivel de satisfacción de la demanda y el número de trabajadores) mediante el método propuesto por (Peters y Timmerhaus, 1991).

Paso 5. Realización del estudio de macrolocalización: El objetivo es determinar la cantidad de materia prima (indicador técnico) disponible a partir de la mejor ubicación del proceso donde se minimice el costo de transportación de la materia prima. (Pérez y col., 2008)

La localización está condicionada por factores que pueden ser cuantificables en términos económicos y otros cuya incidencia puede solo ser medida considerando métodos subjetivos (Medina y col., 2009).

Estos factores pueden cuantificarse a través de la formulación de un problema lineal de optimización, donde la función objetivo es el costo de transportación y las variables a determinar son la cantidad de materia prima y el producto líder a distribuir propuesto por (Pérez y col., 2008).

Paso 6. Realización de balances de masa y energía: el objetivo de este paso es realizar los balances de masa y energía, considerando o no la incertidumbre, los cuales serán de utilidad para determinar la capacidad de los equipos en pasos posteriores. Para el procedimiento, resulta imprescindible determinar el flujo y la composición de todas las corrientes que intervienen en el proceso (materia prima, intermedia, producto final o residual), con la finalidad de aprovechar la energía y los materiales que intervienen.

En este paso se calculan los indicadores medioambientales. Estos resultados se utilizan en los dos pasos posteriores para comparar los indicadores ambientales con las normas vigentes sirviendo de datos para la toma de decisión asociada a la compatibilidad ambiental de la alternativa tecnológica que se está evaluando.

Paso 7. Constatación de la disponibilidad y consumo de la materia prima: este constituye el primer paso de evaluación, donde el objetivo de esta toma de decisión es comparar el indicador técnico (disponibilidad de las materias primas) con el ambiental (consumo de las materias primas). Si el consumo es mayor que la disponibilidad, debe retornarse al paso de estimación de capacidades y fijarse una capacidad menor.

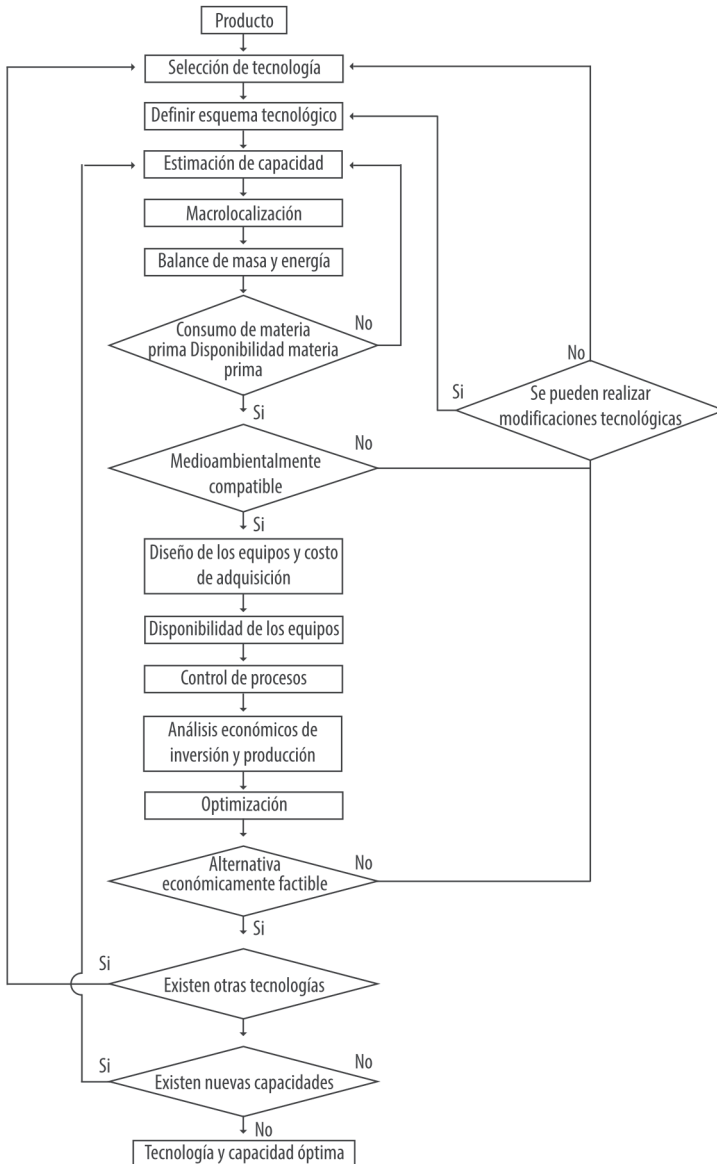
Paso 8. Constatación de la compatibilidad ambiental: este constituye el segundo paso de toma de decisiones, el objetivo es comparar las cantidades de residuales gaseosos como de líquidos y sólidos calculadas anteriormente con las regulaciones establecidas para el vertimiento de estos residuales y así continuar o no el análisis de la tecnología a través del procedimiento.

Otros indicadores como el consumo de agua y energía renovable y no renovable, también pueden ser comparados con los estándares de consumo lo que depende del tipo de alternativa o producto que se esté analizando.

En este paso es posible determinar si la alternativa tecnológica cumple con los requisitos ambientales. En caso de que no cumpla estos requerimientos se pasa a analizar si se pueden realizar modificaciones tecnológicas. Si se cumple con las normas ambientales esta alternativa tecnológica se clasifica como viable (si sus materias primas y energía son renovables) o se clasifica

como compatible con el ambiente (fuentes no renovables) y se continúa con el paso correspondiente al diseño de los equipos y determinación de los costos de adquisición.

Figura 2.4.: Procedimiento metodológico para el diseño de procesos



Paso 9. Realización de modificaciones tecnológicas: es un momento de toma de decisiones que permite escoger entre la posibilidad de realizar modificaciones tecnológicas o seleccionar una nueva tecnología. La decisión forma parte de la experiencia del equipo de diseñadores y los objetivos planteados en el proyecto de diseño.

Las nuevas modificaciones pueden ser la sustitución de equipamiento o la adición de nuevos equipos utilizando cualquier método para llevar a cabo la síntesis de procesos, como se explicó con anterioridad. El objetivo de estas modificaciones responderá fundamentalmente, a la disminución del impacto ambiental o el incremento de la cantidad de producto a obtener. En caso de que se pueda realizar las modificaciones se retorna a la definición del nuevo esquema tecnológico. En caso contrario se rechaza la alternativa y se retorna al paso de la selección de otra tecnología.

Paso 10. Determinación de la capacidad de los equipos y el costo de adquisición: en este paso se debe determinar los parámetros de diseño, la capacidad de los equipos y la cota mínima de cada uno de ellos a partir de los resultados obtenidos de los balances de masa y energía. Los parámetros de diseño (volumen, área de transferencia de calor, entre otros) estarán en función del objetivo de trabajo de los equipos.

El cálculo del costo de adquisición de cada uno de ellos se determinará a partir de los parámetros de diseño que lo caracterizan y su capacidad a través de un ajuste de escala y actualización de su costo según lo propuesto por (Peters y Timmerhaus, 1991).

Paso 11. Determinación de la disponibilidad de los equipos: el objetivo es calcular el número óptimo de equipos redundantes que se debe adquirir e instalar para que la disponibilidad del equipamiento sea máxima y aumentar el tiempo real de operación de la planta. El método que se propone es el planteado por (Rosa, 1996).

Paso 12. Control automático de procesos: este paso tiene como objetivo estimar el costo del control de proceso a partir de la selección de la estrategia de control, las variables a controlar, las variables manipuladas y el equipamiento que interviene en los lazos de control. Se propone seguir un conjunto de acciones propuestas por (Pérez y col., 2012a).

Paso 13. Realización del análisis económico: el objetivo es estimar los costos de inversión utilizando la metodología propuesta por Peters y Timmerhaus en 1991 incluyendo toda su estructura de costo y los costos de producción de la planta. Además se deben estimar los ingresos de la planta para así poder calcular los indicadores dinámicos de valor actual neto (VAN), tasa interna de rentabilidad (TIR) y el periodo de recuperación descontado (PRD) y el valor agregado (VA).

Paso 14. Optimización: el objetivo de este paso es determinar los parámetros óptimos de la planta. En esta propuesta metodológica, los cálculos pueden ser implementados en EXCEL y MATLAB, definiéndose como función objetivo maximizar el VAN; por lo que la optimización es mono-objetivo (Grossmann y Sargent, 1979). Las restricciones bajo las cuales la bús-

queda se lleva a cabo son las relaciones adicionales en forma de balances de materia y energía y de ecuaciones de diseño.

El tipo de relaciones que define la función objetivo y las restricciones del sistema sirven para clasificar el problema. Una vez determinado la región del óptimo se sugiere realizar un análisis de sensibilidad de las variables optimizadas para ver su influencia en la función objetivo.

Paso 15. Alternativa económicamente factible: en este paso de toma de decisión se valora si la alternativa tecnología es factible o no desde el punto de vista económico, pero sin perder de vista que ya es compatible con el ambiente. La toma de decisiones pudiese basarse solamente en considerar si el VAN es positivo, se selecciona la tecnología y se continúa hacia el siguiente paso. Sin embargo, se propone en este procedimiento considerar el análisis de los indicadores económicos dinámicos de forma sistémica.

De esta manera quedaría seleccionada sólo aquella alternativa tecnológica que permita producir un producto competitivo en el mercado, y que ya ha sido analizada desde el punto de vista técnico y ambiental en pasos previos. De no ser seleccionada se debe retornar a la realización de modificaciones tecnológicas.

Siempre que las materias primas y la energía sean renovables, las alternativas tecnológicas que lleguen a este paso, serán viables, equitativas y soportable; y por tanto sostenibles. Esto se debe a que han sido evaluadas en cada una de las tomas de decisiones para cada una de las dimensiones de la sostenibilidad. Si las fuentes son no renovables, la alternativa tecnológica que se evalúa es compatible con el ambiente y factible económicamente.

Paso 16. Existencia de otras tecnologías: en esta toma de decisión se comparan el conjunto de alternativas tecnológicas a través de los indicadores cuantitativos que pertenecen a la dimensión técnico-económica y ambiental. La toma de decisión estará en dependencia de los objetivos trazados previamente para la selección de la mejor alternativa tecnológica. Una vez que se hayan agotado todas las tecnologías se selecciona la mejor que dentro de su clasificación presente los mejores indicadores técnicos, económicos, ambientales y sociales.

Paso 17. Existencia de nuevas capacidades: el objetivo es analizar la existencia de nuevas capacidades para la alternativa tecnológica seleccionada en el paso anterior, siempre y cuando la capacidad seleccionada cumpla con la disponibilidad de materias primas. En este paso se puede mejorar el nivel de satisfacción de la demanda (indicador social), por lo que se incide en la dimensión social.

Paso 18. Selección de la tecnología óptima (sostenible o no): el objetivo es seleccionar la alternativa tecnológica óptima desde el punto de vista ambiental, técnico-económico y social, mediante la creación de una tabla donde se resumen los resultados de todos los indicadores que se cuantifican.

El proceso de toma de decisiones tiene gran importancia ya que permite ir caracterizando en diferentes estadios la alternativa tecnológica bajo diseño. La toma de decisiones en este procedimiento siguió un modelo de toma

de decisiones, donde supone que se pueden y se deben analizar todas las alternativas y de éstas escoger la mejor (óptima). Este modelo permite reconocer las interacciones con el entorno: económico, social y ambiental haciendo realista el análisis y por ende, el proceso mismo de decisión. Posibilita además, conocer si la alternativa tecnológica clasifica dentro las dimensiones de la sostenibilidad (viable, soportable y equitativa) y si es sostenible. Para la clasificación de la alternativa tecnológica en función de la sostenibilidad, el autor asume como alternativa tecnológica sostenible: como aquella que sus fuentes de materias primas y energía son renovables y al ser evaluada (toma de decisión) por el procedimiento propuesto, es viable, soportable y equitativa. En la tabla 2.1 se muestran los pasos de tomas de decisiones que determinan la clasificación de la alternativa tecnológica bajo diseño, según criterios de sostenibilidad.

Tabla 2.1.: Clasificación de las alternativas tecnológicas según el momento de las tomas de decisiones del procedimiento que se propone

Toma de decisiones Pasos	Clasificación de la alternativa tecnológica	
	con fuentes de materias primas y energía no renovables	con fuente de materias primas y energía renovables
Ambientalmente compatible	Compatible con el ambiente	Soportable
Económicamente factible	Factible económicamente y compatible con el ambiente	Soportable, viable y equitativa (sostenible)

Fuente: citar tesis.

Referencias Bibliográficas

- Allen , D. T. y Shonnard, D. R. (2001)
Green engineering: environmentally conscious design of chemical processes and products. *AIChE J*, 47, 1906 - 1910.
- Bakshi, B. R. y Fiksel, J. (2003)
The quest for sustainability: Challenges for process systems engineering. *AIChE Journal*, 49, 1350-1358.
- Biegler, L.; Grossmann, I. y Westerberg, A. W. (1997)
Systematic Methods of Chemical Process Design, Upper Saddle River, NJ, USA, Prentice Hall.
- Cross, N. (1984)
Developments in Design Methodology, Chichester, John Wiley & Sons.
- Dimian, A. C. (2003)
Integrated design and simulation of chemical process, Amsterdam, The Netherlands, Elseiver.

- Dimian, A. C. y Sorin, C. (2008)
Chemical Process Design. Computer-Aided case study., Weinheim, Germany, Wiley VCH.
- Douglas, J. M. (1988)
Conceptual Design of Chemical Process, New York, McGraw-Hill.
- Douglas, J. M. y Siirola, J. J. (2001)
Conceptual design and process synthesis, Cache, New York, Comput. Chem. Eng. Educ.
- Fernandez Cuesta, C. (1990)
El estado del valor añadido. *Técnica Contable*, XLII,, 171-178.
- Fonei, J. (1989)
La formulación y evaluación técnica económica de proyectos industriales, La Habana.
- Fullana, P. (1997)
Análisis del Ciclo de vida, España, Editorial Rubes.
- González, E.; Rosa, E.; González, V.; Espínola, F. y Castro, E. (2012)
Los estudios previos inversionistas para la transferencia de tecnologías en la producción de bioetanol. In: GONZÁLEZ, E. & CASTRO, E. (eds.) *Aspectos técnico-económicos de los estudios previos inversionistas para la producción de etanol de caña de azúcar*. Jaén: Universidad de Jaén.
- Grossmann, I. E. y Sargent, R. W. H. (1979)
Optimum design of multipurpose chemical plants. *Industrial & Engineering Chemistry Process Design Development*, 18, 343.
- Harmsen, J. y Powell, J. B. (2010)
Sustainable development in the process industries. Cases and Impact, New Jersey, John Wiley & Sons, Inc.
- Hurme, M. y Heikkila, A.M. (1999)
Conceptual design of inherently safer processes by genetic algorithms and case-based reason,. In: PRES'99, 1999 Budapest. 341-346.
- ICCA (2009)
Executive summary of the ICCA report: Innovations for greenhouse gas reductions.
- Icheme (2002)
Sustainable Development Progress Metrics: Recommended for Use in the Process Industries.
- Jiménez, A. (2003)
Diseño de Procesos en Ingeniería Química, Celaya. México, Reverté S.A.

- Johns, W. R. (2001)
Process synthesis: poised for a wider role. *Chem. Eng. Progr.*; April, 59-65.
- KPMG (2010)
Norganic chemicals market and opportunities. Available: http://ibef.org/download%5CInorganic_Chemicals_170708.pdf.
- Krus, A. Y Klemes, J. (1984)
Readiness of Evaluation of Chemical Process Plant. *In: CHISA'84, 1984 Praha.*
- Li, X. (2004)
Conflict-based Method for Conceptual Process Synthesis. Thesis for the degree of Doctor of Science (Technology), Lappeenranta University of Technology.
- Lines, M. (2005)
Views on key issues facing the chemical industry. In transforming sustainability strategy into action. *In: B. Beloff, Lines, M. & Tanzil, D. (eds.) Transforming sustainability strategy into action-The chemical industry.* New Jersey: John Wiley & Sons.
- Macias, R. (1992)
Economía de empresas, inversiones y financiación, La Habana, Editorial pueblo y educación.
- Mahalec, V. y Motard, R. L. (1977)
Procedures for the Initial Design of Chemical Processing Systems. *Comput. Chem. Eng.*, 1, 57.
- Mayo, O. (1998)
Técnicas básicas de optimización, La Habana.
- Medina, J. R., Romero, R. L. y Pérez, G. A. (2009)
Localización de una planta industrial: revisión crítica y adecuación de los criterios empleados en esta decisión. *Revista Mexicana de Ingeniería Química*, 8, 271-274.
- ONU (2008)
Aniversario del primer informe que introdujo el concepto de Desarrollo Sostenible [Online]. Available: <http://www.un.org/radio/es/detail5190.html> [Accessed Septiembre 2012].
- Oquendo, H. (2002)
Consideración de la incertidumbre de la demanda y la disponibilidad de las materias primas en la determinación de las nuevas capacidades de producción de derivados de la caña de azúcar. Tesis para la obtención del

Grado Científico de Doctor en Ciencias Técnicas Universidad de Camagüey.

Pedraza, J. y González, E. (2005)

Consideración de la incertidumbre en los parámetros de diseño de los equipos. En: GONZÁLEZ, E. (ed.) *Vías para el diseño de nuevas instalaciones de la industria de procesos químicos fermentativos y farmacéuticos*. La Habana: Científico-Técnica.

Pérez, A.; Benítez, I.; Oquendo, H.; Julián, M. C. y Galindo, P. (2012a)

Integración del diseño del sistema de control automático al diseño total de una planta para obtención de alimento animal a partir de residuos de la industria azucarera.: ICIDCA.

Pérez, A.; Cervantes, E.; Julian, M. C.; González, E.; Gómez, A.; Oquendo, H.; Galindo, P. y Ramos, L. (2012b)

Procedimiento para enfrentar tareas de diseño de procesos de la industria azucarera y sus derivados. *Revista Mexicana de Ingeniería Química*, 12, 333-349.

Pérez, A.; González, E.; Oquendo, H. y Galindo, P. (2011)

Criterios para la toma de decisiones en los procesos inversionistas. *Revista Centro Azúcar*, Vol-2011, 7-13.

Pérez, A.; Oquendo, H. y González, E. (2008)

Metodología para la macrolocalización de plantas de la industria de procesos, considerando la incertidumbre y la integración de estos. *Revista Centro Azúcar*, Volumen-2008.

Rodríguez, A. (2005)

Metodología para el retrofit de procesos químicos basada en una representación jerárquica. Doctor en Ingeniería Química y de Procesos, Universitat Rovira i Virgili.

Rodríguez, A.; López-Arévalo, I.; Bañares-Alcántara, R. y Aldea, A. (2002)

Integrated framework for the retrofit of processes. In: 9º Congreso Mediterráneo de Ingeniería Química, 2002 Barcelona, España. 26-29.

Rosa, E. (1996)

Análisis de alternativas de inversión en la industria química considerando la fiabilidad de los equipos. Tesis presentada en opción al Grado Científico de Doctor en Ciencias Técnicas, Universidad Central "Marta Abreu" de las Villas.

Rudd, D. y Watson, C. (1968)

Strategy of Process Engineering. New York, Wiley.

Rudd, D. F. (1968)

The Synthesis of Process Designs, I. Elementary Decomposition Principle. *AICHE J.*, 14, 342.

- Santos, R. (1999)
Análisis de alternativas para reactivación de las plantas de Torula. Tesis para la obtención del Grado Científico de Doctor en Ciencias Técnicas, Universidad Central “Marta Abreu” de las Villas.
- Scenna, N. J. (1999)
Modelado, simulación y optimización de procesos químicos.
- Schwarz, J., Beloff, B. y Beaver, E. (2002)
Use sustainability metrics to guide decision - making *Chem. Eng. Prog.*, 98, 58 – 63.
- Seider, W. D.; Seader, J. D. y Lewin, D. R. (2003)
Product and Process Design Principles, New York, USA, Wiley.
- Sikdar, S. K. (2003)
Sustainable Development and Sustainability Metrics. *AIChE Journal*, 49, 1928-1932.
- Smith, R. (2005)
Chemical Process Design and Integration, Chichester, John Wiley & Sons Ltd.
- Suh, N. P. (2001)
Axiomatic Design-Advances and Applications, USA, Oxford University Press.
- Surma, J. y Braunschweig, B. (1996)
REPRO: supporting flowsheet design by case-base retrieval, 1. *Eng. Appl. Artif. Inte.*, 9 385.
- Ulrich, G. D. (1984)
A Guide IO Chemical Engineering Process Design and Economics, New York, John Wiley and Sons, Inc.

CAPÍTULO III

ANÁLISIS DE LOS TÓPICOS FUNDAMENTALES PARA EL DISEÑO DE PLANTAS DISCONTINUAS APLICADO A LAS OPERACIONES FERMENTATIVAS. EL CASO DE LA PRODUCCIÓN DE ETANOL

Dra. Ing. Yaillet Albornas 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.

Dr. MSc. Ing. Juan Esteban Miño Valdés

Facultad de Ingeniería. Universidad Nacional de Misiones. Argentina

Introducción

Con el creciente avance en las últimas décadas de las técnicas de modelación, los métodos algorítmicos y tecnologías computacionales, se han logrado exitosas aproximaciones mediante la optimización a la planificación de plantas discontinuas. Los procesos batch ofrecen la ventaja de que incrementan flexibilidad con respecto a la variedad de productos, el volumen de producción, y el rango de recetas que se pueden procesar en un equipo específico, sin embargo, en contraste con los sistemas de producción continuos, la organización de la producción puede ser significativamente complicada por el gran número de lotes involucrados, la desigualdad de caminos de producción y las variaciones en las demandas del producto. De aquí la importancia del desarrollo de modelos basados en las reglas que rigen los procesos discontinuos para la determinación del diseño y la organización óptima de plantas discontinuas. Tal como lo afirman varios estudiosos del tema, los modelos reales que describen las etapas del proceso, permiten reducir en gran medida el espacio existente entre la teoría y la práctica.

Si bien es cierto que en la actualidad existe un gran número de procesos discontinuos en funcionamiento y a pleno rendimiento, también lo es que no se cuenta con una guía organizada que pueda ser consultada en forma de diagrama, para la síntesis y dimensionamiento óptimo de procesos discontinuos, por lo que el presente trabajo tiene como objetivo fundamental, a partir de la fundamentación teórica y trabajos previos, desarrollar un procedimiento en forma de diagrama heurístico para la síntesis y dimensionamiento óptimo de procesos discontinuos. Dicho procedimiento servirá de guía a futuras investigaciones y al ser elaborado por los autores se considera una novedad del presente trabajo.

Conceptos básicos para el estudio de procesos discontinuos

De forma general una planta química discontinua se puede considerar como un ensamblaje de equipos de proceso de varios tipos y tamaños; capaz de llevar a cabo una serie de tareas diferentes en modo de operación discontinuo o semicontinuo. Un análisis general del proceso permite ver la topología del proceso, tal como lo afirman (Qian *et al.* 2009), analiza los mecanismos de asignación de los equipos a las tareas de asignación fija y flexible. De acuerdo con lo analizado por (Corsano *et al.* 2006), atendiendo a la ruta de producción requerida para el producto la planta puede ser, Multiproducto como lo abordan (Kopanos y Puigjaner 2010), Multipropósito secuencial y no secuencial o Multiplanta como analizan (Pan *et al.*, 2008) (Corsano 2005 y Corsano *et al.* 2006).

Tal como lo han descrito (Smith 2005 y Albernas *et al.* 2011 b) para la representación del proceso sintetizado, la representación gráfica más empleada es el Diagrama de Gantt, el cual ilustra el nivel de utilización de las unidades de proceso y almacenamiento por los diversos productos a lo largo del tiempo. Otros tres conceptos abordados entre otros, por Sabadí (2010) esenciales a la hora de analizar los procesos discontinuos que son el tiempo de espera de etapa, el tiempo del ciclo limitante (TCL) y el Tiempo total del proceso (TTP).

Una de las estrategias que se aplican comúnmente para la reducción del TTP es el solapamiento entre etapas, lo cual de acuerdo con lo planteado por (Acevedo y González 1999), cuando el proceso opera sin solapamiento entre etapas, el tiempo del ciclo limitante es, por definición, igual al tiempo total del proceso; mientras que el solapamiento permite reducir dicho tiempo. Esta estrategia permite reducir el TCL, lo cual permitirá un aumento de productividad o la reducción de los tamaños de los equipos implicados (Albernas *et al.* 2011a). Un procedimiento para reducir los tiempos muertos consiste en la combinación de tareas consecutivas. La combinación de tareas no suele permitir disminuciones en el TCL, pero reduce el número total de unidades de proceso necesarias, permitiendo la disminución de los costos de inversión Smith (2005).

Estrategias de transferencia de material entre tareas

Uno de los pasos más delicados dentro de un proceso discontinuo se produce en el momento en que, después de haber finalizado una determinada etapa j , el producto intermedio resultante debe trasladarse a otro equipo para la realización de la etapa $j' + 1$. La estabilidad de dicho producto intermedio y la disponibilidad de los equipos adecuados en el momento oportuno imponen una serie de restricciones que se deben cumplir simultáneamente. Según (Albernas *et al.* 2011a) estas restricciones quedan generalmente enmarcadas dentro de alguna de las siguientes situaciones: tiempo de espera nulo o cero espera abordado por (Corsano *et al.* 2007). Por otra parte Corsano (2005) abordó otras reglas como el tiempo de espera limitado; el almacenaje intermedio ilimitado y limitado. Según (Hegyhati *et al.* 2011), cuando la cantidad límite de almacenaje es suficientemente grande, la situación es equivalente a

la de almacenaje intermedio ilimitado. En la práctica, cada etapa de proceso estará sujeta a diferentes reglas de transferencia afirmando que la red de proceso opera bajo condiciones de almacenaje intermedio mixto (Acevedo y González 1999); Smith (2005).

Modelación de las etapas del proceso

Aspecto de vital importancia y que le aporta robustez al estudio, es tratar cada una de las etapas involucradas en el proceso de acuerdo a los modelos que la describen. Dichos modelos pueden ser fenomenológicos con las principales ecuaciones de diseño para el diseño de la etapa y/o apoyados por modelos estadísticos que ayudan a determinar los valores experimentales de cada una de las variables involucradas en el proceso como lo afirma Corsano (2005).

Consideración de la incertidumbre en la síntesis, diseño y operación de procesos discontinuos

La programación de operaciones ha sido generalmente el resultado de un análisis de información conocida o establecida y confiable. La mayoría de las plantas químicas se enfrentan a eventos inesperados en su operación, los cuales afectan la programación de las operaciones, es decir la incertidumbre es un elemento presente en el análisis de procesos discontinuos y ha sido considerada en muchos trabajos previos (Ierapetritou and Pistikopoulos 1996, Li and Ierapetritou 2007, Barbosa 2007, Castro *et al.* 2009). El éxito en el tratamiento de la incertidumbre en la programación de operaciones puede ser considerada como la habilidad de alcanzar una ejecución apropiada de la programación predicha a pesar de la ocurrencia de eventos no previstos Bonfill (2006). Por otra parte Sabadí (2010) refiere que existen dos formas de enfrentar este problema en el análisis a nivel de operaciones, de forma preactiva y reactiva.

Planteamiento de la Superestructura

De acuerdo con lo planteado por Corsano (2005) y (Corsano *et al.* 2007), la metodología de resolución que contempla en forma esquemática todas las posibles configuraciones de una planta discontinua en un mismo modelo y que es formulada de acuerdo al conocimiento del diseñador, se le denomina “superestructura”.

Modelación matemática y optimización de procesos discontinuos

Las dos etapas fundamentales de la optimización son la formulación del modelo y la resolución y validación de dicho modelo. Según Smith (2005), de acuerdo a la forma matemática del problema los modelos matemáticos de optimización se pueden clasificar en LP (Programación lineal); NLP (Programación no lineal), MILP (Programación Lineal Entera Mixta) y MINLP (Programación no lineal entera mixta).

Clasificación de los modelos de optimización para la programación en procesos discontinuos

Para la obtención de modelos de optimización para la programación de procesos discontinuos (Méndez *et al.* 2006) propuso un esquema a seguir que presenta cuatro aspectos fundamentales: la representación del tiempo, los balances de materiales, la representación de los eventos y la función objetivo a obtener (Albernas *et al.* 2011 a).

Integración de procesos en la síntesis, diseño y operación de procesos discontinuos

La integración de procesos desarrollada a través de la tecnología Pinch permite la optimización del uso de la energía y el diseño sustentable de los sistemas relacionados con ésta. Esta tecnología es partidaria de la exploración de la recuperación de la energía máxima dentro del proceso a través del intercambio de calor de proceso-proceso antes de acudir a los requisitos externos de utilidades (González *et al.* 2011). Su fortaleza queda en la habilidad de poner los objetivos de energía antes del compromiso de diseñar Majoji (2010). Por otra parte su naturaleza gráfica le permite al diseñador guiar el proceso de optimización que necesariamente no es el caso con las aproximaciones matemáticas. El resultado final es una eficiente red de intercambio de calor (Adonyi *et al.* 2003). Sin embargo, esta contribución ha tenido su principal impacto en procesos continuos ignorando el impacto de las intervenciones dependientes del tiempo que tradicionalmente aparecen en procesos discontinuos (González *et al.* 2010). El aumento de la rigidez de las legislaciones medioambientales y el crecimiento de los procesos discontinuos en el sector industrial han hecho necesario el desarrollo de técnicas de integración de procesos que son particulares para procesos discontinuos. En (Corsano *et al.* 2007) se puede apreciar la integración material entre varias plantas que producen diferentes productos alimenticios.

Aplicación del procedimiento a las operaciones de prefermentación y fermentación en la obtención de etanol

Existe una variedad de aspectos que necesitan ser considerados a la hora de desarrollar la planificación, síntesis y dimensionamiento de procesos discontinuos. Los principales tópicos fueron novedosamente organizados por los autores en forma de procedimiento o diagrama heurístico que servirá como guía en los trabajos futuros en este sentido (Albernas *et al.* 2012 b). Dicho diagrama se muestra en la Figura 3.1.

Un ejemplo de aplicación del procedimiento se realizará en las operaciones de prefermentación y fermentación en la obtención de etanol. Primeramente se corresponde con un análisis global del proceso, en el cual se describen detalladamente cada una de las operaciones y se construye el diagrama de flujo del proceso, ubicando para este caso las dos operaciones que son objeto del análisis.

Según el diagrama le sigue un análisis de las formas de conducción de las etapas, en el cual tiene que las operaciones todas son discontinuas la prefer-

mentación (4 h), siembra del fermentador (1 h), llenado del fermentador (8 h), agotamiento del fermentador (12 h).

Como todas las etapas a analizar son discontinuas se sigue en el diagrama. A continuación en la determinación del tipo de planta atendiendo a la estructura de la producción el proceso en cuestión (visto como proceso completo) se comporta como una planta multipropósito secuencial, debido a que estas operaciones estudiadas obtendrán como producto principal el bioetanol y el CO_2 como coproducto, pero la planta completa permite obtener otros coproductos de alto valor agregado como el furfural y la lignina.

La construcción del diagrama de Gantt del proceso completo, según una destilería analizada por (Albernas *et al.* 2012 a) permitió afirmar que el proceso completo tiene una duración de 31 horas con un tiempo del ciclo limitante de 5 h, presentando tiempos de espera en varias etapas. Ese proceso si presenta solapamiento entre etapas, por lo que se sigue en el sentido vertical del diagrama. Según Corsano (2005) entre las hipótesis que se asumen como punto de partida está la de asumir como modo de transferencia el nulo o cero espera debido a que este proceso cuenta con dos etapas que son con elementos vivos, o sea dos etapas microbiológicas, que son prefermentación y la fermentación alcohólica, para las cuales se debe garantizar la calidad de los materiales involucrados, que por ser de características azucaradas tienden a deteriorarse con el tiempo, lo cual implica que no debe haber espera en esas etapas por encima del tiempo establecido que duran ellas, pues esto pudiera atentar contra la calidad de estas corrientes y con ello afectar el rendimiento del proceso global.

Posteriormente se determinaron los modelos fenomenológicos que describen las operaciones de prefermentación y fermentación, a partir de las ecuaciones de concentración de biomasa, concentración de biomasa no activa, concentración de sustrato, formación de producto (etanol), empleando la expresión de velocidad específica de crecimiento de Monod, todas descritas por (Nielsen *et al.* 2003). Paralelo a ello se van analizando todas las variables de entrada y la incertidumbre existente en las mismas.

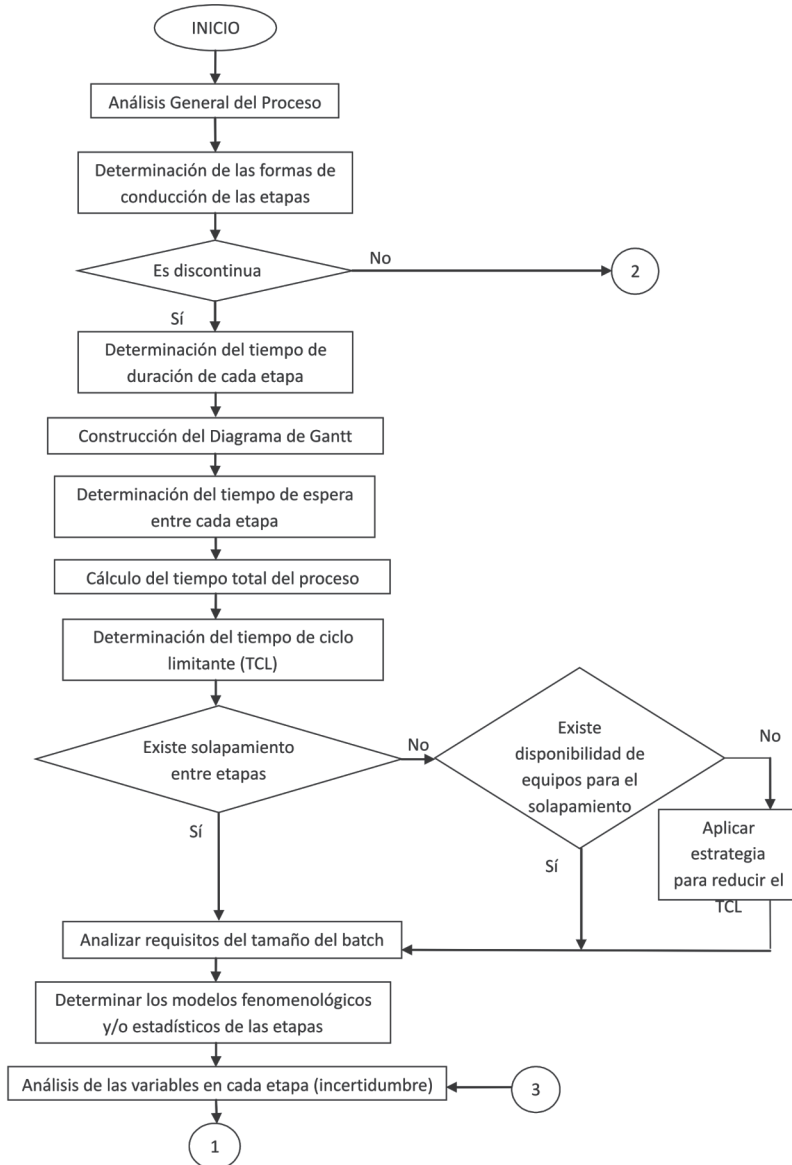
Se plantea la superestructura en ambas operaciones, tomando como referencia plantas con capacidades similares.

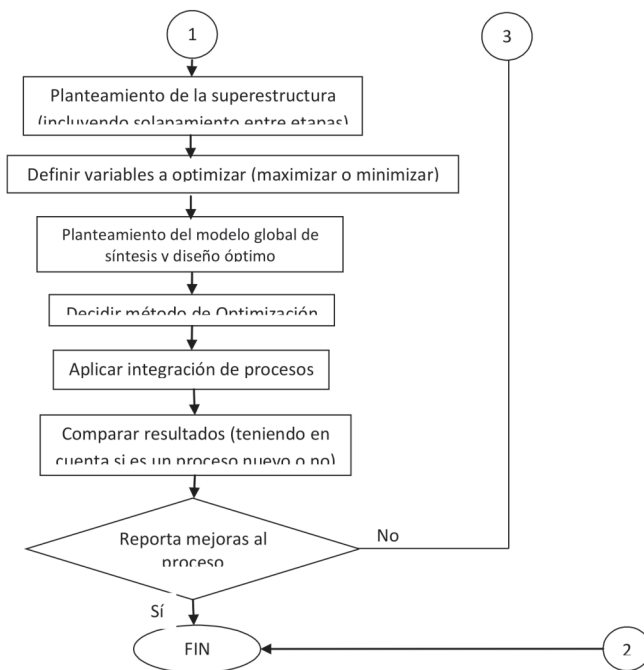
En la operación de prefermentación se plantean tres alternativas: ($a_1 = 3$) en la primera hay una sola etapa, mientras que en la segunda es la duplicación en paralelo fuera de fase de esta etapa y la tercera es la triplicación en paralelo fuera de fase de esta etapa; en la operación de fermentación también se plantean 3 alternativas ($a_2 = 3$) de una sola etapa ($C_2 = 1$), en este caso, la primera alternativa consiste en colocar 8 unidades en paralelo fuera de fase de esta etapa, la segunda alternativa consiste en colocar 10 unidades en paralelo fuera de fase de esta etapa y la última consiste en colocar 12 unidades en paralelo fuera de fase de esta etapa.

La variable a optimizar es el costo total de producción anualizado, minimizándolo, los cuales se plantean como costo de inversión anualizado sumado a un costo operativo y está en correspondencia con (Seider *et al.* 2003). Se elabora un producto que debe satisfacer una demanda Q en un horizonte de tiempo, para ello se requiere de P operaciones. Cada operación

se completa sobre ciertas etapas j . Cada una de las operaciones tiene una cota superior para el número de etapas para esta operación. Para cada operación P se definen alternativas pa , cada una de las alternativas pa existentes en la operación p deben ser caracterizadas.

Figura 3.1.: Diagrama heurístico para el análisis, síntesis y diseño óptimo de procesos discontinuos





El modelo optimiza el diseño de una planta que permita producir la cantidad requerida Q en el horizonte de tiempo HT al mínimo costo, de acuerdo a la siguiente función objetivo:

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

C_{ann} es una constante que anualiza el costo de inversión y lo actualiza y C_f representa el costo por m^3 de sustrato azucarado f utilizado en la alimentación al fermentador j de la alternativa ap .

Las ecuaciones diferenciales de los balances de materiales, discretizadas, se resuelven mediante 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.

Para los modelos de ambas etapas fermentativas se consideró un horizonte de tiempo de 300 días año⁻¹ y una tasa fija de producción de etanol de 500 HL días⁻¹. En la optimización del modelo, se obtuvo que la opción óptima para la etapa de prefermentación es la segunda, que corresponde con dos prefermentadores de 150 m³ cada uno, operando en paralelo fuera de fase, con una duración de 25.4 h; mientras que en la operación de fermentación

escoge la segunda opción que corresponde con 10 fermentadores operando en paralelo fuera de fase, con volúmenes de 280 m³ cada uno, con una duración de 3 h. El valor óptimo obtenido para el costo de producción que es de 1 444,18 \$ batch⁻¹, lo cual corresponde a 10 398 096 \$ año⁻¹ y el tiempo del ciclo limitante que es de 9,3 h. Estos resultados están en concordancia con la estructura de las plantas industriales existentes para capacidades similares. La integración entre procesos no fue analizada en este caso por no tratarse del proceso completo, aspecto que se abordará en futuros trabajos.

Conclusiones

El procedimiento propuesto en forma de diagrama heurístico, constituye una novedad ya que presenta de forma organizada los pasos para la síntesis y diseño óptimo de procesos discontinuos para lo que se tiene en cuenta entre otros aspectos, la forma de conducción y tiempo de duración de las etapas; el tiempo total del proceso y el cálculo del tiempo del ciclo limitante, el análisis de solapamiento entre etapas, seguido del análisis de los requisitos del tamaño del lote. Se determinan los modelos que describen la etapa; el planteamiento de la superestructura; y el modelo global de síntesis y diseño óptimo teniendo en cuenta la integración de procesos.

Se corroboró la utilidad del procedimiento en la síntesis y diseño óptimo de las operaciones de prefermentación y fermentación de etanol, obteniendo las configuraciones de cada una de las operaciones, dos prefermentadores de 150 m³ y 10 fermentadores de 280 m³, todos operando en paralelo fuera de fase, a un costo de producción mínimo de 10 398 096 \$ año⁻¹, lo que está en concordancia con lo instalado en destilerías convencionales cubanas de alcohol.

Referencias bibliográficas

- Acevedo, L.; González, E. (1999)
Diseño de Plantas Químicas Discontinuas para Instalaciones de la Industria Química y Fermentativas. Ciudad de la Habana.
- Adonyi, R.; Romero, J.; Puigjaner, L. and Friedler, F. (2003)
“Incorporating Heat Integration in Batch Process Scheduling”, Applied Thermal Engineering, 23, pp. 1743-1762.
- Albernas, Y.; González, M.; Pedraza, J. y González, E. (2011a)
“Visión Global Sobre la Planificación de Procesos Discontinuos”, en Afinidad, Asociación de Químicos e Ingenieros del I.Q.S., España, Vol. LXVIII, No. 553 Mayo-Junio, pp. 203-209, ISSN: 0001-9704.
- Albernas, Y.; González, M.; Mesa, L.; Pedraza, J. y González, E. (2011b)
“El Bioetanol de Bagazo con el Enfoque de Sistemas Discontinuos y Fenómeno de Espera”. Ed. VII Conferencia Internacional de Energía Renovable, Ahorro de Energía y Educación Energética. Palacio de las Convenciones. La Habana. Cuba.
- Albernas, Y.; González, M.; Corsano, G. y González, E. (a)

- “Obtaining superfine ethanol in a Cuban distillery”. *Ingeniería e Investigación Journal*. Vol.32, N° 3, pp. 47-52, Diciembre 2012. ISSN: 0120-5609 (print).
- Albernas, Y.; Corsano, G.; González, M. y González, E. (b)
 “Metodología para la síntesis y diseño óptimo de plantas discontinuas” en *Afinidad, Asociación de Químicos e Ingenieros del I.Q.S., España*, Vol. LXIX, No. 560, Oct-Dic 2012, pp. 51- 56.
- Barbosa, A. P. (2007)
 “A Critical Review on the Design an Retrofit of Batch Plants”, *Computer and Chemical Engineering*, 31, pp. 833 – 855.
- Bonfill, A. (2006)
 “Proactive Management of Uncertainty to Improve Scheduling Robutness in Process Industries”, Barcelona, Universidad Politécnica de Cataluña.
- Castro, P. M.; Harjunkski, I. and Grosmann, I. (2009)
 “Optimal Short - Term Scheduling of Large - Scale Multistage Batch Plants”, *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 48, pp. 11002-11016.
- Corsano, G. (2005)
 “Estrategias en el Diseño Óptimo de Plantas de Procesos Batch de la Industria Alimenticia Integradas a Procesos Fermentativos”. Tesis presentada en opción al Grado Científico de Doctor en Ingeniería. Universidad Nacional del Litoral. ISBN 987-43-9270-3.
- Corsano, G.; Montagna, J.; Iribarren, O. and Aguirre, P. (2006)
 “Processes Integration: Multiplant Complex vs Multipurpose Plant Assessment”. *Industrial Engineering Chemical Resources*, 45, pp. 4256-4269.
- Corsano, G.; Montagna, J. and Aguirre, P. (2007)
 “Design and Planning Optimization of Multiplant Complexes in the Food Industry” *Food and Bioproducts Processing*, 85 pp.381-388.
- González, M.; Verelst, H. and González, E. (2010)
 “Energy Integration of Multiple Effect Evaporators in Sugar Process Production”, *Chemical Engineering Transactions*, vol 21, pp. 277-282.
- González, M.; Verelst, H.; Espinosa, R. and González, E. (2011)
 “Simultaneous Energy and Water Minimization Applied to Sugar Process Production”, *Chemical Engineering Transactions*, vol 25, pp. 177-182.
- Hegyhati, M.; Holczinger, T.; Szoldatics, A. and Friedler, F. (2011)
 “Combinatorial Approach to Address Batch Scheduling Problems With Limited Storage Time”. *Chemical Engineering Transactions*, 25 pp.495-500.

- Ierapetritou, M. G. and Pistikopoulos, E. N. (1996)
“Batch Plant Design and Operations under Uncertainty”, *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 35, pp. 772-787.
- Kopanos, G. and Puigjaner L. (2010)
“Simultaneous Batching and Scheduling in Multi-product Multi-Stage Batch Plants Through Mixed Integer Linear Programming”. *Chemical Engineering Transactions*, 21 pp.505-510.
- Li, Z. and Ierapetritou, M. G. (2007)
“Process Scheduling Under Uncertainty Using Multiparametric Programming”, *AIChE Journal*, 53, pp. 3183 – 3203.
- Majozi, T. (2010)
“Introduction to Batch Chemical Processes”. *Batch Chemical Process Integration. Analysis, Synthesis and Optimization*. Springer Science+Business Media B.V. New York, USA.
- Méndez, C. A.; Cerdá, J.; Grossmann, I. E.; Harjunkoski, I. and Fahl, M. (2006)
“State of The Art Review of Optimization Methods for Short Term Scheduling of Batch Processes”. *Computers and Chemical Engineering*, 30, pp. 913-946.
- Nielsen, J.; Villadsen, J. & Lidén, G. (2003)
Bioreaction Engineering Principles, Second Edition, New York, Kluwer Academic/Plenum Publisher, chapter 9, pp. 339-420.
- Pan, M.; Qian, Y. and Li, X. (2008)
“A novel precedence-based and heuristic approach for short-term scheduling of multipurpose batch plants”, *Chem. Eng. Sci.*, 63, 4313-4332.
- Qian, Yu; Pan, Ming and Huang Yacai (2009)
“Modeling and Optimization for Scheduling of Chemical Batch Processes” *Chinese Journal of Chemical Engineering*. 17(1) 1-7.
- Sabadí, J. (2010)
“Metodología de Apoyo a la Síntesis y Dirección de Procesos en la Casa de Calderas del Ingenio Azucarero”, Tesis presentada en opción al título de Doctor en Ciencias Técnicas, Instituto Cubano de los Derivados de la Caña de Azúcar, La Habana.
- 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.
- Smith R. (2005)
“Chemical Process Design and Integration”, Editor John Wiley & Sons, Ltd, England, ISBN: 0-471-48680-9.

CAPÍTULO IV

INTEGRACIÓN DE LOS PROCESOS DE AZÚCAR Y COPRODUCTOS EN EL ESQUEMA DE UNA BIOREFINERÍA

Dra. Ing. Meilyn González Cortés

Ing. Lilisbet Castellanos Gallo

Dr. Cs. Ing. Erenio González Suárez

Facultad de Química y Farmacia. Universidad Central “Marta Abreu” de las Villas. Villa Clara. Cuba

Dr. MSc. Ing. Juan Esteban Miño Valdés

Facultad de Ingeniería. Universidad Nacional de Misiones. Argentina

Introducción

El esquema de biorefinería se basa en el uso eficiente de la biomasa lignocelulósica como materia prima para la producción integrada de combustibles, energía y productos químicos. Una fábrica en la que se genere o procese biomasa lignocelulósica puede convertirse en una biorefinería teniendo en cuenta que las fracciones químicas principales de estos materiales son celulosa, hemicelulosa y lignina, y que en teoría, son susceptibles de separación en lo que se llama un esquema de fraccionamiento integral para la obtención de otros productos como etanol, biopolímeros y otros compuestos químicos.

El fraccionamiento óptimo de la biomasa para lograr el máximo aprovechamiento de sus componentes presupone una integración eficiente en un complejo productivo de modo que esto conduzca a la factibilidad técnica y económica de los procesos y productos involucrados; en el trabajo se dan las pautas para lograr esto.

Materiales y métodos

La integración de procesos es una herramienta que utilizada y aplicada de forma adecuada y sistemática en los procesos de fraccionamiento de la biomasa, debe conducir a un aprovechamiento integral de la misma, a través de esta se pueden identificar las oportunidades de aprovechamiento de los recursos materiales y energéticos del proceso en el propio proceso o en otros aledaños a los que puede integrarse el proceso principal.

Esta herramienta permite identificar los objetivos globales de eficiencia y encontrar la estrategia óptima para llevarlo a cabo, estos objetivos pueden ser: minimización de los requerimientos energéticos, minimización de la generación de residuales, maximización de la eficiencia del proceso, optimización de un proceso ó de una etapa de éste, etc. Puede aplicarse durante el diseño de las plantas o en plantas que ya se encuentren funcionando y que no fueron diseñadas teniendo en cuenta los criterios de la integración de procesos.

Por lo general los métodos y herramientas de integración incluyen segregación, mezcla y reciclado de flujos, intersección con equipos de separación,

cambios en las condiciones de diseño y operación de los equipos, sustitución de materiales, así como cambios en la tecnología. En (Dunn, 2000) y (Garrison, 2000), pueden encontrarse varios métodos y herramientas a través de los cuales pueden integrarse los procesos y aprovechar sus recursos materiales y energéticos.

Las herramientas de integración pueden servir de guía para el análisis y diseño de una biorefinería, dado los elementos fundamentales que hay que cubrir en la biorefinería en los que juega un papel fundamental la selección y desarrollo de las tecnologías para lograr el fraccionamiento de la biomasa y obtener los productos.

En el esquema de una biorefinería se involucran varios procesos para obtener diversos productos, con seguridad estos procesos comparten recursos comunes como son el agua, la energía térmica y de potencia, así como que en las etapas de un proceso se obtienen productos intermedios que constituyen materia prima para la obtención de otros; es de esta forma que los procesos están estrechamente vinculados y lograr un manejo eficiente de los recursos que ellos intercambian es lo que hace que estas tecnologías sean viables y sostenibles.

Del fraccionamiento de la biomasa pueden obtenerse varios productos, por ejemplo de la celulosa pueden derivar polímeros celulósicos, como los que se utilizan diariamente con el uso del papel de diferentes tipos. Además, la celulosa es susceptible de hidrolizarse hasta sus monómeros constituyentes para obtener medios fermentables para la producción de etanol, el cual a su vez tiene múltiples usos (Hamelinck y Faaij, 2006); (Clark, 2007).

De las hemicelulosas y sus azúcares monoméricos derivados, (pentosas), pueden también derivarse medios fermentables, pero en este caso y dada la mayor variedad de monómeros y oligómeros constituyentes, las posibilidades de obtención de diversos productos químicos se amplía en un gran espectro. Pueden obtenerse productos para cosmética, farmacia, productos para alimentación animal y humana (principalmente relacionados con alimentos dietéticos y funcionales), algunos tan conocidos como el xilitol, el ácido acético, el furfural y productos poliméricos de síntesis (resinas furánicas) de interesantes propiedades dado su carácter biodegradable en contraste con los plásticos derivados del petróleo.

En la literatura se han publicado una recopilación de métodos para el fraccionamiento de la biomasa que, atendiendo a la principal fracción del material que se degrada, distingue entre métodos de deslignificación (solubilizan lignina) y métodos de hidrólisis (solubilizan polisacáridos), (Huang H., *et al*, 2008).

Es fundamental discernir entre cuales y cómo han de ser las etapas de fraccionamiento integral en función de los productos que se deseen obtener, de esto también dependerá los niveles de integración que podrán lograrse en el esquema completo.

La evaluación técnica, económica y ambiental de diferentes esquemas de biorefinería es complicada debido a la incertidumbre que existe en aspec-

tos como la materia prima a emplear, los precios de la energía y el producto final, costos de inversión, operación y riesgos de las nuevas tecnologías.

Es por lo anterior que algunos métodos y enfoques han sido desarrollados para mejorar la decisión estratégica. Algunos ejemplos importantes son:

- Tamizado sistemático de esquemas de biorefinería que trabajen con procesos integrados.
- Evaluación de la cadena de mando y suministro.
- Síntesis óptima del esquema de biorefinería integrada.
- Evaluación y análisis del ciclo de vida del esquema de biorefinería.
- Evaluación de escenarios futuros de biorefinería considerando la integración de procesos.
- Decisión bajo incertidumbre de acuerdo a los precios y demanda futura de materias primas y productos.

Debido a que los grados de libertad en el diseño de la biorefinería y la selección de los componentes son numerosos, las características energéticas de los diferentes esquemas varían. La selección de la materia prima, los procesos y productos finales determinarán las características energéticas de cada esquema. La selección de todos estos parámetros es una tarea compleja con más grados de libertad que las propias situaciones de diseño.

En relación a la materia prima, como se ha explicado existe una gran variedad de biomasa que puede ser empleada como materia prima en estos procesos, lo que a su vez genera una plataforma de tecnologías con una variedad de productos también con diverso rendimiento.

La combinación de productos que se pueden obtener en una biorefinería depende del tipo de materia prima, su composición y consistencia, la localización de la planta y los precios y demandas del producto.

En este campo se ha realizado un amplio trabajo experimental a nivel de laboratorio, y en la literatura científica se puede encontrar información que puede guiar al ingeniero de procesos en el análisis, síntesis, diseño y optimización de un esquema de biorefinerías y tener en cuenta sus posibilidades de integración material y energética eficiente, (Wright *et al.*, 2007); (Piccolo y Bezzo, 2009); (El-Halwagi *et al.*, 2013). Un esquema de biorefinería integrada debe responder a las siguientes cuestiones:

- Estado actual de las biorefinerías.
- Oportunidades estratégicas para una biorefinería si se parte de varias disponibles.
- Características principales (químicas, biológicas, térmicas, mecánicas) de las varias plataformas de procesos que se incluyen en la biorefinería.
- Análisis y diseño del esquema de biorefinería para que puedan ser maximizadas las posibilidades de integración y crear ventajas competitivas.
- Análisis de incertidumbre que incluya los cambios futuros en el mercado en el análisis y diseño del esquema de biorefinería y realizar la selección del esquema óptimo.

- Impacto del uso del agua y la energía térmica y de potencia, así como otras políticas en el diseño y selección del esquema de biorefinería.

Resultados y Discusión

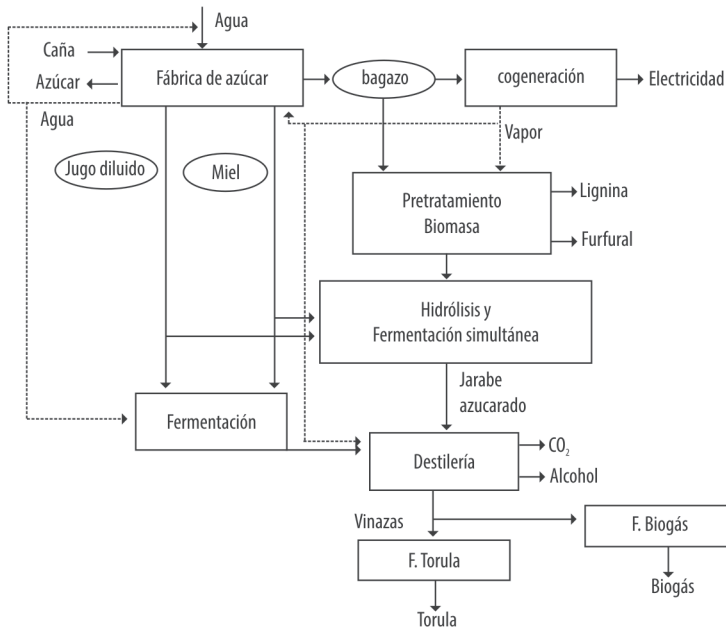
Un esquema que de forma general muestra la integración e intercambio de recursos entre los procesos aparece en la figura 4.1. En la misma se muestra un esquema integrado para la obtención de etanol y otros productos a partir de biomasa lignocelulósica. Se muestra que a partir de la caña se obtienen como productos principales jugo que puede ser empleado en la fabricación de azúcar y etanol; bagazo que puede ser empleado en la producción de electricidad y etanol y miel que es destinada también a la obtención de etanol, así como otros productos que se derivan en procesos anexos entre los que se encuentran la torula, el biogás, CO₂, el furfural y la lignina. (González, *et al.*, 2013).

De la fracción polifenólica o lignina, existe el uso tradicional como combustible que se aplica en el sector de la pasta celulósica, el papel y que supone una valorización energética de la fracción residual. Sin embargo, cobran cada vez más auge las posibilidades de uso en el sector de materiales (tableros), derivados de esteroides con aplicaciones en farmacia o alimentación funcional, antioxidantes, materiales poliméricos y aditivos de betunes y asfaltos.

No obstante lo anterior, es importante hacer notar que es difícil la separación de los principales componentes de la biomasa sin degradar su estructura química. Dada la complejidad en composición y enlaces químicos y físicos, no es posible la separación mediante tecnologías convencionales. Una de las principales barreras económicas para el desarrollo de la “biorrefinería lignocelulósica” es la resistencia de la matriz lignocelulósica a su degradación. La investigación en este campo es muy amplia y diversa y se genera con rapidez, pero suele centrarse en aspectos particulares, aunque diversos autores postulan esquemas más o menos complejos para fraccionamientos por etapas de distintos tipos de biomasa, (Pavlecic M. *et al*, 2010); (Cardona C.A. *et al*, 2010).

Cuando se trata la temática de la biorefinería existen varios elementos que deben considerarse y que guardan una estrecha relación con las oportunidades de integración de procesos que pueden identificarse en cualquier caso de estudio.

Figura 4.1.: Esquema de biorefinería que produce azúcar, etanol, electricidad y otros productos a partir de biomasa



Estos elementos se muestran a continuación y en la Figura 4.2, se resumen de forma esquemática las posibilidades de una biorefinería (Kamm, 2004); (Sanders, *et al.*, 2007). Los elementos son los siguientes:

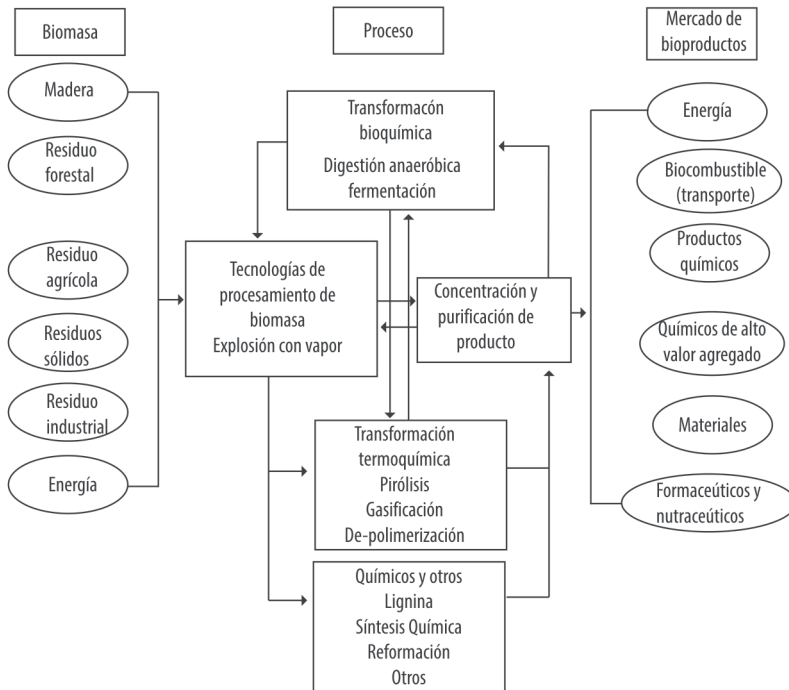
Biomasa como materia prima: puede ser diversa la materia prima empleada entre las que se encuentran biomasa forestal, residuos agrícolas y orgánicos, flujos de residuos agrícolas como algas, plantas lignocelulósicas, árboles de madera blanda y dura.

Procesos de conversión: el proceso de conversión de la biomasa a producto final involucra varios pasos y tecnologías que hacen la biorefinería a gran escala una industria en sí misma. Como ejemplos se pueden citar la gasificación, fermentación, hidrólisis, evaporación, destilación, catálisis, pirólisis, torrefacción y secado (Rijkens, 1984); (Huang *et al.*, 2008). Esto significa que el diseño y optimización de una biorefinería tiene un alto impacto en las características energéticas y por ende en las oportunidades para la integración de procesos.

Producto final: Como se explicó anteriormente, existe una gran variedad de productos que pueden obtenerse en una biorefinería. Algunos son nuevos productos para los cuales el mercado futuro es aún desconocido. A su vez, pueden obtenerse productos en grandes cantidades o en pequeña escala (productos de alto valor agregado o productos químicos especiales). Ejemplos de productos que se obtienen en grandes cantidades son el metanol, hidrógeno, etanol, furfural, fibras de carbón, polietileno, electricidad y calor.

La selección de la materia prima, así como el proceso de conversión y los productos finales tampoco pueden ser evaluados de forma separada. Estos 3 elementos deben ser estudiados de conjunto. Algunas alimentaciones son sostenibles solo para algunos productos, y algunas tecnologías y procesos de conversión pueden ser usados solo o preferiblemente para algunos tipos de alimentaciones y/o productos finales.

Figura 4.2.: Posibilidades de materia prima, procesos y productos en la biorrefinería



Todos los esquemas de biorefinería que resulten interesantes deben ser evaluados en términos de oportunidades y posibilidades de integración para mejorar las características energéticas en la biorefinería.

La complejidad tecnológica y de funcionamiento integrado que se genera en las biorefinerías conduce a un interesante y complicado problema de optimización que es difícil de resolver debido a la incertidumbre en los precios futuros de la energía, los costos de inversión y los niveles de CO₂. Es por esto, que los estudios de optimización en diferentes niveles de estos parámetros deben ser realizados en el orden de identificar soluciones robustas que signifiquen en los aspectos técnicos, económicos y ambientales (Cardona y Sánchez, 2007); (Ensinas *et al*, 2007); (Ensinas, 2008). En este sentido el proceso debe ser integrado en dos grandes partes y esto puede ser hecho en varios niveles:

1. Integración de procesos en la biorefinería de forma separada.

2. Integración de procesos solo en el proceso principal de la biorefinería.
3. Análisis del complejo productivo completo (detallado y global).
4. Análisis de integración de procesos de todos los flujos como parte de un gran proceso.

De experiencias de estudios de integración realizados se ha comprobado que su aplicación en biorrefinerías donde los procesos que la componen no han sido integrados pueden convertirse en procesos con mayores aptitudes para la integración que un proceso que ya haya sido integrado previamente de forma individual.

Lo anterior significa que si una industria en un futuro cercano tiene posibilidades de convertirse en una biorefinería, cualquier medida o plan de ahorro de energía debe ser pospuesta o cuidadosamente evaluada ya que podrían perderse las posibilidades de una buena integración en el complejo total. Esto quiere decir que de las cuatro opciones referidas anteriormente, la que refiere al análisis de todos los flujos como partes de un gran proceso, o sea la 4, deber ser siempre llevada a cabo como primer paso para la integración, lo cual resultará en una mejor integración.

No obstante, la tercera opción de tratar los flujos de forma separada en cada uno de los procesos también debe ser ejecutada, ya que la diferencia entre los resultados muestra las oportunidades de ahorro de energía, a través de la integración corriente a corriente, esto como es lógico establece un compromiso entre la solución más complicada y la solución más simple al tratar la situación como dos sistemas separados.

Es importante resaltar que en muchos casos en este tipo de estudio las restricciones prácticas pueden complejizar las soluciones pero no pueden perderse de vista los objetivos de la integración.

Otra experiencia de los estudios de integración es que las oportunidades para ello muchas veces dependen de los resultados que se visualizan en las curvas compuestas de composición, donde en ocasiones se presentan situaciones de intercambio de calor en la zona debajo del pinch en procesos individuales o en el caso que se esté analizando la biorefinería, lo que se traduce en el empleo de una cantidad de calor y niveles de temperatura en exceso y finalmente en un proceso ineficiente desde el punto de vista energético.

Conclusiones

Las biorrefinerías tienen un gran potencial para incrementar la eficiencia de los procesos involucrados en ella a través de la diversificación y explotación de los productos y materias primas empleados pero para lograr esto el concepto de integración debe aplicarse como un elemento importante dentro del diseño del esquema final.

El uso de herramientas de síntesis y análisis de procesos para la modelación y optimización, así como para el manejo de la complejidad invariable asociada con la integración promueve la obtención de unidades de biorefinerías innovativas en materia de procesos y cadena de suministros.

La integración de procesos debe conducir a una mejor utilización de la materia prima, una eficiencia energética mayor, menor uso de agua fresca y vertido de residuos, favoreciendo la obtención de procesos más sostenibles desde el punto de vista ambiental; también la integración de procesos conduce a menores costos de producción lo que implica sostenibilidad económica.

Referencias Bibliográficas

- Dunn, R.; Bush, G. E. (2000)
Using process integration technology for cleaner production. *Journal of cleaner production*, 8, 1-23.
- Garrison, G. W.; El-Halwagi, M. M., (2000)
A Global Approach to Integrating Environmental, Energy, Economic, and Technological Objectives” American Chemical Society. Spring Meeting Session.
- Hamelinck, C.H.; Faaij, A.P.C. (2006)
Outlook for advanced biofuels. *Energy Policy* 34, 3268-3283.
- Clark, J.H. (2007)
Perspective Green Chemistry for the second generation biorefinery sustainable chemical manufacturing based on biomass. *J. Chem Technol Biotechnol*, 82, 603-617.
- Huang, H. J., Ramaswamy, S., Tschirner, U.W. and Ramarao, B.V., (2008)
A review of separation technologies in current and future biorefineries. *Separation and Purification Technology*, 62, 1–21.
- Wright, M.M.; Brown, R.C. (2007)
Comparative economics of biorefineries based on the biochemical and thermochemical platforms. *Biofuels, Biorpod Bioref*, 1, 49-56.
- Piccolo, C. y Bezzo, F. (2009)
A techno-economic comparison between two technologies for bioethanol production from lignocellulose. *Biomass and Bioenergy* 33, 3, 478-491.
- El-Halwagi, A. M.; Rosas, C.; Ponce-Ortega, J. M.; Jiménez-Gutiérrez, A.; Mannan, M. S. and El-Halwagi, M. M. (2013)
Multiobjective optimization of biorefineries with economic and safety objectives. *AIChE J.* doi: 10.1002/aic.14030.
- González, M.; *et al.* (2013)
Análisis de factibilidad de la integración de los procesos de producción de azúcar y alcohol. *AFINIDAD LXX*, 564, 284-288.

- Pavlečić, M.; *et al.* (2010)
Ethanol from Sugar Beet Intermediates, *Food Technol. Biotechnol.* 48, 3, 362–367.
- Cardona, C.A.; *et al.* (2010)
Production of bioethanol from sugarcane bagasse: Status and perspectives. *Bioresource Technology* 101, 4754–4766.
- Kamm, B.; Kamm, M. (2004)
Principles of biorefineries. *Applied Microbiology and Biotechnology*, 64:137-145.
- Sanders, J.; Scott, E.; Weusthuis, R.; Mooibroek, H. (2007)
Bio-refinery as the Bio-inspired Process to Bulk Chemicals. *Macomol Biosci*, 7, 105-117.
- Rijkens, B.A. (1984)
Hydrolyses processes for lignocellulosic material. Presentado en: CECD Workshop Cellulose Programme. Brunschweig.
- Cardona, C.A. and Sánchez, Ó.J. (2007)
Fuel ethanol production: process design trends and integration opportunities. *Bioresource Technology*, 98, 2415–2457.
- Ensinas, A.V.; Nebra, S.A.; Lozano, M.A. and Serra, L.M. (2007)
Analysis of process steam demand reduction and electricity generation in sugar and ethanol production from sugarcane. *Energy Conversion and Management*, 48: 2978–2987.
- Ensinas, A.V. (2008)
Thermal integration and thermoeconomic optimization applied to sugar and ethanol industrial process, PhD Thesis (School of Mechanical Engineering, State University of Campinas -in Portuguese-).

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 si 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:

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

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:

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

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

Etapa	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 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 5.2.: Tiempos de las operaciones de pretratamiento e hidrólisis enzimática

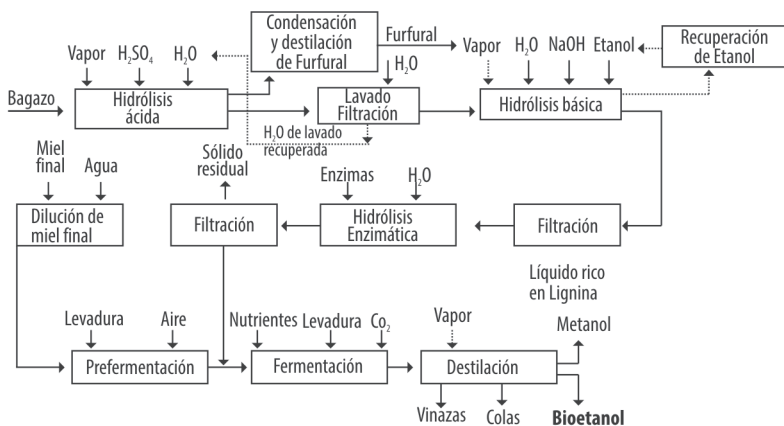
Operación	Hidrólisis ácida (min)	Hidrólisis básica (min)	Hidrólisis enzimática (hr)
Tiempo Carga	45	45	3
Tiempo Calentamiento	35	40	
Tiempo Reacción	12,46	0,33	Se determina posteriormente
Tiempo Enfriamiento	20	35	2
Tiempo Descarga	45	45	

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
	Etapla 1	Etapla 1	Etapla 1	Etapla 1	Etapla 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*)

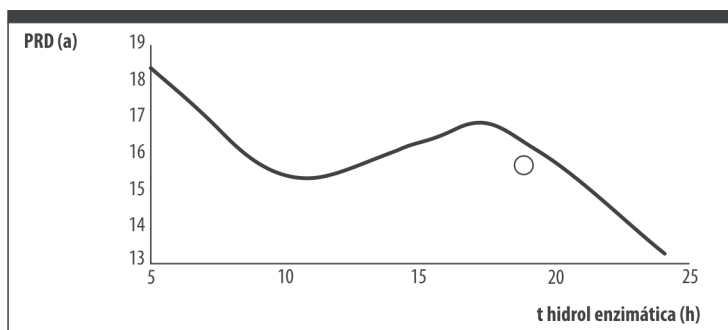
Alternativa 3: comprar todo el equipamiento y vender etanol y furfural

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.

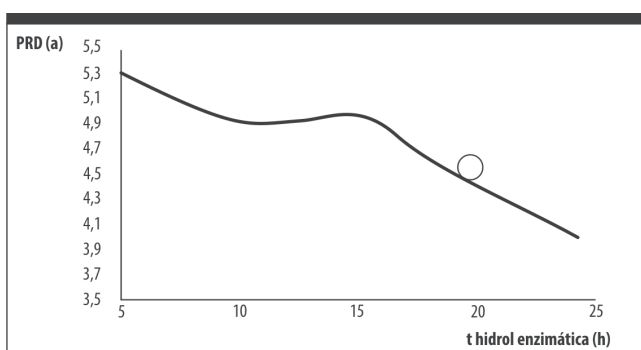
Figura 5.2.: Perfil de PRD – tiempo de hidrólisis enzimática en la alternativa de comprar todo el equipamiento y vender etanol



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).

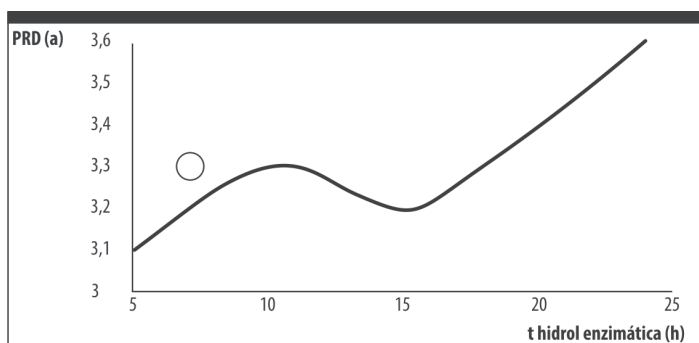
$$Y_1 = 5,191 X_1 + 4,6575 X_2 + 0,433X_1 X_2 \quad R^2 = 71,57 \%$$

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.

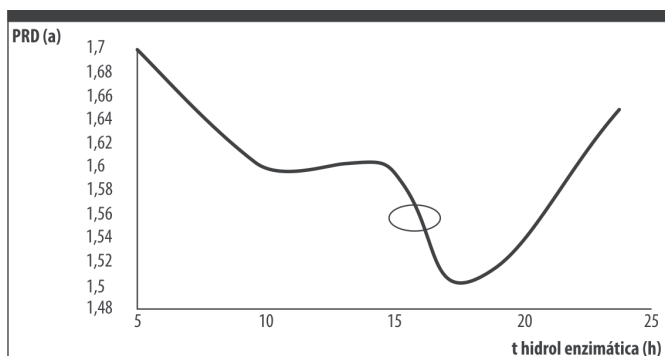
Haciendo un análisis de la producción de coproducto (*furfural*), en conjunto con el bioetanol, se aprecia que para el caso de comprar todo el equipamiento el PRD mínimo de 3,1 años, se encuentra a las 5 h (Ver figura 5.4), lo cual implica que lo importante en este caso no es la producción de azúcares 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.

CAPÍTULO VI

ESCALADO PRIMARIO DE PLANTAS PARA LA OBTENCIÓN DE BIOCOMBUSTIBLES Y PRODUCTOS QUÍMICOS DE ALTO VALOR AGREGADO A PARTIR DE LA BIOMASA

Dr. Ing. Carlos René Gómez Pérez

Facultad de Ingeniería Mecánica. Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas. Cuba

Dr. MSc. Ing. Juan Esteban Miño Valdés

Facultad de Ingeniería, Universidad Nacional de Misiones. Argentina

Dr. Cs. Ing. Erenio González Suárez

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

Introducción

En el presente capítulo se plantean algunos criterios metodológicos para el diseño primario de plantas experimentales destinadas a la obtención de biocombustibles y productos químicos de alto valor agregado. Para ello, se parte del procedimiento convencional para el diseño de prototipos de plantas piloto y la concepción empleada en proyectos de escalado primario. Se abordan algunas ideas de cómo, partiendo solo de experiencias a escala de laboratorio, puede esbozarse un esquema estratégico conceptual para el desarrollo de las plantas pilotos. Para el desarrollo constructivo de una planta piloto para la obtención de biocombustibles, han de considerarse presupuestos generales, tales como la diversidad, la complejidad y la flexibilidad constructivas. Sin embargo, la secuencia de diseño y su complejidad estructural y operativa ha de satisfacer, tanto las exigencias de los laboratoristas, como las de los operarios que las harán funcionar.

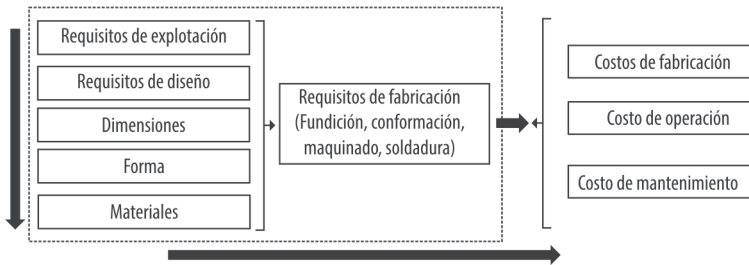
Al estudiar situaciones industriales reales, la necesidad de adaptarse a un entorno muy complejo y cambiante, con una serie de características propias que difícilmente pueden introducirse en un modelo matemático sencillo (por ejemplo, políticas de empresa), suele llevar a situaciones inabordables a través de las formulaciones y los procedimientos de cálculo que habitualmente se aplican a diferentes problemas de optimización. Por otra parte, la utilización de modelos simplificados suele conducir al detrimento del rigor necesario, dando lugar a soluciones incorrectas o incluso irrealizables. En consecuencia, para conseguir resultados aceptables será necesario utilizar procedimientos basados en el conocimiento específico de cada caso concreto (Espuña-Camarasa, 1994). Sin embargo, el diseño primario de una planta, es decir, el escalado del laboratorio a una planta, por

pequeña que esta sea, conduce a la transformación de la base experimental, no solo en tamaños, sino en materiales, formas y vinculación.

Procedimiento para el diseño de una Planta Piloto

Un procedimiento convencional para el diseño de plantas piloto se puede enmarcar (Figura 6.1) en el escalado de las experiencias de laboratorio, a partir de consideraciones estándares de diseño.

Figura 6.1.: Esquema convencional para el diseño de prototipos de plantas piloto



A partir de la experiencia de laboratorio y de las etapas u operaciones del flujo productivo deben establecerse los requisitos de explotación de cada uno de los equipos, sobre los cuales se establecen las necesidades de diseño (dimensiones, formas, materiales) y los requisitos de fabricación; es decir, los procesos de elaboración más convenientes para la obtención de las formas y los acabados superficiales requeridos en el proceso en cuestión (fundición, conformación, maquinado, soldadura).

Desde un análisis integral de estos aspectos se desglosan los costos de fabricación, explotación y mantenimiento. El equilibrio del presupuesto asignado para cada etapa establece, en muchas ocasiones, la estrategia de diseño.

Precisamente por ello, comúnmente (Speight, 2002) (Anónimo(a); 2009) son reconocidos los costos de fabricación, de explotación y de mantenimiento como las bases esenciales a considerar para el escalado de plantas.

Sin embargo, son varios los factores para comparar y seleccionar procesos de producción (Anónimo(b). 2009). Dentro de los cuales se encuentra el factor técnico, dentro del cual se pueden agrupar las materias primas empleadas, los subproductos obtenidos y los desechos generados, el equipamiento empleado, la localización de la planta, el tiempo de fabricación y amortización y las consideraciones de propio proceso.

El equipamiento resulta esencial, pues precisa definir su disponibilidad, los materiales empleados, sus costos iniciales, los de

mantenimiento e instalación, su depreciación, los requerimientos de sustitución o reemplazo y la necesidad de realización de diseños especiales.

Sin embargo, a criterio de los autores se requiere la consideración de otros principios, que deben ser necesariamente observados, tales como: la Proporcionalidad Equilibrada; la Flexibilidad Operativa o la Multifuncionalidad; la Independencia Operacional; la Simplicidad Operativa; la Independencia Energética; la Economía del Mantenimiento; la Economía de la Fabricación; la Economía de la Explotación; la Seguridad en el Diseño y la Responsabilidad Ambiental.

El principio de la proporcionalidad equilibrada se sustenta en la necesidad de mantener una correspondencia unívoca entre los procesos o etapas de la escala de laboratorio y la escala de planta piloto; es decir, proporcionalidad equivalente entre los flujos productivos, respecto a los volúmenes de los equipos para eliminar los llamados “cuellos de botella”, lo que tiende a complicar el diseño de las instalaciones y sus respectivas interconexiones productivas.

El principio de la flexibilidad operativa o multifuncionalidad de las etapas incluye la potencialidad para la modificación de tipos de materias primas, rangos de tratamiento o su independencia, si fuera necesario, para su uso en otra actividad. Este principio conduce a incrementar las posibilidades de explotación de la planta, pero introduce un potencial incremento de los costos constructivos y de instalación. La flexibilidad es una ventaja clave para el desarrollo del mercado, pero las economías de escala son también importantes en el contexto de construcción de plantas, porque el coste de una planta con el doble de capacidad normalmente no se duplica (Anonimo(c), 2009). El reto ingenieril está en la solución de esta contradicción.

Una posible solución a la problemática anterior lo constituye la aplicación del *principio de independencia operacional de las etapas*. Este supuesto se basa en el diseño de la planta como una suma de operaciones unitarias diferentes asociadas a equipos para las mismas (en reactores: tratamiento enzimático o transesterificación, etc.) con alta potencialidad de independencia o compartimentación en bloques asociados (evaporación y condensación). Esta estrategia permite, a partir de una planta inicial, crecer en la obtención de coproductos, o sobre la base de una anterior, desarrollar una nueva, solo adicionando las operaciones unitarias necesarias, reduciendo a largo plazo, los costos de las nuevas inversiones.

El principio de simplicidad operativa de las etapas basa su fundamento en la simplificación del diseño constructivo de los equipos; es decir, en la reducción a escala mínima del número de operaciones y de equipos relacionados, su grado de accionamiento mecánico requerido (fácil manipulación para las operaciones de carga y descarga,

uso de las partes móviles indispensables, empleo de controles mínimos necesarios, etc.).

El principio de independencia energética de las etapas consiste en la potenciación de la sustentabilidad energética de cada etapa de forma independiente. Este principio permite la operación por secciones y la regulación de la carga energética con mayor eficiencia.

La materialización de un ciclo sencillo del control productivo, con el diseño y la colocación en planta de equipos accesibles, además de la construcción de los mismos a partir de piezas estandarizadas, conforman el *principio de economía del mantenimiento* durante el diseño de plantas multipropósito, que se conjuga con el principio de la economía de la fabricación y el *principio de la economía de la explotación*.

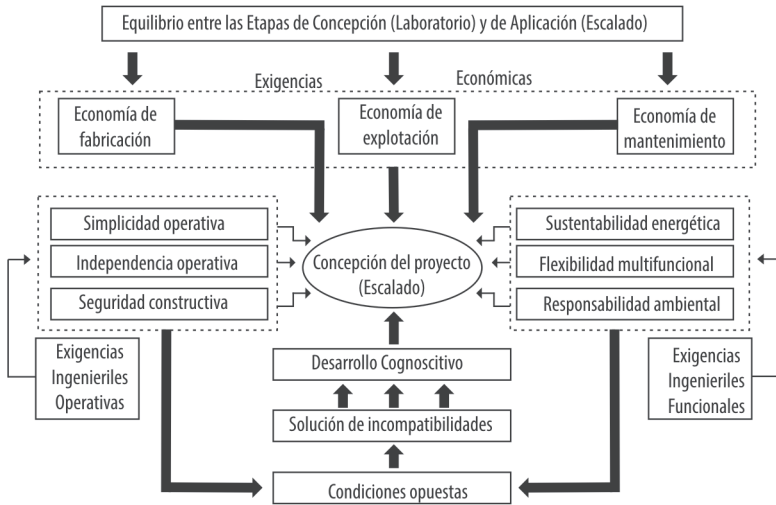
La seguridad en el diseño (constructiva) se enmarca en tres consideraciones básicas (Anonimo(c);2009). La primera, directamente relacionada con las condiciones de diseño, que garantice que las personas intervinientes no sufran daño ni peligro alguno, en su ambiente de trabajo. La segunda consideración es la relacionada con la confiabilidad de los equipos de proceso y el proceso en su conjunto. La tercera encierra todos los dispositivos auxiliares, su cálculo y/o adopción para dar garantía al cumplimiento de los dos primeros presupuestos básicos considerados.

Unido a este principio se plantea el de *responsabilidad ambiental*, que debe ajustarse (Gomez;2007) a las normas y procedimientos legales de cada país y región en particular.

La consideración de todos los aspectos antes mencionados conduce a meditar sobre los *criterios que deben ser considerados para la evaluación de proyectos mecánicos de plantas pilotos* destinadas a la obtención de biocombustibles.

La aplicación integral de todos los principios anteriormente expuestos presupone contradicciones, algunas veces insalvables. Una forma de exponer (Figura 6.2) las contradicciones producidas por la aplicación de los principios anteriormente mencionados, se puede analizar a través de una propuesta de estrategia integral para lograr un equilibrio entre las etapas de concepción (laboratorio) y de aplicación (escalado) durante el diseño de plantas pilotos.

Figura 6.2.: Esquema estratégico conceptual para el desarrollo de plantas piloto



La *diversidad constructiva* está asociada a la variedad de tipos de equipos y de las funciones que realizan, así como de los parámetros de explotación con los cuales trabajarán (según el tipo de materia prima a tratar y las cantidades y tipos de coproductos a obtener).

La *complejidad constructiva* se define por el orden operacional y condiciones de funcionamiento (requisitos técnicos de operación, reactividades de las sustancias, necesidad de enfriamiento y calentamiento, medio empleado para ello, inocuidad, presiones de trabajo, etc.).

La *flexibilidad constructiva* estará dada por la adaptabilidad a otros procesos, áreas o locales preestablecidos, requisitos de funcionamiento de equipos auxiliares existentes (sus capacidades de trabajo y ubicación), etc.

Observando los presupuestos generales anteriormente expuestos, uno de los aspectos a considerar para el diseño mecánico del escalado de equipamiento para procesos a volúmenes de planta piloto lo constituye *el lugar de emplazamiento de la instalación terminada*.

Atendiendo a estos criterios es recomendable considerar los aspectos siguientes: área disponible; condiciones energéticas existentes (vapor, energía eléctrica y su potencia; servicios auxiliares disponibles (agua, alcantarillado); ubicación (respecto a los suministradores de materia prima y a los clientes); relación con el entorno (parque tecnológico, universidad, parque industrial, etc.). Relativa alta importancia poseen los cuatro primeros aspectos; sin embargo, no es así respecto a la relación con el entorno. Las potencialidades del marco externo al emplazamiento constituyen un eslabón importante para abaratar los costos de fabricación, montaje, operación y mantenimiento. Las capacidades instaladas y la experiencia desarrollada en el entorno son de suma importancia durante la concepción de la nueva planta.

Además de lo anteriormente expuesto, es de suma importancia tener en cuenta consideraciones relativas a la *selección y trabajo con los especialistas* que abordarán el diseño de plantas pilotos, a saber: el grado de especialización de cada uno de los miembros del grupo de trabajo; las normas para el desarrollo eficiente del trabajo en grupos multidisciplinarios y la eficiencia y la eficacia del grupo de diseño mecánico.

En cuanto a esto se prefieren grupos de especialistas multidisciplinarios enmarcados dentro de los campos de conocimientos siguientes: materiales (propiedades mecánicas, anticorrosivas, etc.); procesos (flujos productivos, tiempos de carga y descarga, etc.); mecánicos (resistencia de materiales, flujos, temperaturas, etc.) y explotación (operación, mantenimiento, economía, etc.).

De forma similar, es necesario considerar algunos de los *criterios para la selección del constructor*: experiencia en la producción de equipos para plantas químicas (especializado en el tema); experiencia en la producción de equipos pequeños (conocimiento sobre la tecnología de explotación flexible); experiencia en la producción de equipos por encargo (capacidad de producción adaptativa); experiencia en el montaje de miniplantas (capacidad de integrar la obra) y capacidad de realizar modificaciones sobre los prototipos *"in situ"*.

Muchos son los factores y consideraciones necesarias para conducir al éxito la extrapolación científica de la concepción (idea, incluso probada en el laboratorio por los especialistas químicos) a la materialización de una planta química. Las transformaciones en el equipamiento, en los procedimientos operativos, en las concepciones de trabajo son extraordinarias.

De la experiencia práctica de los autores en el desarrollo de proyectos de construcción de miniplantas químicas, puede afirmarse que en muchas ocasiones no se cuenta con el presupuesto necesario para la fabricación de recintos para albergar plantas pilotos, lo que no permite considerar aspectos esenciales sobre los aspectos que afectan la selección del lugar (Anónimo(d);2007). Para solventar esta dificultad se ha optado por escoger recintos ya existentes, diseñados para otros fines. Sin embargo, estas soluciones constituyen verdaderas camisas de fuerza para el correcto aprovechamiento lógico secuencial de los procesos a instalar. Precisamente, uno de los aspectos importantes a considerar en cuanto a ello es la *relación entre el espacio disponible para la instalación y el diseño mecánico de los equipos*. En cuanto a este aspecto ha de considerarse las relaciones entre: el espacio disponible y las operaciones de carga y descarga; la altura disponible y la sucesión operacional; y el área periférica de cada equipo con las operaciones de control de proceso, mantenimiento y reparaciones asociadas.

Dentro de las condiciones para el planteamiento de la planta experimental, que deciden las capacidades de los equipos, y con ello sus dimensiones, espesores de pared, costos, etc., se encuentran:

- 1.- La cantidad de jornadas laborales, en correspondencia con el tiempo de permanencia de cada proceso (específicamente define los volúmenes a trabajar en cada equipo),
- 2.- La cantidad de personal involucrado en la operación del proceso tecnológico a escala de planta (de- fine el costo de operación);
- 3.- La cultura técnica y la idiosincrasia social del personal involucrado en la operación de la planta (decide la exigencia en el diseño del equipamiento y de los controles necesarios);
- 4.- Las políticas nacionales sobre seguridad, protección e higiene del trabajo y de conservación del medio ambiente.

El proceso de escalado lleva consigo, inevitablemente la observación de normas técnicas constructivas, generalmente de alcance internacional, debido al uso de recipientes a presión, sometidos también a elevadas temperaturas, de dimensiones superiores a los empleados en los laboratorios y conductos de diferentes diámetros y materiales, transportadores de diferentes fluidos.

Los aspectos antes expuestos obligan a observar y generar documentos de ingeniería que se sustentan en códigos constructivos, tales como el *A. D. Merkblatt Code*, *A.S.M.E. Code*, *British Code BS 5500*, *Italian Pressure Vessel Code*, *Japanese Pressure Vessel Code*, *Japanese Std. Pressure Vessel Construction*, o similares, vitales para el diseño mecánico del equipamiento.

Además, la concepción de la fabricación debe concebir, ineludiblemente, conceptos de la ingeniería de la fiabilidad de equipos e instalaciones industriales; no solo desde su instalación, sino desde su concepción propia, recordando que la fiabilidad se prevé durante el diseño, se establece durante la construcción y se garantiza durante el mantenimiento.

Una vez instaladas, a las plantas pilotos ha de realizárseles una revisión a fondo del equipamiento y de su instalación, para lo cual han de desarrollarse, entre otras, las actividades siguientes:

1. *Revisión de la calidad constructiva de cada uno de los equipos*, en comparación con los estándares preestablecidos por diseño y empleando las técnicas y medios adecuados (inspección “in situ” empleando líquidos penetrantes, ultrasonido o inspección radiográfica, según se necesite, sobre las uniones soldadas de los equipos presurizados o sometidos a relativa alta temperatura), independientemente de la garantía del fabricante;
2. *Revisión de la instalación y del estado técnico de la instrumentación* añadida a los equipos, en función de los parámetros operativos de funcionamiento del equipamiento y de las normas de seguridad previamente establecidas para su colocación;
3. *Inspección de posicionamiento espacial* acorde al plano de instalación preestablecido;
4. *Revisión de las conexiones de alimentación y extracción de sustancias* (sólidos, vapor, líquidos, etc.) *y de energía eléctrica*;

5. *Inspección de conductos presurizados y no presurizados y de su aislamiento térmico;*
6. *Realización de las pruebas en vacío para cada equipo, según las especificaciones de diseño;*
7. *Realización de una prueba sin carga de la planta;*
8. *Realización de una prueba de la planta con carga al 80 % y al 100 %.*

Las plantas pilotos destinadas a la obtención de biocombustibles, atendiendo al criterio de flexibilidad operativa o multifuncionalidad, deben considerar las *perspectivas en el diseño integrado de procesos de plantas para biocombustibles*, dentro de las cuales ha de tenerse en cuenta que:

1. No solo son importantes los biocombustibles, como productos fundamentales del proceso, sino los coproductos que del proceso se derivan (atención al concepto de bio-refinería).
2. La obtención de coproductos y su procesamiento conduce a complejizar las plantas hacia áreas de menores volúmenes productivos y mayores requisitos de explotación (equipos complejos de construir, instalar y mantener).
3. La reducción del volumen y el incremento de la temperatura, junto a la operación con sustancias corrosivas conducen a la complicación del diseño mecánico.
4. Aparecen reactores presurizados, sometidos a ciclos térmicos de enfriamiento brusco, con volúmenes pequeños de trabajo, pero también en sus áreas superficiales, donde han de instalarse las conexiones necesarias para su funcionamiento.
5. El diseño mecánico de estos equipos no está estereotipado en códigos de prestigio internacionales.
6. Se requieren de herramientas investigativas conjugadas en el campo de la modelación de las condiciones de explotación, que no siempre son confiables, ni están disponibles.

Conclusiones

1. El equilibrio presupuestario para cada etapa de diseño de plantas pilotos, a partir del escalado de etapas simples de laboratorio, requiere la consideración de los principios esenciales siguientes: Proporcionalidad equilibrada, Flexibilidad operativa o multifuncionalidad, Independencia operacional, Simplicidad operativa, Independencia energética, Economía de la fabricación, Economía de la explotación, Economía del mantenimiento, Seguridad en el diseño y Responsabilidad ambiental.
2. Dentro de los presupuestos generales en el desarrollo constructivo de una planta piloto para la obtención de biocombustibles y derivados han de considerarse la Diversidad, la Complejidad y la Flexibilidad constructivas.

Referencia Bibliográfica

Anónimo(a).

Cambios radicales en la construcción y diseño de plantas químicas. Química. Dechema. 2009 [cited 2009 23-09-2009]; Available from: <http://www.interempresas.net/Quimica/Articulos/Articulo.asp?A=33974>.

Anónimo(b). (2009)

Diseño de plantas químicas. [cited 2009 29-03-2009]; Available from: http://www.uca.edu.sv/deptos/dae/seleccion_de_tamano_y_localizacion.pdf

Anónimo(c). (2009)

Consideraciones de seguridad en el diseño de plantas químicas. [cited 23-09-2009; Available from: <http://www.modeladoingenieria.edu.ar/unl/proyind/apuntes/seguridad.pdf>.

Anónimo(d). (2009)

Diseño de plantas químicas. [cited 29-03-2009; Available from: http://www.uca.edu.sv/deptos/dae/seleccion_de_tamano_y_localizacion.pdf

España-Camarasa, A. 1994

Contribución al estudio de plantas químicas multiproducto de proceso discontinuo. Barcelona: Escola Tècnica Superior d'Enginyers Industrials de Barcelona (UPC).

Gómez, C. (2007)

La industria de la re-refinación de aceite mineral usado en Argentina. [cited 2009 18/11]; Available from: http://www.cema.edu.ar/posgrado/download/tesinas2007/MADE_Hernandez.pdf

Speight, J.G. (2002)

Chemical Processes and Design Handbook. MCGRAW-HILL. 2548 pp.

CAPITULO VII

ASPECTOS CONCERNIENTES A LA MACROLOCALIZACIÓN Y TAMAÑO DE LAS INSTALACIONES QUE PROCESAN BIOMASA ATENDIENDO A LA INCERTIDUMBRE EN LA DEMANDA DE LOS PRODUCTOS Y LA DISPONIBILIDAD DE LAS MATERIAS PRIMAS

Dr. Ing. Amaury Pérez Martínez

Dra. Ing. Hilda Oquendo Ferrer

Dr. Ing. Pablo Galindo Llanes

Facultad de Química. Universidad de Camagüey “Ignacio Agramonte Loynaz”.
Cuba

Dr. Cs. Ing. Erenio González Suárez

Facultad de Química y Farmacia. Universidad Central “Martha Abreu” de Las Villas. Cuba.

La macrolocalización de plantas químicas

En la actualidad para el diseño de nuevas plantas de la industria química, así su consecuente proceso inversionista, resulta de gran importancia los estudios de macrolocalización ya que estos permiten determinar la ubicación óptima. En los últimos años el diseño de instalaciones químicas que producen biomasa, por ejemplo asociados a la industria azucarera, ha necesitado de la realización de estos estudios.

Se plantea que estos estudios se deben realizar bajo la consideración de la incertidumbre a la que están sujetas las variables, de esta forma se han propuesto como principales factores, la demanda del mercado y sus cambios en el futuro, también ha de considerarse la incertidumbre en las disponibilidades de materias primas, las disponibilidades de tecnologías para diferentes procesos, los costos de transportación de las materias primas y los productos terminados, así como la incertidumbre en los niveles de las capacidades iniciales de acuerdo a las demandas del mercado, de su evolución y aquellas asociadas a los parámetros financieros.

El presente capítulo se centrará en algunas consideraciones de los estudios de macrolocalización en cuanto a los métodos que ha sido propuestos, la importancia de considerar la incertidumbre en los criterios técnicos que estos estudios consideran, además se hará hincapié en un procedimiento metodológico que contempla la macrolocalización como un paso intermedio en el diseño de nuevas alternativas tecnológicas sostenibles y por último se ofrecerán los modelos matemáticos generales asociados a este algoritmo (A. Pérez *et al.*, 2012; A. Pérez, Oquendo, & González, 2008).

Factores a tener en cuenta en estudios de localización

Las etapas de localización están condicionadas para su resolución por factores que pueden ser cuantificables en términos económicos y otros cuya incidencia puede solo ser medida considerando métodos subjetivos. En la

figura 7.1, se muestran algunos de los factores a considerar en la localización de una planta química(García, 2004). Pero además de estos nueve factores se deben considerar las características propias de cada proyecto(García, 2004).

Figura 7.1.: Factores a considerar en la localización de una planta química según (García, 2004)

Ubicación del mercado de consumo.
La localización de las fuentes de materia prima.
Costo de transporte. Facilidades de transporte y vías de comunicación adecuadas.
Disponibilidad, costo y características de la mano de obra.
Disponibilidad y costo de energía eléctrica, combustible y otros insumos.
Infraestructura. Costo y disponibilidad de terrenos.
Disposiciones legales, fiscales o de política de localización de la industria manufacturera.
Impacto social.
Impacto ambiental.

Los estudios de macrolocalización constituyen una primera etapa en los estudios de localización de plantas, a su vez incluye la etapa posterior denominada microlocalización. De los factores anteriores resulta de gran importancia para la macrolocalización la ubicación del mercado de consumo y la localización de las fuentes de materias primas. Debe destacarse que los factores a tener en cuenta en la etapa de macrolocalización difieren de los que deben seguirse para una microlocalización. Por ejemplo los factores climáticos de política impositiva son importantes en la definición de la macrolocalización pero no son relevantes en la microlocalización.

Métodos paramacrolocalización de instalaciones químicas

La finalidad de los estudios de macrolocalización es medir económicamente la conveniencia de unas frente a otras ubicaciones; es decir, elegir aquella que permita las mayores ganancias entre las alternativas que se consideren factibles y se genere por tanto mayor rentabilidad.

Se han descrito varios métodos de evaluación para la localización como: el método de cribado y el método cualitativo por puntos, método de Brown Gibson y el denominado de maximización del valor actual neto, entre otros(-Figura 7.2).Otras herramientas muy utilizadas que refuerzan la decisión de la localización son el denominado método de transporte y el método del análisis de los costos.

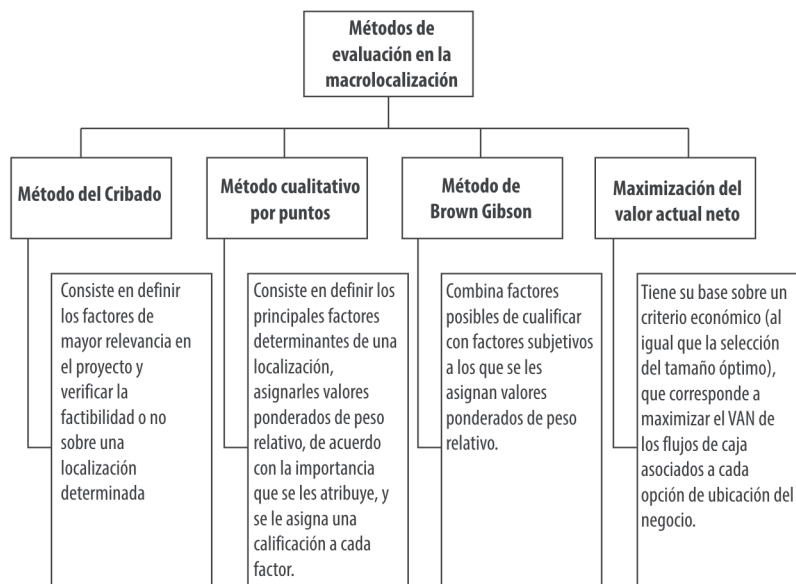
El método del análisis de los costos se basa en la suma de los costos o ganancias de cada localización. Se debe seleccionar los factores para los cuales

es posible determinar un costo o ganancia. Y se debe seleccionar aquella alternativa que presente menor costo o mayor beneficio.

El método de transporte es el método cuantitativo más comúnmente usado. Es una técnica matemática derivada de la Investigación de Operaciones cuyo objetivo fundamental es el de optimizar las actividades de localización y distribución. Este método es importante ya que puede solucionar casos en los cuales los costos de transporte de materias primas y la distribución de los productos son un problema para la localización de instalaciones de producción.

Independientemente del método seleccionado, cuando se trata de un análisis que tiene en cuenta la disponibilidad de materias primas, los niveles de las capacidades iniciales de acuerdo a las demandas del mercado, de su evolución y los parámetros financieros, deben considerarse las posibles fluctuaciones de estos factores. Por lo que para su mejor comprensión y obtener un resultado preciso se deben analizar teniendo en cuenta la incertidumbre que ellos generan (Catá, González, González, & Pérez, 2006; Catá, Pedraza, Rosa, & Castellanos, 2006; Oquendo & González, 2005; A. Pérez, *et al.*, 2008). Esta tendencia está acorde al enfoque de los problemas de incertidumbre en la ingeniería de procesos, así como los principios metodológicos para su consideración en el diseño de nuevas instalaciones, los cuales se muestran en cuatro direcciones (Rudd & Watson, 1968) los cambios en la relación capacidad de producción instalada y demanda de productos, 2) el entorno, tanto económico como ambiental, 3) los parámetros tecnológicos, 4) la disponibilidad de los equipos. En adición a estos aspectos se debe mencionar los estudios de la incertidumbre financiera (González *et al.*, 2005; Oquendo & González, 2005), y en particular una visión novedosa de la consideración de la incertidumbre a los cambios futuros combinando los estudios de demanda de los productos, con los de disponibilidad de las materias primas considerando la incertidumbre financiera (Oquendo & González, 2005).

Figura 7.2.: Métodos para determinar la localización de una planta



Generalidades de la resolución de problemas de macrolocalización y softwares de apoyo

Los estudios de macrolocalización permiten de forma general tomar decisiones para estudios posteriores más profundos, siendo de gran utilidad en el campo de la planificación de la producción y la localización final de plantas. Desde el punto de vista matemático estos se han derivado del problema clásico del transporte que constituyen una variante del problema lineal de optimización, en el que concurren variables enteras y continuas (Mayo, 1998; A. Pérez, *et al.*, 2008).

Existen situaciones en el diseño de nuevas plantas químicas donde es factible trabajar con funciones objetivos y restricciones, como por ejemplo en los problemas relacionados con la diversificación azucarera, y por tanto estos se pueden resolver con los métodos de programación lineal y los softwares existentes los cuales cada día son más sencillos y asequibles.

En sentido general, se puede plantear el hecho de que varios autores han desarrollado algoritmos de cálculo para aplicar la programación lineal a problemas prácticos en el campo de la ingeniería de procesos y todos coinciden en las ventajas de este método y sus amplias posibilidades, unido al desarrollo de programas de computación que facilitan considerablemente la utilización del mismo. Otros se refieren también, a su utilización en problemas clásicos, como lo es, el de transporte, y en problemas de macrolocalización de plantas industriales, así como su empleo en problemas combinados, donde se utiliza la programación con enteros. (Mayo, 1998; Oquendo & et al, 2001).

Entre los programas de cómputo especializados se debe mencionar el GAMS, el MINUS, el, el STORM, el MATLAB, el MILP y el SOLVER del EXCEL. (Mayo, O., 1998). Algunos de ellos en determinados contextos pueden no ser asequibles, para estos casos el uso del EXCEL y el SOLVER pueden ser empleados en estudios macrolocalización de nuevas plantas de derivados y de selección de alternativas de producción y propuestas de nuevos proyectos, para la solución de problemas de programación lineal mezclada con enteros a los problemas de ya sea por el criterio tradicional de costo mínimo de transporte o ampliando su utilización, cuando se emplean indicadores dinámicos de eficiencia de las inversiones (Oquendo & et al, 2001).

Consideraciones metodológicas de la macrolocalización en el diseño de proceso

El diseño de proceso requiere seleccionar, a partir de un conjunto de posibilidades, aquellas alternativas que en base a un criterio predeterminado, cumplan con los objetivos deseados. Constituye un reto el abordaje desde el punto de vista metodológico, ya que es complejo, dada la limitación práctica de implementar una herramienta efectiva, o un algoritmo de cálculo o procedimiento secuencial, que contemple simultáneamente todas las etapas y variables que intervienen en el diseño (Scenna, 1999). Resulta aún más complejo el diseño de procesos químicos sostenibles debido a la complejidad y multidimensión de la sostenibilidad.

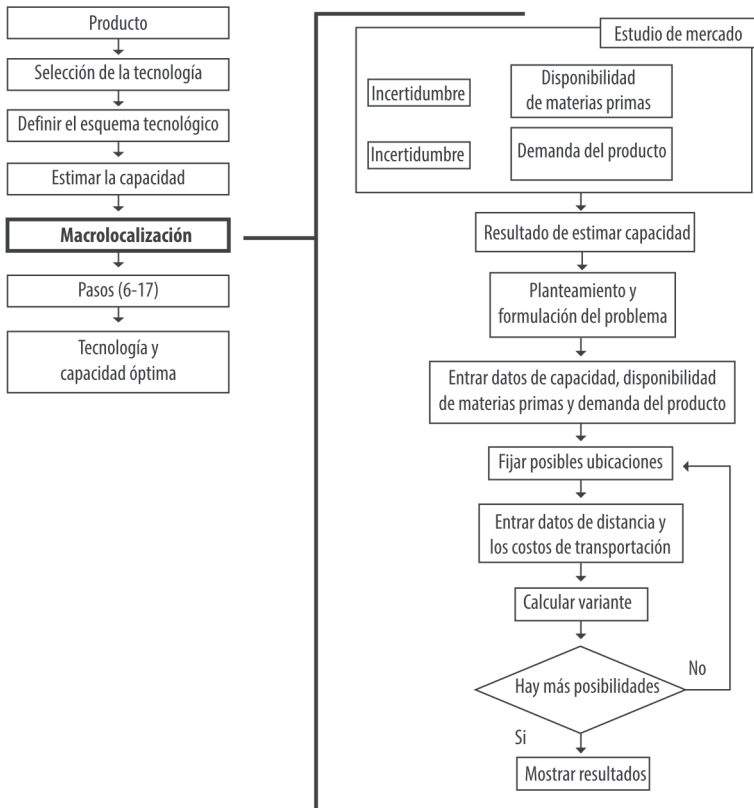
En este sentido, a pesar de que han sido diseñadas diferentes metodologías en el mundo, para llevar a cabo el diseño de procesos (Biegler, Grossmann, & Westerberg, 1997; Cross, 1984; Douglas, 1988; Peters & Timmerhaus, 1991; Rudd & Watson, 1968; Ulrich, 1984), se necesita de su adecuación a diferentes contextos. Por su parte, los estudios realizados sobre nuevos procesos químicos de la agroindustria en Cuba (Catá, 2006; Galindo, 2008; Ley Chong, 2006; Oquendo, 2002; Rosa, 1996; Santos, 1999) presentan soluciones metodológicas que abordan algunos aspectos del diseño de procesos químicos, como son la estimación de capacidad, la macrolocalización, la disponibilidad del equipamiento y más recientemente el estudio de otros elementos que contribuyan a la sostenibilidad, como la dimensión social y ambiental, aspectos técnicos como el control automático de procesos y un conjunto de indicadores de naturaleza cuantitativa que faciliten la evaluación.

El abordaje investigativo referente a las tareas que están involucradas en el diseño de proceso, puede seguir varios enfoques. Sin embargo, en este capítulo nos referiremos al planteado por Pérez y col (2012), que considera el hecho de un diseño con un carácter sostenible, fácil de adecuar a diferentes contextos y con un mínimo de recursos computacionales para llevarlo a cabo (A. Pérez, *et al.*, 2012).

En la metodología planteada por nuestro grupo de trabajo, la macrolocalización constituye el quinto paso (Figura 7.3). Le anteceden los denomi-

nados: 1) producto, 2) selección de la tecnología, 3) definición del esquema tecnológico, 4) estimación de la capacidad de la planta.

Figura 7.3.: Procedimiento general para el diseño de alternativas tecnológicas y algoritmo detallado del estudio de macrolocalización (A. Pérez, *et al.*, 2008)



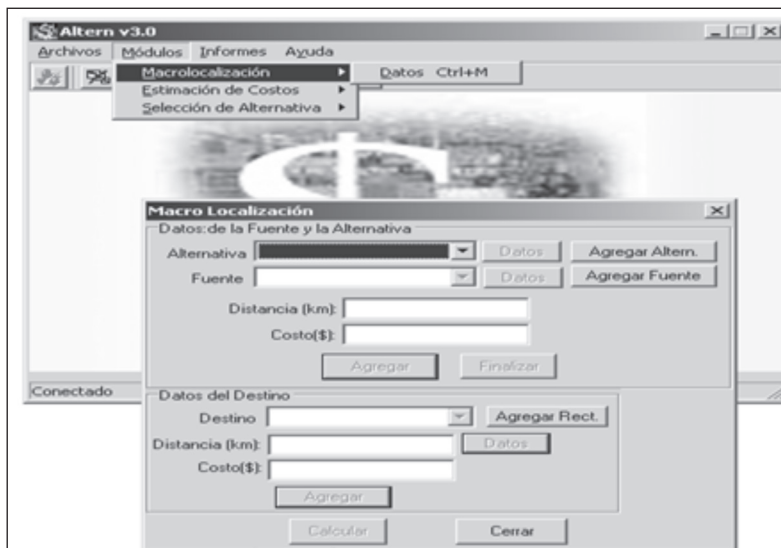
En el rango de estudios que incluyen estos cuatro pasos del algoritmo, antes de la macrolocalización los diseñadores cuentan con:

- el producto que se demanda, su cantidad y sus criterios de calidad, así como la tecnología, las materias primas (fuente y calidad), la energía (fuente).
- la tecnología asociada al producto demandado, el esquema tecnológico utilizando el diagrama de flujo como simbolismo esquemático para visualizar la topología (esquema estructural del proceso),
- la capacidad de la planta a partir de la demanda del mercado y la disponibilidad de materias primas y su incertidumbre financiera, a partir del método propuesto por (Mayo, 1998; Rudd & Watson, 1968). Además de los valores asociados a los indicadores sociales (nivel de satisfacción de

la demanda y el número de trabajadores) mediante el método propuesto por(Peters & Timmerhaus, 1991).

La realización del estudio de macrolocalización tiene como objetivo determinar la cantidad de materia prima (indicador técnico) disponible a partir de la mejor ubicación del proceso donde se minimice el costo de transportación de la materia prima. El método y la herramienta informática (Altern v3.0) que se sugiere es el propuesto por (A. Pérez, *et al.*, 2008) (Figura 7.4).

Figura 7.4.: Interfaz para los estudios de macrolocalización del software Altern v3.0



Se propone tener en cuenta, para un estudio de este tipo, los factores que más influyen como son: a) la demanda del mercado y sus cambios en el futuro, b) la incertidumbre en las disponibilidades de materias primas, c) las disponibilidades de tecnologías para diferentes procesos, d) los costos de transportación de las materias primas y los productos terminados. Estos factores pueden cuantificarse a través de la formulación de un problema lineal de optimización, donde la función objetivo es el costo de transportación y las variables a determinar son la cantidad de materia prima y el producto líder a distribuir propuesto por(A. Pérez, *et al.*, 2008).

Descripción de los pasos a seguir en la macrolocalización

En la Figura 7.3 los pasos específicos para llevar a cabo la macrolocalización se han detallado y se derivan del procedimiento general. Del conjunto de acciones que debe realizarse, el planteamiento y formulación del problema, tienen un gran peso porque inciden directamente en un buen resultado. Este paso consta de dos momentos que se describen a continuación:

1. El planteamiento del problema se debe realizar de forma sencilla y debe estar explícitamente cuál es su objetivo.
2. La formulación del problema se realiza con el objetivo de minimizar el costo de transportación, se ha de determinar las posibles restricciones que acoten a la función objetivo. Por lo tanto la función objetivo consta de elementos como: a) el costo de transportación de la materia prima y los productos, b) las cantidades de materia prima que se van a transportar desde la fuente hasta la alternativa de macrolocalización que se está analizando y la cantidad de producto que se va a transportar desde la alternativa hasta los destinos.

La función objetivo no es más que la sumatoria de los costos de transportación tanto de las materias primas como la de los productos terminados por las cantidades de cada una que se transportan y las restricciones de disponibilidad de la materia prima, demanda de materia prima y producto.

Después de obtener la función objetivo y las restricciones para el caso que se esté analizando, el siguiente paso es la entrada de los datos de capacidad de la planta que se quiere macrolocalizar, y los datos de disponibilidad de materias primas y la demanda de los productos por los puntos de almacenamiento.

Este es el primer paso del ciclo que se va a repetir hasta que se hayan calculados todos las posibles alternativas de macrolocalización que se encuentren bajo estudio y es donde se fija la capacidad de la planta. El próximo paso dentro del ciclo es la entrada de los datos de costo de transportación que se esté analizando. Después de tener toda la información necesaria se procede a calcular la variante. Es en este paso donde se obtiene el valor de la función objetivo y que no es más que el costo mínimo de transportación para este caso, como se define en el paso de formulación del problema. El último paso del ciclo es donde se plantea la condición si hay más posibilidades de ubicación para la planta en dependencia de la respuesta a esa condición se retornará a fijar la nueva posición de la planta y se repetirán los mismos pasos que se han analizado. En caso de que las posibilidades se haya agotado se pasara a mostrar los todos los resultados e identificar cual es la mejor ubicación de la planta obtenido durante el proceso de macrolocalización.

Una vez analizada la variante óptima de macrolocalización, el diseño de la alternativa tecnológica puede continuar hace nuevas etapas definidas en el procedimiento general (diagrama de bloques de la izquierda de la Figura 7.3). En la Tabla 7.1 se puede observar el flujo de información del procedimiento. Nótese que en el estudio de macrolocalización resulta vital conocer la capacidad de la planta y una vez concluido, se aporta al diseño la variante óptima de la cantidad de materias primas disponibles y su costo de transportación, bajo condiciones de incertidumbre.

Tabla 7.1.: Variables de entrada y salida en cada paso

Entrada	Pasos	Salida
Cantidad de demanda	Producto seleccionado	Cantidad de demanda
Materias primas		Materias primas
Tecnologías		Tecnologías
Tecnologías	Selección de tecnología	Tecnología
Tecnología	Definir esquema tecnológico	Diagrama de procesos
Cantidad de demanda	Estimación de Capacidad	Capacidad de la planta
		Nivel de satisfacción de la demanda
		Número de trabajadores
Capacidad de la planta	Macrolocalización	Cantidad de materias primas disponible
		Costo de transportación materias primas

Metodología propuesta por Perez y col (2012) antes de la macrolocalización

Modelos matemáticos asociados a la propuesta metodológica.

Estimación de la capacidad de la planta

La estimación de la capacidad de la planta se realiza a partir de la demanda del producto, para lo que se tendrá en cuenta la incertidumbre en la estimación de los valores futuros de esta demanda.

Esta estimación se puede expresar como (Oquendo, 2002, Rudd y Watson, 1968):

$$\frac{P}{P_0} = \frac{1 + F/V}{1 + F/V * Ke_f / K_0} \quad (\text{kg/d}) \quad (1)$$

Donde, P (Precio de producción, \$/kg), P_0 (precios de producción a la capacidad decidida), F (Costos fijos), V (Costos variables), Ke_f (Capacidad efectiva de la planta, unidades/año), K_0 (capacidad inicial, en unidades/año).

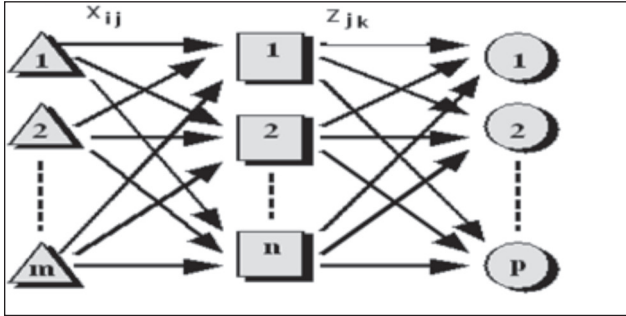
Esta modelación matemática esta soportada en el módulo de “estimación de capacidad” del software Altern V.3. Se presenta como una interfaz de usuario, donde se introducen los datos necesarios para su cálculo. En el caso de la demanda por año del producto, se puede considerar hasta 20 años. Los resultados de la capacidad estimada se muestran al usuario en un formulario (Figura 7.4).

Conclusiones

Macrolocalización: formulación del problema

La macrolocalización es tratada como un problema de programación lineal mezclada con entero, donde la función objetivo queda expresada como (Oquendo, 2002, Pérez y col., 2008). Se puede formular el problema de macrolocalización atendiendo al costo mínimo de transportación El esquema representado en la Figura 7.5 puede servir de guía para plantear las ecuaciones correspondientes.

Figura 7.5.: Esquema de un problema de macrolocalización (Mayo, 1998).



La función objetivo puede expresarse por la siguiente ecuación:

$$FO = \sum_I \sum_J X_{IJ} * CT_{IJ} + \sum_J \sum_K Z_{JK} * CT_{JK} \quad (1)$$

Donde: X_{IJ} es la cantidad de materia prima transportada desde la fuente de materia prima hasta la alternativa que se analizando; CT_{IJ} es el costo de transportación de la materia prima transportada desde la fuente de materia prima hasta la alternativa que se analizando en \$ /Kg*m; Z_{JK} es la cantidad de producto transportado desde la alternativa hasta la fuente de almacenamiento; CT_{JK} es el costo de transportación del de producto transportado desde la alternativa hasta la fuente de almacenamiento, en \$ /Kg*m.

Las restricciones que acotan la función objetivo se pueden agrupar en: i) disponibilidad de materias primas, ii) demanda de materias primas, iii) distribución de producto, IV) capacidad de almacenamiento de los destinos y v) las variables enteras.

Las expresiones matemáticas para determinar la disponibilidad de materia prima se pueden obtener al utilizar la siguiente expresión:

$$\sum_I \sum_J X_{IJ} \leq DMP_I \quad (2)$$

Donde: DMP_I es la cantidad de materia prima disponible en la fuente I ; X_{IJ} es la cantidad de materia prima transportada desde la fuente de materia prima hasta la alternativa que se analizando.

Para las de demanda de materia prima puede emplearse la fórmula:

$$\sum_J \sum_I X_{JI} = CPA_J * Y_J \quad (3)$$

Donde: CPA_J es la capacidad de producción de la planta J ; X_{JI} es la cantidad de materia prima transportada desde la fuente de materia prima hasta la alternativa que se analizando; Y_J es la variable entera que significa la posible ubicación de la planta que este siendo macrolocalizada.

Para las de distribución puede emplearse la fórmula:

$$CPA_J \leq \sum_J \sum_K Z_{JK} \quad (4)$$

Donde: CPA_J es la capacidad de producción de la planta J ; Z_{JK} es la cantidad de producto transportado desde la alternativa que se analizando hasta el destino de almacenamiento;

Para las de Capacidad de Almacenamiento puede emplearse la fórmula:

$$\sum_K \sum_J Z_{KJ} \leq CA_K \quad (5)$$

Dónde: CA_k es la capacidad de almacenamiento del Destino K ; Z_{KJ} es la cantidad de producto transportado desde la alternativa que se analizando hasta el destino de almacenamiento.

Para las variables enteras se emplea la fórmula:

$$\sum Y_J = 1 \quad (6)$$

Dónde: Y_J es la variable entera que significa la posible ubicación de la planta que este siendo macrolocalizada.

Referencias bibliográficas

- Biegler, L.; Grossmann, I. & Westerberg, A. W. (1997)
Systematic Methods of Chemical Process Design. Upper Saddle River, NJ, USA: Prentice Hall.
- Catá, Y. (2006)
Consideración de la incertidumbre en la integración de procesos en la industria de la caña de azúcar y sus derivados. Unpublished Tesis presentada en opción al Grado Científico de Doctor en Ciencias Técnicas, Universidad Central “Martha Abreu” de las Villas, Santa Clara.
- Catá, Y.; González, E.; González, M. & Pérez, P. (2006)
 Consideración de la incertidumbre en los balances de masa y energía en un complejo integrado. *Revista Cubana de Química*, 18, 185.
- Catá, Y.; Pedraza, J.; Rosa, E. & Castellanos, J. (2006)
 Metodología para la integración de la incertidumbre en la integración de procesos para la producción de biocombustibles. In E. González (Ed.), *La integración de procesos en la producción de biocombustibles* (pp. 67-94). Buenos Aires: CYTED.
- Cross, N. (1984)
Developments in Design Methodology. Chichester: John Wiley & Sons.

- Douglas, J. M. (1988)
Conceptual Design of Chemical Process. New York: McGraw-Hill.
- Galindo, P. (2008)
El Análisis de Procesos en la búsqueda de tecnologías más limpias.
Unpublished Tesis para la obtención del Grado Científico de Doctor en
Ciencias Técnicas (PhD), Universidad de Camagüey, Cuba.
- García, F. A. (2004)
Apuntes sobre localización de instalaciones. 2007, from <http://webdel-profesor.ula.ve/economia/>
- González, E.; Pedraza, J.; Rosa, E.; Garcia, A.; Rodriguez, I. & Gallardo, I.
(2005)
*Vías para el diseño de nuevas instalaciones de la industria de procesos
químicos fermentativos y farmacéuticos*. La Habana: Científico-Técnica.
- Ley Chong, N. (2006)
*Contribución a los métodos de asimilar tecnologías aplicado a un proce-
so de producción de biocombustibles.*, UCLV, Santa Clara.
- Mayo, O. (1998)
Técnicas básicas de optimización. La Habana.
- Oquendo, H. (2002)
*Consideración de la incertidumbre de la demanda y la disponibilidad de
las materias primas en la determinación de las nuevas capacidades de
producción de derivados de la caña de azúcar*. Unpublished Tesis para la
obtención del Grado Científico de Doctor en Ciencias Técnicas Univer-
sidad de Camagüey, Cuba.
- Oquendo, H. & *et al.* (2001)
Aplicación de la programación lineal para determinar la macrolocaliza-
ción de una planta de alcohol en la provincia de Camagüey. *Revista
Centro Azúcar*, 2, 23-26.
- Oquendo, H. & González, E. (2005)
Consideración de la incertidumbre en el desarrollo de un proceso inver-
sionista. In E. González (Ed.), *Vías para el diseño de nuevas instalacio-
nes de la industria de procesos químicos fermentativos y farmaceuticos*
(pp. 245-262). La Habana: Científico-Técnica.
- Pérez, A.; Cervantes, E.; Julian, M. C.; González, E.; Gómez, A.; Oquendo,
H.; *et al.* (2012)
Procedimiento para enfrentar tareas de diseño de procesos de la indus-
tria azucarera y sus derivados. *Revista Mexicana de Ingeniería Química*,
12(2), 333-349.

- Pérez, A.; Oquendo, H. & González, E. (2008)
Metodología para la macrolocalización de plantas de la industria de procesos, considerando la incertidumbre y la integración de estos. *Revista Centro Azúcar, Volumen-2008(3)*.
- Peters, S. & Timmerhaus, K. (1991)
Plant Design and Economics for Chemical Engineers. (5ta ed. Vol. Fourth Edition). Singapore: McGraw-Hill Chemical Engineering Series.
- Rosa, E. (1996)
Análisis de alternativas de inversión en la industria química considerando la fiabilidad de los equipos. Unpublished Tesis presentada en opción al Grado Científico de Doctor en Ciencias Técnicas, Universidad Central “Martha Abreu” de las Villas, Santa Clara, Cuba.
- Rudd, D. & Watson, C. (1968)
Strategy of Process Engineering. New York: Wiley.
- Santos, R. (1999). *Análisis de alternativas para reactivación de las plantas de Torula*. UCLV.
- Scenna, N. J. (1999)
Modelado, simulación y optimización de procesos químicos (2da Edición ed.).
- Ulrich, G. D. (1984)
A Guide IO Chemical Engineering Process Design and Economics. New York: John Wiley and Sons, Inc.

CAPÍTULO VIII

DESARROLLO Y EVALUACIÓN ECONÓMICA DE UNA TECNOLOGÍA A ESCALA INDUSTRIAL DE UN PROCESO PARA LA ELABORACIÓN DE VINO BLANCO COMÚN

Dr. MSc. Ing. Juan Esteban Miño Valdés

Facultad de Ingeniería. Universidad Nacional de Misiones. Argentina

Dr. Ing. José Luis Herrera Garay

Facultad de Ciencias Exactas Químicas y Naturales. Universidad Nacional de Misiones

Dr. Cs. Ing. Erenio Gonzalez Suarez

Facultad de Química y Farmacia. Universidad Central “Marta Abreu” de las Villas. Cuba

Introducción

En la provincia de Misiones Argentina desde el año 2004 se está desarrollando el proyecto Profruta para la diversificar la producción. Según Miño Valdés y Herrera (2007), el incremento del cultivo de la vid fue una las alternativas impulsadas, utilizando las variedades de *Vitis labrusca* que mejor adaptadas estaban a las condiciones edafoclimáticas de la provincia como Niágara Rosada (NR) e Isabella Tinto (IT) entre otras. Según Bakos (2009) la producción de uvas de mesa en Misiones abasteció la demanda del mercado misionero recién en el año 2009 con 0,61 kilogramos/habitante año ($\text{kg hab}^{-1} \text{ año}^{-1}$); donde unos 300 productores rurales se dedican al cultivo de la vid. Piekun (2011a) señaló que la cosecha de uvas de nov/2010 a feb/2011 alcanzó unas 800 toneladas (ton) y de este total el 85 por ciento (%) se comercializó como fruta fresca; con el remanente de uvas unos 50 productores rurales elaboraron vino común mediante fermentación espontánea, sin control de variables, para autoconsumo familiar. Teniendo en cuenta que el Código Alimentario Argentino (CAA) permite elaborar vinos comunes regionales con uvas no viníferas y que las normas del Instituto Nacional de Vitivinicultura de Argentina (INV) autorizan a comercializar solamente dentro del país, por ello esta actividad fue registrada como una alternativa de diversificación productiva a ser evaluada. Según Piekun (2011b) los precios en la chacra variaron entre 8 y 10 pesos/kilogramo ($\$ \text{kg}^{-1}$) al iniciar la cosecha en nov/2010 y descendió luego hasta 6 $\$ \text{kg}^{-1}$ al finalizar la misma.

El problema científico que se planteó fue la escasa información tecnológica obtenida con metodología científica para la elaboración de vino blanco común, con variedades de *Vitis labrusca*: IT o NR cultivadas en Misiones, utilizando inóculos de levaduras autóctonas.

Para resolver este problema fue necesario obtener y registrar los valores de los parámetros de seguimiento de la elaboración a escala laboratorio y planta piloto, en tres fases de análisis tecnológico:

- La fase prefermentativa incluyó: el pesado, despalillado, estrujado, prensado, sulfitado y el clarificado.
- La fase fermentativa incluyó: la adición de nutrientes y siembra de levaduras a diferentes temperaturas en mostos de IT y NR.
- La fase postfermentativa incluyó: el sulfitado, clarificado, estabilizado, almacenado, filtrado y envasado.

Como hipótesis se estableció que es viable desde el punto de vista científico y económico desarrollar una tecnología apropiada al medio rural, para elaborar vino blanco común apto para el consumo humano, a partir de mostos de uvas de mesa no viníferas.

Por lo expuesto el objetivo general planteado fue: desarrollar un procedimiento tecnológico apropiado y sustentable, para la elaboración de vino blanco común apto para consumo humano, a partir de mostos de uvas no viníferas cultivadas en Misiones utilizando levaduras autóctonas o *Saccharomyces cerevisiae bayanus* (*S. bayanus*).

Los objetivos específicos del desarrollo tecnológico requieren:

- Fundamentar desde el punto de vista científico y tecnológico la estrategia investigativa para alcanzar el objetivo general propuesto.
- Realizar las vinificaciones de uva IT y NR con levaduras nativas o *S. bayanus* como levadura de control a diferentes temperaturas.
- Evaluar el desempeño de las levaduras autóctonas respecto de *S. bayanus*.
- Determinar la aptitud fisicoquímica de los vinos blancos comunes elaborados.
- Establecer y proponer un procedimiento tecnológico adecuado para la elaboración.
- Demostrar la sustentabilidad económica de la tecnología desarrollada y atenuar el impacto ambiental para este procedimiento tecnológico.

Para alcanzar los objetivos específicos la estrategia fue, partir de un análisis profundo del estado del arte de la vinificación con uvas viníferas, y ejecutar las acciones con metodología inductiva y deductiva en las siguientes escalas:

A escala laboratorio:

Etapa A. Se elaboró vino blanco seco común.

Etapa B. Se evaluaron los valores de los parámetros de seguimiento.

Etapa C. Se obtuvo un modelado matemático del proceso.

Etapa D. Se constató la aptitud de los vinos para el consumo humano.

A escala planta piloto:

Etapa E. Se estableció un procedimiento tecnológico y se elaboraron vinos.

Etapa F. Se evaluaron los rendimientos de cada operación.

A escala industrial:

Etapa G. Se dimensionó el equipamiento para el procedimiento establecido.

Etapa H. Se evaluó económicamente el desarrollo tecnológico establecido.

Estudios a escala de laboratorio

Etapa A:

Elaborar vino blanco seco común con IT y con NR.

Materiales y Métodos a escala laboratorio

Las uvas utilizadas fueron las variedades de *Vitis labrusca* NR e IT de Cerro Azul Misiones, cosecha 2006/2007. Los inóculos de levaduras (lev.) nativas provenían de la piel de las uvas y *S. bayanus* (lev. comercial, origen España, proveedor Anfiqúmica).

Inóculo de lev. nativas: se prensaron 2 kg de uva IT con piel (sin escobajo) y se le adicionó 1 gramo/hectolitro (g hL^{-1}) de fosfato de amonio (coadyuvante de fermentación alcohólica). Fermentó espontáneamente durante 2 días (d); luego se tomó (sin piel) el 3% volumen/volumen (v/v) del pie de cuba y se inoculó a 2 L de mosto IT preparado. La cantidad de lev. por mililitros (mL) en el mosto al inicio de la fermentación fue de $12 \cdot 10^3$.

Inóculo de *S. bayanus*: se agregaron al mosto las levaduras en dosis de 1 g hL^{-1} previamente hidratadas y reactivadas con agua destilada a 37°C durante 30 minutos (min.) La concentración inicial en el mosto fue de $6 \cdot 10^3$ *S. bayanus* mL^{-1} .

Muestras: se utilizaron 5 kg de uva por muestra a vinificar, se prensó separadamente sin escobajo hasta obtener 2,5 L de mosto. Se agregaron al mosto 3 g hL^{-1} de anhídrido sulfuroso (SO_2) y 2 g hL^{-1} de enzimas pectolíticas. Cada envase se obturó con válvula de agua y se decantó por 24 horas (h) para clarificar el mosto. Al cabo de este tiempo, se separaron 0,5 L de borra, obteniendo muestras de 2 L c/u. Las fermentaciones isotérmicas se realizaron a: 18, 22, 26 y 30 grados Celsius ($^\circ\text{C}$) con IT y a 24°C con NR.

Los aditivos adicionados fueron soluciones preparadas de metabisulfito de potasio al 10% peso/peso (p/p); fosfato de amonio al 5% p/p y enzimas peptolíticas (proveedor Lafazym, origen España). Los inóculos, las muestras y los aditivos se prepararon con la metodología de Pszczolkowski, (2002).

Se determinaron: los índices de maduración de Van Rooyen-Ellis-Du Plessi y de Cillis-Odifredi; los sólidos solubles totales (SST) medidos en grados Brix ($^\circ\text{Brix}$); el potencial de hidrógeno (pH); el peso y volumen de las bayas; la densidad del mosto; el rendimiento en mosto de las bayas; los azúcares reductores; el grado de alcohol obtenido; el grado de alcohol probable; la acidez (total y volátil); la temperatura; el anhídrido sulfuroso (libre y total); el poder fermentativo (PF); la actividad fermentativa (AF); el ren-

dimiento fermentativo (RF), el recuento de la población y las generaciones de levaduras.

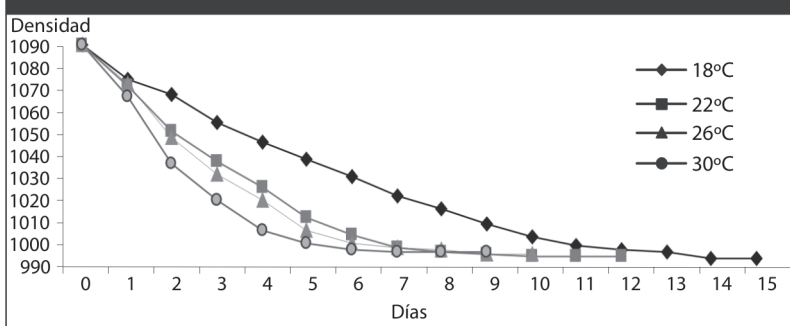
Los aditivos y las determinaciones se realizaron según la metodología de Chang, (2002); Pszczolkowski, (2002); INV, (2005); Boulton *et al.*, (2006) y Bordeaux, (2006).

Fermentaciones: se inocularon por triplicado con levaduras nativas o con *S. bayanus* muestras de 2 L preparadas a las temperaturas de fermentación. A cada mosto se le adicionó 1 g hL^{-1} de fosfato de amonio. Los envases se obturaron con válvula de agua para producir anaerobiosis. Se iniciaron simultáneamente todas las fermentaciones en cámara isotérmica. Cuando la densidad se mantuvo constante 2 días consecutivos la fermentación se dio por concluida. A cada vino obtenido se añadió 6 g hL^{-1} de SO_2 . Los vinos se guardaron en posición vertical a 0°C en una cámara refrigerada durante tres semanas a 0°C . Luego, la borra formada fue separada cuando el vino se trasegó a botellas limpias y desinfectadas de 750 mL c/u. Se corrigió el SO_2 libre llevándolo a $0,035 \text{ g L}^{-1}$ de vino para su protección. Se obturaron los envases con corchos cilíndricos y se almacenaron 3 meses acostados a 0°C para estabilizarlos, luego se analizaron. La metodología de la fermentación alcohólica en condiciones enológicas fue según Pszczolkowski, (2002). Se utilizó el paquete estadístico Statgraphic Plus® para Windows 1993, versión 5.1 Statistical Graphics Corporation. Para el análisis de datos la media, la desviación estándar y el rango. El test de Fischer (F) para el análisis de varianzas desconocidas y para comparar las medias con varianzas iguales el test (t) de Student, ambos estadígrafos se aplicaron con un nivel de confianza (NC) del 95% y a dos colas.

Resultados a escala laboratorio

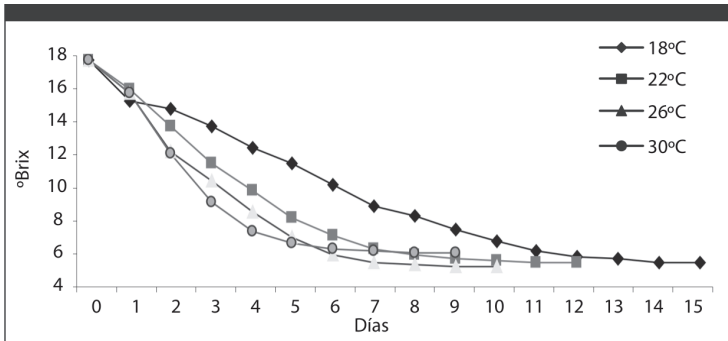
En las Figuras 8.1, 8.2, 8.3 y 8.4 se presentan los valores de densidad, SST, pH y población de levaduras respectivamente en función del tiempo para mostos fermentados con levaduras nativas.

Figura 8.1.: Densidad vs. Tiempo de fermentación en mostos de IT con levaduras nativas.



Fuente: elaboración propia.

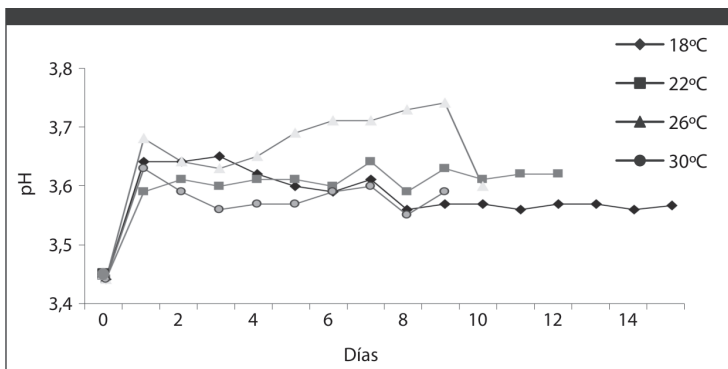
Figura 8.2.: SST vs. Tiempo de fermentación en mostos de IT con levaduras nativas



Fuente: elaboración propia.

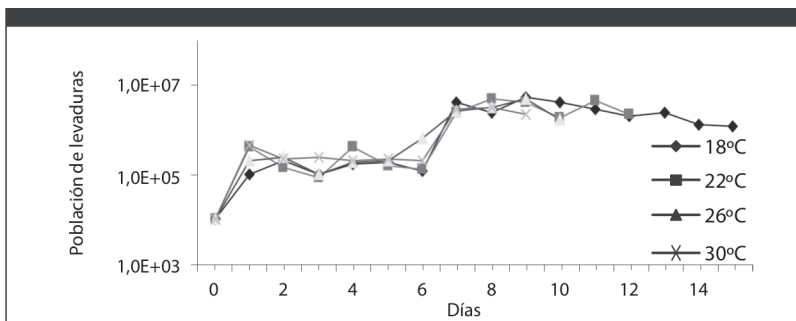
Con IT y *S. bayanus* se presentan en las Figuras 8.5, 8.6, 8.7 y 8.8 los valores de densidad, SST, pH y población de levaduras respectivamente en función del tiempo de fermentación.

Figura 8.3.: pH vs. Tiempo de fermentación en mostos de IT con levaduras nativas



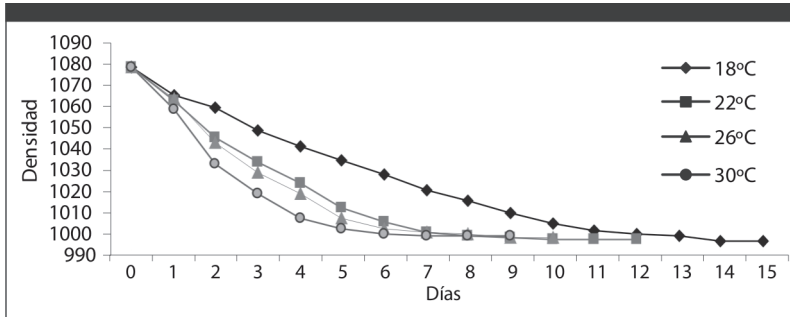
Fuente: elaboración propia.

Figura 8.4.: Levaduras nativas mL⁻¹ vs. Tiempo de fermentación en mostos de IT



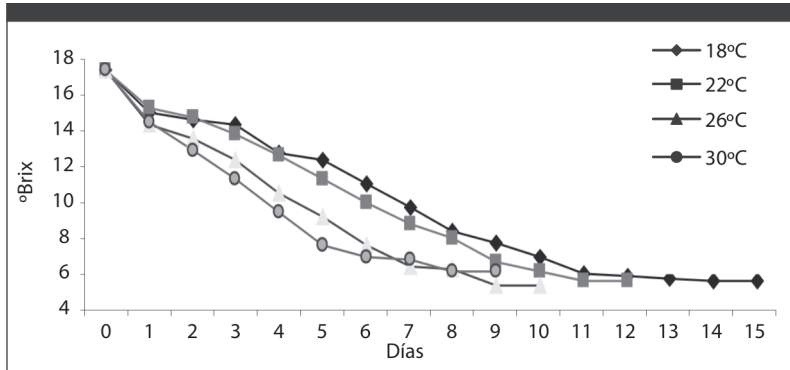
Fuente: elaboración propia.

Figura 8.5.: Densidad vs Tiempo de fermentación en mostos de IT con *S. bayanus*



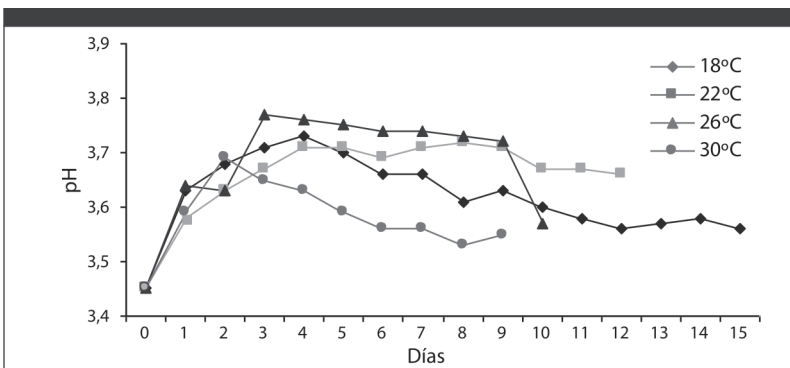
Fuente: elaboración propia.

Figura 8.6.: SST (°Brix) vs Tiempo de fermentación en mostos de IT con *S. bayanus*



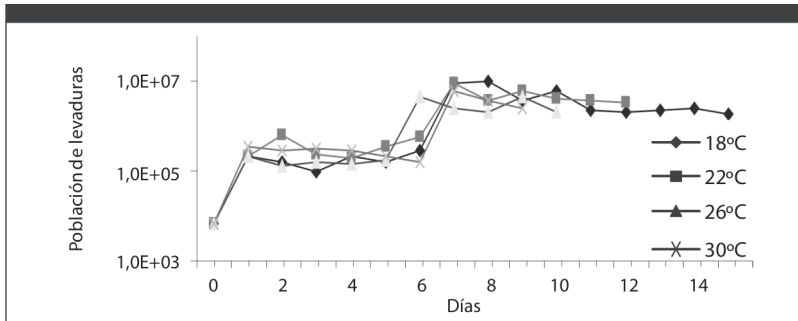
Fuente: elaboración propia.

Figura 8.7.: pH vs Tiempo de fermentación en mostos de IT con *S. bayanus*



Fuente: elaboración propia.

Figura 8.8.: *S. bayanus* vs Tiempo de fermentación en mostos de IT



Fuente: elaboración propia.

Los resultados con uvas NR inoculadas con levaduras nativas y *S. bayanus* a 24°C se presentan en la Tabla 8.1.

Tabla 8.1.: Densidad, pH y SST vs Tiempo de fermentación en mostos NR a 24°C

Tiempo Días	Densidad (g L ⁻¹)		pH		SST (°Brix)	
	<i>S. bayanus</i>	Nativas	<i>S. bayanus</i>	Nativas	<i>S. bayanus</i>	Nativas
0	1080,3	1080,3	3,20	3,20	19,0	19,0
1	1058,6	1058,8	3,29	3,32	15,5	15,89
2	1045,8	1046,7	3,28	3,26	13,4	13,85
3	1035,8	1035,8	3,26	3,26	11,6	12,09
4	1021,9	1023,7	3,25	3,19	10,3	10,75
5	1013,7	1015,7	3,23	3,18	8,75	8,25
6	1005,6	1006,7	3,21	3,20	7,21	7,75
7	1001,7	1001,4	3,24	3,21	6,84	6,60
8	997,7	997,7	3,23	3,25	6,24	6,24
9	995,7	995,6	3,24	3,23	5,74	5,71
10	993,7	993,6	3,25	3,23	5,74	5,71
11	993,6	993,6	3,27	3,24	5,71	5,61

Fuente: elaboración propia.

Etapa B:

Los resultados del proceso de vinificación de los mostos de uva IT a diferentes temperaturas con el test t para un nivel de confianza (NC) del 95%:

Los pH medio no presentaron diferencias significativas: a 18, 22 y 26°C con inóculos de levaduras nativas; a 18, 22 y 26°C con inóculos de *S. bayanus*; a 18, 22, 26 y 30°C con inóculos de nativas respecto de *S. bayanus* a cada temperatura.

Los pH medios presentaron diferencias significativas: a 30°C respecto de 18, 22 y 26°C con inóculos de levaduras nativas; a 30°C respecto de 18, 22 y 26°C con inóculos de *S. bayanus*.

Los valores de SST medios no presentaron diferencias significativas: a 18, 22, 26 y 30°C con inóculos de levaduras nativas; a 18, 22, 26 y 30°C con inóculos de *S. bayanus*; a 18, 22, 26 y 30°C con nativas respecto de *S. bayanus* a cada temperatura.

El PF en $[(\text{°Alcohol obtenido}) 10^2 (\text{°Alcohol esperado})^{-1}]$: al comparar a cada temperatura el PF: las *S. bayanus* tuvieron valores más elevadas que el de las nativas con 9,1% mas a 18°C (98,9 a 89,8); con 4,1% mas a 22°C (93,9 a 89,8); con 5% mas a 26°C (95,9 a 90,9) respectivamente; pero a 30°C las nativas tuvieron un 8% mas (90,8 a 82,8).

La AF en (g azúcar día⁻¹): en mostos de IT de las *S. bayanus* y las nativas fue similar a igual temperatura con los siguientes valores: 11,2 a 18°C; 14 a 22°C; 16,8 a 26°C; 18,6 a 30°C; y 14,6 a 24°C en mostos de NR.

El RF en (g azúcar / °Alcohol). Desde este punto de vista del RF medio las *S. bayanus* tuvieron más rendimiento que las nativas: (17,14 y 18,87) a 18°C; (18,06 y 18,87) a 22°C; (17,68 y 18,66) a 26°C respectivamente; pero a 30°C el mejor RF la obtuvieron las nativas con 20,48 respecto de las *S. bayanus* con 18,66.

La población final para 18, 22, 26 y 30°C con IT para nativas y *S. bayanus* fueron: (1,25–2,37)10⁶ células mL⁻¹ de 6-8 generaciones y (1,82–3,47).10⁶ células.mL⁻¹ de 8-10 generaciones respectivamente.

Etapa C:

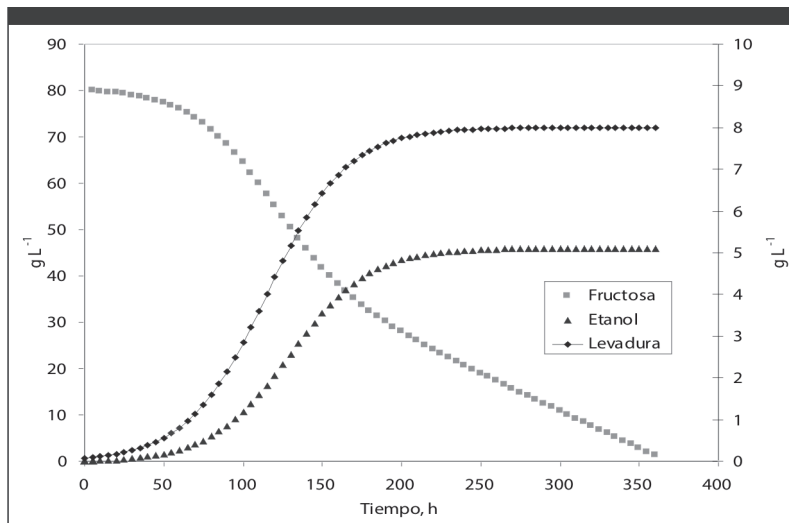
El modelado de la fermentación alcohólica en condiciones enológicas se presenta graficado en la Fig.8.10. La contribución a la formación de etanol, la población de *S. bayanus* y la disminución de sustrato fueron para la fermentación del mosto de IT a 18°C.

Se consideró oportuno aportar a la ciencia enológica, para predecir ecuaciones numéricas en el cambio de escala, explicar un comportamiento tecnológico y pronosticar el desempeño de la levadura en planta piloto o a nivel industrial. La resolución de las ecuaciones por el método de Newton de regresión no lineal ha conducido a la simulación del proceso de fermentación de la fructosa a partir de la concentración de biomasa conocida y la evolución del consumo de fructosa, presente en cantidades equivalentes a la glucosa en el mosto.

Esto se planteó con el siguiente conjunto de variables donde sus unidades definen el significado de cada una: $\mu M = 0,04 \text{ h}^{-1}$; $m = 0,02 \text{ g fructosa (g biomasa h)}^{-1}$

$Y_{X/S} = 0,2 \text{ g biomasa (g fructosa)}^{-1}$; $\Delta t = 14,56 \text{ h}^{-1}$; $Y_{P/X} = 5,78 \text{ g etanol (g biomasa)}^{-1}$

Figura 8.10.: Curvas simuladas del consumo de fructosa por *S. bayanus* en el modelo logístico



Fuente: elaboración propia.

El modelado matemático obtenido representó adecuadamente los resultados del modelo observado según Miño Valdés (2010).

Etapa D:

Desde el punto de vista de las variables medidas los vinos fueron aptos para el consumo.

Conclusiones Parciales a escala laboratorio: etapas A, B, C y D

1. Con fermentaciones isotérmicas a 18, 22, 26 y 30°C con IT y a 24°C con NR utilizando levaduras nativas de las mismas bayas o con cepas puras de bayanus fue viable elaborar vino blanco seco común.

2. La densidad, los SST, el pH y la población de levaduras: con IT las densidades de los mostos con nativas a 18, 22, 26 y 30°C no presentaron diferencia significativas. Idem para las densidades de los mostos con bayanus. Idem para las densidades de mostos con nativas y mostos con bayanus a igual temperatura. Idem para °Brix y población de levaduras de los mostos con ambas cepas. El pH de los mostos a 18, 22 y 26°C no presentaron diferencia significativa con nativas; ni el pH en mostos con *S. bayanus*; tampoco el pH en mostos con nativas y con *S. bayanus* a igual temperatura.

3. El PF (en % v/v): en mostos de Isabella tinto con las levaduras nativas fueron mejores a 30°C y 26°C (con 90,8 y 90,9) que a 22 y 18°C (con 89,8 y 89,8). Con *S. bayanus* fueron mejores a 18°C (con 98,9) que a 22°C (con 93,9) a 26°C (con 95,9) y a 30°C (con 82,8). En mostos de Niágara rosada a 24°C con *S. bayanus* (99,1) fueron mejores que con levaduras nativas (96,3).

4. La AF (en g azúcar día⁻¹): en mostos de Isabella tinto con las levaduras nativas y con *S. bayanus* los valores fueron iguales: a 18.6 a 30°C; 16,8 a 26°C; 14 a 22°C; y 11,2 a 18°C. En mostos de NR con levaduras nativas y con *S. bayanus* los valores fueron de 16,6 a 24°C.
5. El RF (en g azúcar inicial °Alcohol⁻¹): en mostos de IT con las levaduras nativas fue mejor a 26-30°C que a 18-22°C (con 18,66 y 18,87) respectivamente. Con *S. bayanus* fue mejor a 18°C (con 17,14) que a 22°C (18,06), a 26°C (16,8) y a 30°C (20,48). El RF medio (de 18, 22, 26 y 30)°C fue mejor para las *S. bayanus* (18,34) que para las nativas (18,76) respectivamente. En mostos de NR fue mejor con las *S. bayanus* (17,26) que con levaduras nativas (17,76) a 24°C.
6. La duración de las fermentaciones isotérmicas en mostos de IT (a 18, 22, 24, 26 y 30)°C: con inóculos de 12 10³ nativas mL⁻¹, demoraron 15, 12, 11, 10 y 9 días respectivamente; con inóculos de 6 10³ *bayanus* mL⁻¹, demoraron 15, 12, 11, 10 y 9 días respectivamente.
7. Las generaciones de levaduras nativas y *S. bayanus* en mostos de uvas IT fueron de 6-8 y 8-9 con máximos de 8-9 y 9-11 respectivamente.
8. El Modelado matemático obtenido representó adecuadamente el modelo observado para la evolución de la fructosa de acuerdo al modelo logístico resuelto, el aporte fue justifica el 50% del etanol total obtenido, considerando que glucosa y fructosa estaban en cantidades equivalentes en la fermentación de mostos de IT a 18°C con *S. bayanus*.

Estudio a escala planta piloto

Basado en las conclusiones parciales anteriores, para avanzar a la etapa E y F de planta piloto, se seleccionaron las temperaturas de 20, 22 y 24°C para elaborar vinos en planta piloto con uvas IT, NR y levaduras *S. bayanus*.

A continuación se desarrolla una síntesis de la tecnología a escala planta piloto para las etapas E, F y para escala industrial las etapas G y H.

Etapa E:

Para establecer un procedimiento tecnológico en planta piloto se utilizó el criterio de semejanzas. Según Ibarz y Barboza, (2005) para el diseño y construcción de equipos a mayor escala, existen dos modelos el matemático y el empírico. El criterio de semejanza matemático es $m' = k m$ donde m y m' son las medidas de una misma magnitud en el modelo y en el prototipo industrial respectivamente, siendo k el factor de cambio de escala. Se aplicaron las semejanzas: mecánicas, geométricas, térmicas y de concentración para todos los ensayos de vinificación realizados.

En la Tabla 8.2 se representan las operaciones establecidas para la elaboración de vino blanco a partir de uvas no viníferas de color con inóculo de *S. bayanus*.

Los criterios de semejanza aplicados entre el modelo y el prototipo fueron cuatro: a) la geométrica (proporcionalidad entre las dimensiones de equipos); b) la mecánica (recepción, pesado, despallado, estrujado, prensado,

clarificado, almacenado, filtrado, envasado y movimiento de fluidos); c) la térmica (fermentado y enfriado); d) la concentración (levaduras y aditivos en las operaciones). En esta etapa se aplicó un cambio de escala con factor k de 40, resultando la muestra para planta piloto de 200 kg viñedo.

Tabla 8.2.: Operaciones para elaborar vino blanco en planta piloto con uvas de color

Operaciones	Aditivos
1. Recepción	
2. Pesado	
3. Despalillado	
4. Estrujado	
5. Prensado	
6. Clarificado	(3 g SO ₂ + 2 g enzimas peptolíticas) hL ⁻¹
7. Fermentación	(1g fosfato amonio + 1 g <i>bayanus</i>) hL ⁻¹
8. Clarificado	6 g SO ₂ hL ⁻¹
9. Almacenado	
10. Filtrado	
11. Envasado	Llevar a 35 mg SO ₂ libre hL ⁻¹

Fuente: Flanzky 2003.

Etapa F:

Para evaluar en planta piloto el procedimiento tecnológico establecido en la Tabla 8.2, se desarrollaron las vinificaciones utilizando los materiales y métodos de laboratorio, para un tamaño de muestra de 200 kg viñedo. Se obtuvieron los rendimientos de cada operación y con estos valores los rendimientos globales de cada vinificación.

Estudio a escala industrial

Etapa G:

La producción de 12 familias, 3 meses por año se cálculo en: 4.212 tn viñedo año⁻¹.

El tamaño de la planta requerida para satisfacer a la unidad productiva para una jornada laboral de 8 h/día a razón de 30 días/mes requiere 46,8 tn viñedo día⁻¹.

Para operar 6 h/jornada con 2 h de limpieza requiere un tamaño de 8 Tn viñedo h⁻¹.

Se aplicó un factor de cambio de escala de k igual a 40; a partir de 200 kg viñedo por muestra en planta piloto se obtuvo para escala industrial 8.000 kg viñedo h⁻¹.

Los rendimientos industriales proyectados con k 40 para 8.000 kg viñedo h⁻¹ expresados en L vino y en botellas de 750 mL cada una fueron:

Para 20°C con NR se podrían obtener 4.184 L vino blanco (5.578 botellas).

Para 20°C con IT se podrían obtener 4.512 L vino blanco (6.016 botellas).
 Para 22°C con NR se podrían obtener 4.280 L vino blanco (5.706 botellas).
 Para 24°C con NR se podrían obtener 4.376 L vino blanco (5.834 botellas).
 Los equipos seleccionados en función del tamaño proyectado fueron:

- 1 Central de refrigeración de 24 caballo vapor (hp); 54.000 frigorías h⁻¹; temperaturas del agua a la entrada 12°C y a la salida 7°C.
- 1 Bomba móvil para trasiego (2 hp, 2 velocidades, 470 revoluciones por minuto (rpm), caudal de 12 m³ h⁻¹ a 16 m altura).
- 1 Bomba a tornillo para trasiego de molienda de 4 kW, (10 m³ h⁻¹, 1,8 bar y 200 rpm).
- 1 Cinta elevadora para viñedo en acero inoxidable (380 Volt, 50 Herz, y 1,5 kW).
- 1 Estrujadora-despalilladora de acero inoxidable (9 10³ kg viñedo h⁻¹ y 1,87 Kw).
- 1 Balanza de 250 kg para pesar cajas con viñedo de 10 a 13 kg c/u.
- 1 Filtro de diatomeas para 4 m³ h⁻¹; capacidad 85 L, presión 6 bar, potencia 1,75 KW.
- 1 Filtro de marcos y 40 placas de 50, 80 y 100 L placa⁻¹ h⁻¹ para pulido del vino.
- 1 Bomba de pistón de acero inoxidable, (2 velocidades de 4300 a 8500 L h⁻¹ y 1,5 hp).
- 1 Enfriador de vendimia de 6 metros con 4 tubos concéntricos de 80 milímetros (mm) de diámetro interior y 114 mm de diámetro exterior.
- 1 Pasarela de acero con baranda, guarda pierna y pie, piso de rejilla y escalera.
- 13 Juegos de cañería interna para el refrigerador y fermentadores (ida y vuelta)
- 2 Tanques Pulmón para agua fría y retorno, con una capacidad de 1.500 L c/u.
- 3 Bombas de Circulación: una primaria y dos secundarias de 2 hp c/u.
- 13 Tanques de acero para fermentación y clarificación calculados: de 31,9 m³ c/u.
- 1 Línea de envasado manual para botellas de 750 cm³.

Etapa H:

Estimación de la inversión de capital y costos de producción según Peters y Timmerhaus, (1981). Se pueden utilizar diversos métodos para analizar la inversión de capital. La elección del método depende de la cantidad de información detallada disponible y la exactitud que se desea obtener. En esta oportunidad se utilizó el método C de porcentaje de equipo entregado. A continuación, los restantes rubros de costo directo de la planta se estiman como porcentajes del costo de los equipos entregados. Los componentes adicionales de la inversión de capital se basan en % promedio del costo directo total de la planta; en los costos totales directos e indirectos o en la inversión total de capital.

En la Tabla 8.3 se presenta el capital fijo invertido para las alternativas estudiadas en planta piloto y proyectadas a escala industrial con un factor de proporcionalidad de $k = 40$.

Respecto de la capacidad de la planta para procesar 8 ton viñedo h^{-1} ; entre los considerandos del análisis económico se estableció que el 1er año se trabajaría al 70%, el 2do al 85 % el 3ro al 90% y a partir del 4to al 95%. El precio de venta del vino embotellado listo para la venta se fijó en 1,5 USD durante el análisis económico y el día laboral en 6 horas.

Tabla 8.3.: Capital Fijo Invertido actualizado en función de las temperaturas isotérmicas de fermentación, uvas, e inóculos

CONCEPTOS	Costo U\$D			
Año (índice de cálculo)	2005 (441)	2012 (620)	2012 (620)	2012 (620)
Variante nº / uva		1 / NR	2 / NR	3 / IT
Temperatura	20°C	24°C	22°C	20°C
Inóculo		20 g lev/hL	20 g lev/hL	1 g lev/hL
I. Costos Directos	533 341.0	702 000.1	747 619.1	900 363.0
I.I. Equipamiento (cotización de oferta)				
A. Equipamiento adquirido	360 633.0	507 013.9	535 646.25	645 083.40
• Costo de instalación	21 793.0	30 638.78	32 369.03	38 982.30
• Instrumentos y controles	2 200.0	3 092.98	3 267.64	3 935.25
• Cañerías y tuberías	3 200.0	4 498.88	4 752.94	5 724.01
• Instalación eléctrica	2 800.0	3 936.52	4 158.82	5 008.50
B. Obras civiles (incluyendo servicios)	141 115.0	198 393.6	209 597.3	252 419.9
C. Instalaciones de servicio (montadas)	1 100.0	1 546.49	1 633.82	1 967.62
D. Terreno	500.0	702.95	742.64	894.37
II. Costos Indirectos		100 332	101 764	107 236
A. Ingeniería y supervisión	7 330.0	37 491.25	37 491.21	37 491.26
B. Gastos de Construc. y honorarios	20 000.0	37 491.25	37 491.21	37 491.26
C. Eventuales	18 031.6	25 350.6	26 782.30	32 254.1
III. Capital fijo invertido = I + II		802 332.1	849 383.1	1 007 599

Fuente: elaboración propia.

Para elegir la mejor alternativa de producción en la Tabla 8.4 se presenta el análisis dinámico de las alternativas de producción, en función las tres variantes de elaboración de la Tabla 8.3.

Tabla 8.4.: Análisis Dinámico en función de las temperaturas de fermentación

Variante de elaboración	1	2	3
Producción de vino	5 834 botellas/día	5 706 botellas/día	5 578 botellas/día
VAN (2012)	6 602 660	5 403 308	5 647 471
Tir %	60	56	53
PRD (en años)	3	3.4	3.6
VAN: Valor actualizado neto			
Tir: Tasa interna de retorno			
PRD: Período de recuperación de Inversión a valor actualizado			

Fuente: elaboración propia.

Este tipo de análisis se utiliza comúnmente para la estimación preliminar y la de estudio. No obstante en el caso de plantas comparables de capacidades diferentes, este método permite a veces estimaciones muy exactas según Peters y Timmerhaus, (1981).

De acuerdo a la Tabla 8.4 las tres alternativas son viables para la inversión pero la mejor es la 1, porque se recupera en el menor período (3 años) el valor actualizado de la inversión.

Conclusiones

Es viable establecer desde el punto de vista técnico económico una unidad productiva constituida por 12 familias con 27 ha viñedo c/u.

Es factible con la tecnología desarrollada obtener vinos blancos comunes aptos para consumo humano a partir de variedades de *Vitis labrusca*: Niágara Rosada e Isabella Tinto.

Son aptas las levaduras autóctonas y los aditivos agregados presentaron fermentado continuo, sin paradas, por motivos endógenos o exógenos a las levaduras.

Son aptos los mostos de estas uvas de color para elaborar vino blanco común no se necesita corregir la acidez ni el azúcar inicial, para tener fermentaciones normales.

Es rentable desde el punto de vista económico, el tamaño industrial proyectado con la tecnología establecida, para elaborar vino blanco común a 1,5 USD la botella de 750 mL, con uva Isabella Tinto o Niágara Rosada cultivadas en Misiones.

La mejor proyección de inversión fue a 24°C para la uva Niágara Rosada que presentó un VAN de 6.602.666 USD, un Tir de 60% y un PRD de 3 años.

Referencias Bibliográficas

- Bakos, P. (2009)
“Uvas para todo Misiones”. El Territorio, Diciembre 9.
- Bakos, P. (2011)
“Uvas de Misiones”. El Territorio, Enero 24
- Bordeu, E. (2006)
Microorganismos en Enología. Santiago de Chile. Ed. Universitaria
- Boulton, R.b.; *et al.* (2006)
Práctica de la elaboración de Vino. Editorial Acribia. Zaragoza España.
- Chang, R. (2002)
Química. USA, Editorial Mc Graw Hill.
- Flanzy, C. (2003)
Enología: Fundamentos Científicos y Tecnológicos. Editorial AMV y Mundi-Prensa. Madrid, España.
- Ibarz, A.; *et al.* (2005)
Colección Tecnología de Alimentos. Operaciones Unitarias en la Ingeniería de Alimentos. Editorial Mundi-Prensa, Barcelona, España.
- Miño Valdés, J.E. (2010)
Microvinificación en blanco de Isabella tinto y Niágara rosada cultivadas en Misiones. Editorial Universitaria de Misiones, Posadas, Argentina.
- Miño Valdés, J.E.; Herrera, J.L. (2007)
“Vinificación en blanco de uvas americanas cultivadas en Misiones”. Jornadas Científico Tecnológica de la Facultad de Ciencias Exactas Químicas y Naturales 6ta. Edición. Posadas, Editorial Universitaria de Misiones.
- Peters, M.; Timmerhaus, K. (1981)
Diseño de Plantas su evaluación económica para ingenieros químicos. USA. Editorial Mc. Graw Hill.
- Piekun, A. (2011a)
“Estiman que la cosecha de uva alcanzará 800.000 kg”. El Territorio, Enero 28 (2011).
- Piekun, A. (2011b)
“Uva en Misiones”. El Territorio, Febrero 20 (2011).
- Pszczolkowski, P. (2002).
Vinificación en Laboratorio. Sgo.de Chile, Ed.Universitaria.
- República Argentina, Instituto Nacional de Vitivinicultura INV (2008)
Disponible en: <http://www.inv.gov.ar/normativas.php?ind=2> [consultada el 25/03/2008].

República Argentina, Instituto Nacional de Vitivinicultura INV (2005).

Disponible en: <http://www.inv.gov.ar/pdf/normativas/tecnicasanaliticas.pdf> [consultada el 02/04/2005]

República Argentina, Ministerio del Agro y la Producción de Misiones.

Disponible en: <http://www.mayp.gov.ar/planfrutal> [consultada el 10/08/2007]

Considerando las potencialidades de la biomasa como fuente de productos químicos y energía, y su impacto en las economías regionales, en los estudios específicos deben estar presente los problemas vinculados a las economías de los productores, lo que obliga a considerar con fuerza por un lado los tamaños de escala de las instalaciones industriales, limitados por los gastos de transportación y por otro el desarrollo de los procesos con este objetivo y las propias tradiciones de los pueblos que pueden ser reforzadas con los adelantos de la industria de procesos químicos y fermentativa y donde los procesos discontinuos son una alternativa siempre vigente.

En las condiciones actuales el uso de herramientas modernas para la industrialización de las diferentes formas de biomasa como fuente de productos químicos, alimentos y biocombustibles sin afectar las necesidades alimentarias y sin agredir el medio ambiente, es un problema cardinal del desarrollo al ser una clara demanda de la práctica y una potencialidad del conocimiento disponible en las instituciones de generación de conocimientos del sur.

Con este propósito, los editores han recopilado los trabajos que se presentan en este texto más que nada como una fuente de análisis, discusión y proyección para el trabajo futuro.



UNIVERSIDAD NACIONAL
DE MISIONES

www.editorial.unam.edu.ar

ISBN 978-950-579-339-6



9 789505 793396