



MÉTODOS MATEMÁTICOS EN LA ESTRATEGIA DE PROCESOS PARA LA SOLUCIÓN DE PROBLEMAS EN LA INDUSTRIA QUÍMICA

Compiladores

Erenio González Suárez

Juan Esteban Miño Valdés

Roxana Cortés Martínez

**MÉTODOS MATEMÁTICOS EN LA
ESTRATEGIA DE PROCESOS
PARA LA SOLUCIÓN DE PROBLEMAS EN LA
INDUSTRIA QUÍMICA**

Colección: Ediciones especiales

Coordinación de la edición: Juan Esteban Miño Valdés

Revisión técnica y corrección: Juan Esteban Miño Valdés

Correo electrónico: minio@fio.unam.edu.ar

Cel. 00 - 54 - 9 - 376 - 4683455

Facultad de Ingeniería (FI) / Universidad Nacional de Misiones (UNaM)

Rosas 325 - 3360 Oberá - Misiones - Argentina

Tel.: 00 - 54 - 3755 - 422170

Primera edición: Agosto de 2020

Miño Valdés Juan Esteban, González Suárez Erenio.

Métodos Matemáticos en la Estrategia de Procesos para la Solución de Problemas en la Industria Química. - 1a edición especial - Posadas 2020.
220 p. ; 21 x 15 cm.

ISBN 978-987-86-5856-8

1. Industria Química. I. Título.
CDD 660.28

Diagramación y diseño de tapa: **Gráfica Libertad**

Todos los derechos reservados - Prohibida su reproducción total o parcial, por cualquier método

Queda hecho el depósito que previene la ley 11.723



EDICIONES gráfic**alibertad**
servicio & soluciones de calidad

Impreso en **Gráfica Libertad**, Dutra 3369

3300 Posadas, Misiones, Argentina

serviciosimpresiones@hotmail.com

Agosto de 2020

ACERCA DE LOS AUTORES

Albernas Carbajal Yaillet // Capítulo 2

Ingeniera Química

Máster en Análisis de Procesos

Dr en Ciencias Técnicas

Docente e Investigador en la Facultad de Química y Farmacia,

Universidad Central de las Villas, Santa Clara, Cuba

(yailletac@uclv.edu.cu)

Concepción Toledo Diana Niurka // Capítulo 1

Licenciada en Educación

Máster en Gerencia de Ciencia e Innovación

Dra. en Ciencias de la Educación

Profesora Auxiliar e Investigadora del Dpto de Filosofía,

Facultad de Ciencias Sociales, Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas,

Cuba

(dianac@uclv.edu.cu)

Cortés Martínez Roxana // Capítulos 1, 4, 5 y 6

Ingeniera Química

Máster en Ingeniería

Doctorante en Ciencias Técnicas

Docente e Investigadora en la Facultad de Ingeniería Química,

Universidad de Cienfuegos, Cienfuegos, Cuba.

(rcortes@ucf.edu.cu)

Fleitas Ávila Yoelvis // Capítulo 2

Ingeniero Informático

Doctorante en Ciencias Técnicas

Sistema Informático de la Universidad Central de las Villas, Cuba

(yfavila@uclv.cu)

González Suárez Erenio // Capítulos 1, 2, 3, 4, 5 y 6

Ingeniero Químico

Dr. en Ciencias Técnicas y Dr. en Ciencias

PosDr. en Gestión Ambiental y Seguridad Industrial

Profesor Titular y Emérito, Dpto. de Ingeniería Química

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

Villas

Miembro de Mérito de la Academia de Ciencias de Cuba.

Premio Nacional de Ingeniería Química 2013 de la Asociación de Química de Cuba. (erenio@uclv.edu.cu)

Hase Sandra Liliana // Capítulo 6

Ingeniera Química, Especialista en Celulosa y Papel, Máster en Tecnología de los Alimentos

Dra en Tecnología Aplicada / Profesor titular regular e Investigador categoría II
Dpto. de Ingeniería Química / Facultad de Ciencias Exactas Químicas y Naturales

Universidad Nacional de Misiones, Posadas, Misiones, Argentina
(sandra.hase2011@gmail.com)

Miño Valdés Juan Esteban Capítulos 1, 2, 3 y 4

(minio@fio.unam.edu.ar)

Ingeniero Químico y Laboratorista Químico Industrial

Especialista en Gestión de Producción y Ambiente

MSc. en Tecnología de los Alimentos

Master's degree in Chemical Engineering

Dr. en Ciencias Técnicas y 5 Pasantías PosDr. en desarrollo de la Industria Química

Profesor titular regular e Investigador categoría II del Dpto. de Física

Facultad de Ingeniería (FI), Universidad Nacional de Misiones (UNaM), Argentina

Jefe Editor de la Revista Científica +INGENIO de la FI – UnaM, Argentina.

Pérez Navarro Omar // Capítulo 3

Ingeniero Químico

Dr. en Ciencias Técnicas

Docente e Investigador del Dpto. de Ingeniería Química

Facultad de Química y Farmacia

Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas, Santa Clara, Cuba.

(omarpn@uclv.cu)

Ramos Miranda Fernando // Capítulos 1, 4, 5 y 6

Ingeniero Químico

Dr en Ciencias Técnicas

Docente e Investigador en la Facultad de Ingeniería,

Universidad de Cienfuegos, Cienfuegos, Cuba

(framos@ucf.edu.cu)

Rodríguez Rico Iván Leandro // Capítulo 3

Ingeniero Químico

Dr. en Ciencias Técnicas

Docente e Investigador del Dpto. de Ingeniería Química,

Facultad de Química y Farmacia, Universidad Central “Marta Abreu” de Las

Villas, Cuba. (ivanl@uclv.edu.cu)

INDICE

Acerca de los autores	3
Prólogo	11
Capítulo I	15
Las herramientas matemáticas en la búsqueda de las condiciones óptimas: un intangible para la intensificación de procesos químicos	15
Introducción	15
Necesidad de respaldo experimental	17
El uso de los métodos de diseño de experimento.	18
La modelación matemática fenomenológica, herramienta imprescindible para el Ingeniero Químico	20
Confección del Modelo Matemático Dinámico Fenomenológico de un Proceso	22
Nuevo paradigma del diseño de procesos de la industria química	25
El problema general de la Ingeniería química.	27
Conclusiones	27
Referencias Bibliográficas	28
Capítulo II	29
Usos de la programación lineal en la industria de procesos químicos: estudios reales	29
Resumen	29
Introducción	29
Materiales y métodos	30
Discusión y Resultados	31
Optimización de los parámetros de calidad de proceso industriales sin incrementos innecesarios de costos	32
Macrolocalización de instalaciones Industriales considerando la incertidumbre sobre los cambios futuros	34
Optimización de mezclas, uso de materias primas y recursos energéticos.	36
Optimización de los valores inversionistas considerando la incertidumbre en la falla de los equipos –instalaciones	38
Conclusiones	39
Referencias Bibliográficas	39
Capítulo III	47
Modelación matemática de procesos en la industria química y fermentativa	47
Introducción	47

Modelación de reactores químicos	47
Obtención de los modelos cinéticos a través de procedimientos experimentales y estadísticos	51
Procedimientos experimentales y analíticos	52
Procedimientos experimentales combinados con simulación de modelos teóricos	53
Diagrama heurístico para la modelación de un reactor químico o fermentativo	53
Conclusiones	55
Referencias Bibliográficas	56
Capítulo IV	59
Análisis de procesos aplicados en las industrias del: papel, electroquímica, neumáticos y textil	59
Aplicación del método a un caso que incluye la remodelación y ampliación de la planta para resolver problemas de contaminación.	59
Aplicación del método en el caso en que se desea variar la proporción de materias primas empleadas en el proceso	75
Estrategia para desarrollar los modelos tecnológicos.	79
Modelos de costo	83
Análisis de la Tecnología Global de Producción de Papel	84
Aplicación del método con apoyo de estudios de mantenimiento para incrementar el uso de la capacidad instalada	91
Aplicación del método en un caso de alto deterioro del estado técnico de la instalación	99
Aplicación del método para el cambio de tecnología en un combinado textil	106
Aplicación del método para el caso en que se desarrollan nuevos equipos	112
Referencias Bibliográficas	120
Capítulo V	130
Neutralización de compuestos sulfurosos con sosa cáustica en la obtención de gas licuado del petróleo	130
Introducción	130
Materiales y métodos	134
Caracterización de la materia prima	138
Análisis de la etapa de neutralización	140
Proceso de optimización	140
Análisis de los resultados	141
Reacción con H ₂ S	142
Reacción con R-SH	143

Definición de las funciones objetivos	145
Reducción de azufres totales	145
Consumo de sosa caústica	146
Costo total de producción unitario	147
Optimización	150
Conclusiones	152
Referencias Bibliográficas	153
Capítulo VI	155
Aplicación del Método Delphi Difuso en la industria azucarera para evaluar alternativas de conversión a biorefinerías	155
Introducción	155
Herramientas Multicriterio, el método Delphi y la lógica difusa	155
Enfoque difuso de los criterios de expertos	157
Aplicación y validación de la metodología	158
Aplicación del método Delphi Difuso	159
Resumen de la evaluación económica	171
Aplicación del modelo ADEII y el módulo de herramientas de lógica difusa del Matlab	173
Análisis de los Resultados	175
Conclusiones	176
Recomendaciones	177
Referencias Bibliográficas	177
Otros libros publicados	187

Prologo

Hablar de innovación tecnológica, pudiera ser tan familiar para el mundo empresarial, que quizás algunos consideren que no sea necesario abordar este tema. Innumerable puede ser la bibliografía que reporte trabajos de científicos, empresarios, tecnólogos y actores en general que han estudiado esta temática desde diferentes perspectivas. No obstante, el contexto en el que se desarrolla cada innovación hace que esta sea única y aporte valor agregado a la tecnología ya existente o generando una nueva con mayor competitividad.

Si a lo anterior se le suma, por una parte, las limitaciones en países no desarrollados que no pueden darse el lujo de desechar una tecnología por considerarla obsoleta y asimilar una nueva, sino que requiere dinamizar el sector tecnológico sobre la base de mejoras continuas y alargamiento de la vida útil de la tecnología ya existente, y por otra parte, la necesaria formación del capital humano que va asociada a cada proceso de innovación, lo que se traduce en un factor clave como recurso intangible, entonces la mirada al proceso de innovación desde la formación posgraduada es vital.

Acercarnos al estado actual de esta temática, con ejemplos concretos es uno de los méritos de este libro, que también resalta la importancia de promover la incorporación parcial o total de los investigadores y profesores de las universidades en algún momento de su vida profesional al sistema productivo.

En sus páginas se transmite la necesidad, sobre todo en las ciencias técnicas y aplicadas, de que los resultados de la ciencia no sean medidos solo por las publicaciones de artículos en revistas referenciadas, sino también por la aplicación de sus resultados. Deja ver que la innovación tecnológica es estratégica en el desarrollo y competitividad de las industrias y del capital humano de las mismas, muestra fortalezas y oportunidades a través del vínculo universidad-empresa, haciendo hincapié en la necesidad de lograr una interacción efectiva entre los agentes activos y determinantes en la generación e introducción de una innovación tecnológica.

Está dividido en VI Capítulos, a través de los cuales se va engranando, desde la experiencia acumulada por los autores, las premisas de la formación científica en procesos químicos.

Comienza resaltando la interrelación entre los principales actores del sistema de innovación y su importancia, con énfasis en el desarrollo del capital humano (en lo cual el postgrado juega un papel fundamental), resaltando la formación doctoral.

Expone la relación que puede y debe establecerse entre el postgrado y el desarrollo local, a través del vínculo universidad-sociedad, con carácter interdisciplinario y que sea capaz de generar impactos en lo económico, social y cultural para el territorio, reconociendo la verdadera función social de la universidad en la sociedad cubana, con un sentido crítico, renovador y transformador.

Hace hincapié, en la importancia de hacer una maestría, en estrecho vínculo con el tema de la tesis de doctorado, lo que ha demostrado ser en la práctica un aspecto facilitador de la formación científica. A esto le suma una visión de la interdisciplinariedad necesaria a la hora de abordar cualquier investigación científica, donde las Ciencias Básicas y Sociales tienen un papel decisivo.

Resalta el papel importante que juegan los modernos métodos matemáticos convirtiéndose en un poderoso arsenal metodológico para la solución de problemas científicos, según plantea el propio autor.

En los últimos capítulos aborda la importancia que reviste la colaboración internacional entre universidades como un intangible para la industria química y su contribución a la formación doctoral.

Por su importancia en el relevo de generaciones, propone una vía para la creación simultánea de capacidades científicas y tecnológicas, partiendo de un grupo de ideas básicas sobre la formación posdoctoral, dedicando un capítulo al tema: *El Posdoctorante y la Pirámide Científica, un enfoque social en la Industria Química*. Aquí define requisitos y plantea su visión del asunto, a través de la frase: *necesidad de aprender a ser tutor*. Proyecta desde la experiencia del autor las actividades posdoctorales como una vía para aprender de los demás haciendo.

Considero que esto último le da un sello distintivo a este libro desde el ejemplo de la estrategia de formación posdoctoral establecida en el

Departamento de Ingeniería Química de la Facultad de Química y Farmacia (UCLV).

Erenio González Suárez
Juan Esteban Miño Valdés

Capítulo I

Las herramientas matemáticas en la búsqueda de las condiciones óptimas: un intangible para la intensificación de procesos químicos

Roxana Cortés Martínez
Erenio González Suárez
Diana N. Concepción Toledo
Fernando Ramos Miranda
Juan Esteban Miño Valdés

Introducción

Los procesos de la industria química y fermentativa tiene como objetivo fundamental: lograr productos de alto valor agregado; con ese propósito se utilizan materias primas fundamentales, productos químicos auxiliares, recursos energéticos, fuerza de trabajo e instalaciones de procesos industriales que han requerido un costo de adquisición y gastos inversionista, de manera que los recursos financieros, son requisito indispensable para lograr los objetivos primarios de las industrias de procesos químicos y fermentativos. Además, como se conoce, este sector es fuente de residuos de agresividad al medio ambiente y la minimización de este efecto debe considerarse.

Aquí la asimilación de tecnologías constituye un aspecto trascendental en el desarrollo adecuado de las empresas. Como se ha señalado en múltiples ocasiones, “la tecnología se ha vuelto un activo clave para la competitividad y el crecimiento económico de los países” (UNIDO, 1995).

El mundo moderno exige de los dirigentes industriales, el empleo de ideas nuevas para incrementar al máximo la eficiencia en la utilización de los recursos, se comprende que cualquier idea que tienda a reducir gastos en la industria es, hoy por hoy, una fuerza que actúa positivamente sobre la eficiencia económica (González, 1991).

La economía actual representa un sistema extraordinariamente complejo, formado por multitud de eslabones, los cuales a la vez que

ejercen funciones diferentes, influyen directa e indirectamente unos en los otros, con ello la dirección de toda la economía y de sus eslabones individuales se hace cada vez más difícil dada la variedad de posibles decisiones de producción que se toman en los diferentes niveles, en esta época de internacionalización del conocimiento “la eficiencia mayor del trabajo y la rentabilidad máxima de la producción son efecto de soluciones científicas de nuevo tipo, adquiriendo particular importancia, las cuestiones de la búsqueda científica de decisiones óptimas para diferentes situaciones económicas” (Kantorovich y Gorstico, 1979).

Cualquier idea nueva, requiere de un proceso de experimentación para conocer las tendencias reales de comportamiento en la práctica tecnológica, así desde la concepción de la idea hasta su introducción y adaptación a las condiciones del mundo productivo real, requieren varios pasos que incluyen el escalado de las tecnologías, hasta nivel industrial, lo que implica también varias etapas y la obtención de información de variables físico-químicas requeridas para el diseño industrial.

Todo esto implica gastos de recursos materiales, financieros de equipamiento y de tiempo, está es quizás la menos considerada, pero la más importante, pues como se ha dicho el tiempo es el único recurso que no se recupera y los máspreciado de que disponen aquellos que solo tiene a su talento como recurso.

En las condiciones actuales para reactivar la economía nacional, no tenemos mucho tiempo, por ello se impone viabilizar las rutas requeridas para alcanzar decisiones tecnológicas óptimas para transferir al sector de la economía como demanda concreta de la industria química.

Solo con esa impronta nuestra ciencia se podrá convertir en una fuerza productiva más. La idea sobre cómo alcanzar este propósito, descansa en concebir el núcleo básico de la metodología de investigación, las herramientas disponibles y su combinación para alcanzar rápidamente propuestas viables en el contexto del sector de la industria de procesos químicos y fermentativos, pues sin respuestas rápidas y seguras no habrá transferencia de conocimientos del sector de su generación hacia el de su aplicación en un adecuado vínculo universidad- empresa. Para ello debemos encaminar nuestros esfuerzos.

Necesidad del respaldo experimental

El desarrollo de la industria de procesos químicos se ha fundamentado en el uso intensivo de métodos experimentales, descansando en una concepción insigne de cómo percibir los fenómenos de transporte basado en las tradicionalmente utilizadas analogías entre las transferencias de impulso, de calor y de masa.

No obstante, lo avanzado, los nuevos desarrollo industriales, utilizando diferentes tipos y calidades de materias primas, reclaman, sobre todo en las condiciones del reto de la asimilación y adecuación de las nuevas tecnología a las condiciones específicas de Cuba, que los centros de generación de conocimientos garanticen información en sus laboratorios que sirvan de respaldo a las decisiones inversionistas, no solo para tecnologías propias, sino también para las tecnologías foráneas que se nos propongan.

Una simple observación experimental en un laboratorio, en una instalación a escala piloto o a nivel industrial puede costar decenas o cientos de pesos.

No obstante lo anterior, como se ha dicho, el experimento ha sido siempre una gran herramienta en la solución de problemas prácticos y la verificación de hipótesis en la industria de procesos químicos.

Los métodos tradicionales de experimentación implican un considerable esfuerzo, tiempo y recursos para su ejecución elevando los costos de los resultados investigativos, sobre todo sin son necesario realizarlos a nivel de planta piloto o industrial. Siendo el objetivo de la investigación obtener información sobre el fenómeno estudiado, para después actuar sobre el mismo, puede definirse la eficiencia de la investigación como la cantidad de información útil obtenida por unidad de costo, por consiguiente, es extremadamente importante para la investigación utilizar métodos experimentales que le brinden la máxima cantidad de información con el menor costo y esfuerzo.

En la época actual, para acelerar los resultados y enfoques multilaterales de las investigaciones, los modernos métodos matemáticos se han convertido en un poderoso arsenal metodológico para la solución actuales y prospectivos y posibilitan ya, “no solo el desarrollo de los procesos óptimos, sino de problemas también la

dirección de estos con vista a mantenerlos siempre en los regímenes óptimos y la rutas deseadas (Kafarov, 1976).

El uso de los métodos de diseño de experimento

El uso del diseño estadístico de experimento facilita un incremento apreciable en la productividad de los investigadores, así como la confiabilidad de los resultados obtenidos, siendo estos métodos por su naturaleza universal aplicables en la mayoría de los campos de investigación y que significa una gran contribución a la optimización de la experimentación.

No es necesaria una preparación especial en estadísticas o matemáticas para utilizar estos métodos, la experiencia ha demostrado que los ingenieros comprenden y aplican con éxito sus fundamentos. Por ello es idóneo incentivar a los estudiantes de Ingeniería Química a utilizar desde pregrados estos métodos de gran aplicación en la industria.

La idea de que un experimento se puede diseñar, es de tiempos antiguos, sin embargo, sólo a principios del presente siglo, se introdujeron los métodos estadísticos de diseño de experimentos. En la década de los años cincuenta se inició una nueva etapa en los trabajos de Diseño de Experimentos encaminando los esfuerzos a encontrar las condiciones óptimas (Box y Wilson; 1951).

El uso del Diseño de Experimento facilita un incremento apreciable de la productividad de los investigadores y de la confiabilidad de los resultados obtenidos, en general se puede afirmar que si los experimentos se planifican inteligentemente, incorporando diseños estadísticos factoriales o diseños factoriales parciales (Box-Hunter; 1961), la información obtenida es confiable y tiende a minimizar el número de experimentos necesarios. Sin embargo, si la planificación de las experiencias se hace deficientemente, sin tener en cuenta los aspectos específicos del análisis, generalmente no se podrá reunir mucha información útil. Esto se debe a que de los experimentos planificados deficientemente no se obtienen la información principal, lo que refuerza la necesidad de la adecuada formación del profesional desde el pregrado en esta dirección y una comprensión de que en estos aspectos reside el núcleo básico de la metodología de la investigación en la industria de procesos químicos y el éxito de sus funciones profesionales esenciales, es decir el control e

intensificación de los proceso establecido y el desarrollo de nuevos procesos, por lo que es esencial en la formación del Ingeniero Químico como profesional.

En muchas investigaciones se plantean las interrogantes siguientes:

1.- ¿Qué variable(s) afecta(n) la(s) respuesta(s)?

2.- ¿De qué forma se afecta(n) la(s) respuesta(s)?

Se ha demostrado en la experiencia investigativa que experimentos desarrollados de forma simple pueden dar respuesta a ambas preguntas.

Los métodos de optimización permiten acentuar las diferencias de las épocas económicas, porque determinan la forma que se hacen las cosas en uno y otro nivel de desarrollo. Sin embargo, los métodos matemáticos de optimización por su propia naturaleza no pueden ser aplicados de forma directa a la realidad estudiada, sino a modelos matemáticos de determinado conjunto de manifestaciones del fenómeno estudiado, los que al ser estudiados, solo presentan un nivel práctico si los mismos reflejan de un modo adecuado, las situaciones reales y satisfacen determinado grado de exactitud.

Según la complejidad de los sistemas se requerirá mayor o menor información, para obtenerla mayor o menor trabajo experimental. El esfuerzo de muchos investigadores durante los años de aplicación de estos métodos han contribuido a optimizar el trabajo experimental reduciendo los tiempos y esfuerzos para obtener resultados, siendo válido el análisis propuesto por Isaccson (1970)

Tabla 1.1 Rango de utilización de los tipos de diseño experimental según la cantidad de factores

Diseño experimental	Variables independientes para ser investigadas											
	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11.....	n	
Modelos gráficos												
Factorial completo												
Factorial parcial												
Factorial parcial saturado												

La extraordinaria capacidad de reducir trabajo experimental mediante la planificación experimental, apoyado en los métodos modernos de diseño experimental (Tabla 2), permiten incorporar, a la labor

investigativa, a personal en formación, sin temor a perder información por errores experimentales, que siempre se pueden detectar induciendo, si es requerido, las repeticiones de pocos ensayos.

Tabla 1.2 Comparación entre diversos repliegues parciales y el correspondiente diseño factorial completo.

Número de Factores	Repliegue fraccional	Número de ensayos		
		Símbolo	Diseño Parcial	Diseño Factorial
3	1/2 repliegue de 2^3	2^{3-1}	4	8
4	1/2 repliegue de 2^4	2^{4-1}	8	16
5	1/4 repliegue de 2^5	2^{5-2}	8	32
6	1/8 repliegue de 2^6	2^{6-3}	8	64
7	1/16 repliegue de 2^7	2^{7-4}	8	128
5	1/2 repliegue de 2^5	2^{5-1}	1	3
6	1/4 repliegue de 2^6	2^{6-2}	6	2
7	1/8 repliegue de 2^7	2^{7-3}	16	64
8	1/16 repliegue de 2^8	2^{8-4}	16	128
9	1/32 repliegue de 2^9	2^{9-5}	16	256
10	1/64 repliegue de 2^{10}	2^{10-6}	16	512
11	1/128 repliegue de 2^{11}	2^{11-7}	16	1024
12	1/256 repliegue de 2^{12}	2^{12-8}	16	2048
13	1/512 repliegue de 2^{13}	2^{13-9}	16	4096
14	1/1024 repliegue de 2^{14}	2^{14-10}	16	8192
15	1/2048 repliegue de 2^{15}	2^{15-10}	16	16384

Fuente: Adler (1975).

La utilización de estos métodos formalizados permite por su estructuración el trabajo en equipos, incluyendo profesionales de reciente graduación y estudiantes, incluso en experimentos en condiciones industriales (González; 1991) y reafirman el papel de la formación en las Ciencias Básicas en la formación de investigadores (González, 1998).

La modelación matemática fenomenológica, herramienta imprescindible para el Ingeniero Químico

El modelo matemático de un proceso está definido como el conjunto de ecuaciones matemáticas que relacionan al conjunto de variables (magnitudes químico físicas) y constantes (parámetros) que caracterizan el comportamiento del proceso. El comportamiento de un proceso permite su caracterización mediante los indicadores operacionales de: producción, calidad, medioambiental, seguridad tecnológica y económica. Los modelos matemáticos fenomenológicos son aquellos que se basan en leyes de la física (leyes de conservación) y los principios físicos químicos (cinéticos y termodinámicos) que rigen su comportamiento.

El modelo matemático que describe el comportamiento no estacionario del proceso, cuando las variables son dependientes del tiempo recibe el nombre de modelo dinámico del proceso. Este modelo es el más general y puede utilizarse para resolver cualesquiera de las tareas que le compete resolver a un Ingeniero Químico ya sea en el diseño, el análisis y operación y control de un proceso. De este puede deducirse el modelo de estado estacionario, cuando las variables permanecen invariantes con el tiempo, que es un caso particular idealizado del primero. Tradicionalmente el modelo de estado estacionario ha sido utilizado para resolver los problemas de diseño y de análisis, sin embargo el modelo dinámico es más general y permite por ello el logro de objetivos más integrales y exactos, tanto en procesos continuos como discontinuos.

El modelo dinámico está basado en ecuaciones diferenciales que incluyen al tiempo como variable independiente. Las variables involucradas en dicho modelo son aquellas magnitudes químicas físicas que pueden cambiar durante la operación del proceso, debido a los efectos perturbadores de las etapas precedentes del proceso o a la influencia del entorno. Se incluyen siempre como variables operacionales aquellas que se identifican de manera más directa con los objetivos operacionales del proceso, que constituyen variables de salida, y además aquellas variables de entrada que contribuyen a perturbar el comportamiento operacional deseado, las cuales resultan ser las denominadas variables de disturbio. Por ello, los modelos dinámicos son un elemento útil para estudiar el comportamiento de un sistema tecnológico incluso en condiciones de variaciones en las variables de entrada al proceso y permite a los profesionales y estudiantes una completa comprensión de la tecnología en estudio.

También se incluyen como variables operacionales a todas las que se utilicen por el sistema de control del proceso para restablecer el comportamiento deseado del proceso, estas reciben el nombre de variables manipuladas.

Los modelos matemáticos de los procesos pueden ser formulados para diferentes escalas, hoy día a saber a escala nano, micro, meso y macro. Las primeras escalas, nano y micro, implican formulaciones complejas, basadas en la química y física molecular y en ecuaciones a derivadas parciales. El campo de trabajo de los Ingenieros químicos abarca hoy también estas escalas, pero en este trabajo abordaremos la escala macro exclusivamente.

Los modelos dinámicos de los procesos a escala macro pueden plantearse generalmente mediante un sistema de ecuaciones diferenciales no lineales a derivadas totales.

Confección del Modelo Matemático Dinámico Fenomenológico de un Proceso

Un modelo matemático de un proceso puede plantearse a partir de los balances de masa, energía e impulso. De estos resultan las denominadas ecuaciones de continuidad. Estas ecuaciones pueden plantearse considerando un macro-entorno o un micro-entorno y a partir de las leyes que definen el comportamiento fenomenológico del proceso, con una mayor o menor fidelidad o conocimiento del proceso. Hoy resultan muy utilizados los modelos que combinan ecuaciones empíricas con ecuaciones basadas en las leyes físicas químicas, a fin de sortear determinadas lagunas existentes en el conocimiento de los procesos o hacer más viable y sencilla la confección y/o solución del modelo en su totalidad. A los modelos basados en ecuaciones empíricas se les ha dado el nombre común de modelos de caja negra, pero cuando existe la combinación apuntada suele dárseles el nombre de modelos de caja gris o híbridos. Los modelos matemáticos de caja negra también pueden ser utilizados para describir el comportamiento dinámico de los procesos, pero hay que tener muy presente que la validez del modelo estará restringida por la región de experimentación y esto hace muy poco confiable su capacidad de predicción fuera de esta región.

Para confeccionar el modelo matemático de un proceso es necesario definir los siguientes aspectos:

El entorno de modelación, el cual se configura teniendo en cuenta el proceso que se desea modelar y sus partes.

La estructura o patrón de flujo del proceso. Generalmente se asume un patrón de flujo ideal de mezclado perfecto o de flujo pistón o combinación de estos. Para esto se tiene en cuenta el entorno de modelación y si el proceso puede suponerse de parámetros concentrados o de parámetros distribuidos, o mediante una combinación de modelos ideales, basados en estos patrones de flujo.

En los casos de patrones de flujo no ideales de procesos a parámetros distribuidos, cuando los gradientes no son despreciables y existen en diferentes direcciones espaciales, se opta por una solución intermedia discretizando el entorno de modelación mediante elementos o compartimentos finitos y considerando el elemento finito como un sistema a parámetros concentrados. De esta forma un proceso a parámetros distribuidos puede convertirse en un proceso equivalente aproximado de parámetros concentrados. El grado de aproximación depende del número de elementos o compartimentos considerados. Es decir el mallado del entorno de modelación determina la complejidad del modelo matemático y de la solución del problema.

La cinética del proceso, dada por las etapas que controlan su velocidad. En este aspecto suelen utilizarse, muchas veces, ecuaciones empíricas, obtenidas por vía experimental y basadas en las leyes cinéticas conocidas para los procesos de reacción química, transferencia de masa, calor e impulso o en modelos estadísticos de regresión y/o redes neuronales.

Las ecuaciones de balance citadas. Si el proceso es de parámetros concentrados estas ecuaciones resultan sistemas de ecuaciones diferenciales a derivadas totales y la variable independiente siempre es el tiempo. Si es de parámetros distribuidos y se trata de describir por uno aproximado de parámetros concentrados el sistema de ecuaciones tiene las mismas características. En el caso de procesos de parámetros distribuidos el sistema de ecuaciones diferenciales resulta ser a derivadas parciales y las variables independientes serán el tiempo

y las variables espaciales de que se trate. Se deben definir también las condiciones de frontera.

En la figura 1 se pueden observar los pasos a dar para la confección de un modelo matemático.

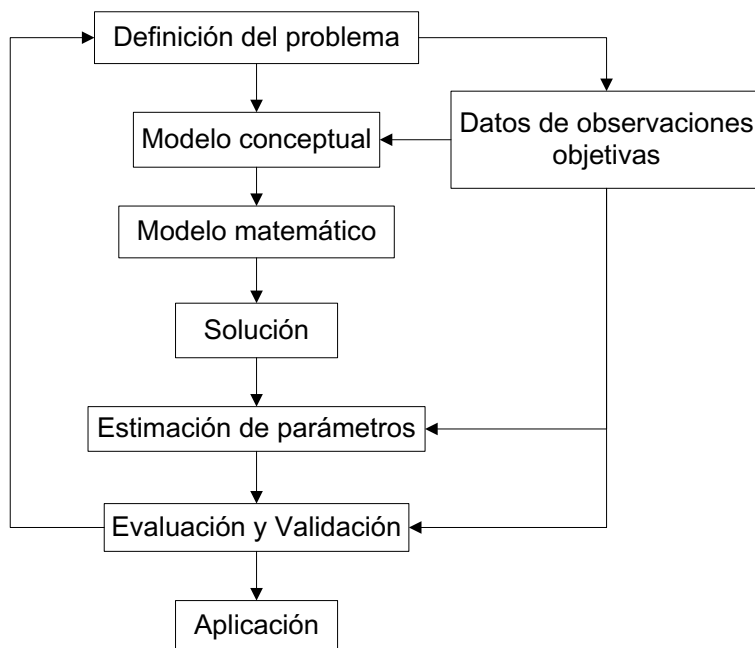


Fig. 1.1 Diagrama heurístico para la confección de un modelo matemático. Fuente: (González et al, 2018)

La visión abarcadora y pormenorizada que exige un modelo dinámico es un factor clave para que los profesionales en los estudios de postgrado o los estudiantes de pregrado, profundicen en el conocimiento real de los procesos tecnológicos en estudio, haciendo hincapié en las aplicaciones de las leyes de semejanza de los fenómenos de transporte de impulso, calor y masa con una visión más completa que lo realizado con los métodos tradicionales por lo que

son un elemento esencial en la formación de los profesionales de la Ingeniería Química.

Nuevo paradigma del diseño de procesos de la industria química

La solución del modelo matemático del proceso, una vez confeccionado, conlleva la verificación del ajuste de los parámetros desconocidos o inciertos del modelo y la validación del modelo en la región de experimentación y fuera de ella, a fin de conocer su potencialidad predictiva. Para ello hay que desarrollar experimentos que previamente deben ser diseñados cuidadosamente a fin de establecer la región de experimentación adecuada y las variables que deben ser consideradas en la experimentación.

El nuevo paradigma del diseño de procesos para el siglo XXI, puede ser visualizado con un enfoque holístico para la solución de este problema en la Figura 1.2.

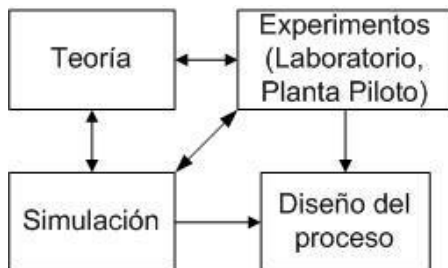


Fig.1.2 Nuevo paradigma del diseño de procesos para el siglo 21.

La participación de estudiantes y profesionales en actividades de postgrado son de extremado interés ya que permiten la capacitación de los actores presentes y futuros de la comunidad científica de los diferentes sectores industriales en el uso de herramientas modernas de investigación que aceleran la generación y evaluación de la transferencia de conocimientos a la economía nacional (González et al, 2018a). Precisamente la formalización de los métodos matemáticos permite el trabajo sistemático de varios miembros y también colectivos en la búsqueda de las mejores condiciones para la

asimilación de una tecnología lo que tiene especial interés en la aplicación de los métodos de optimización en la industria química (González et al, 2018b)

Considerando que el patrón de flujo del proceso puede ser alterado con el cambio de escala, la experimentación debe realizarse en la escala más cercana posible al prototipo o debe tenerse muy presente este aspecto para aplicar el modelo matemático a una escala diferente. Para el ajuste de los parámetros del modelo frecuentemente se utiliza el método de la regresión no lineal múltiple.

La utilización de la computación en la solución de estos sistemas es obligada, a fin de obtener soluciones confiables y en el menor tiempo posible.

Los balances de masa, energía y de cantidad de movimiento se realizan considerando los términos de entrada, salida y acumulación de masa, energía y cantidad de movimiento respectivamente.

$[(\text{Acumulación de la cantidad}) / (\text{tiempo})] = [(\text{entrada de la cantidad}) / (\text{tiempo})] - [(\text{salida de la cantidad}) / (\text{tiempo})]$.

Donde:

Cantidad = masa, energía o cantidad de movimiento.

Las expresiones generales resultantes son:

Balance total de masa:

$$\frac{d(\rho V)}{dt} = \sum \text{entrada}(\rho_i F_i) + \sum \text{salida}(\rho_j F_j) \quad (\text{Ec. 1})$$

Donde:

V es el volumen (m³), ρ es la densidad (Kg/m³), F es el flujo (m³/h), i para las corrientes de entrada y j para las salidas.

Balance de componente:

$$\frac{d(\text{Ca}V)}{dt} = \sum \text{ent.}(\text{Ca}_i F_i) - \sum \text{salida}(\text{Ca}_j F_j) \pm V * r \pm A_t * J \quad (\text{Ec. 2})$$

Donde:

Ca es la concentración del componente (mol/m³),

V es el volumen (m^3), F es el flujo (m^3/h), r es la transformación por reacción química ($mol/(m^3h)$), A_t es el área de transferencia (m^2) y J es el flujo transferido ($mol/(m^2h)$).

Balance de energía:

$$\frac{d(E)}{dt} = \Sigma \text{entrada}(\rho_i F_i h_i) + \Sigma \text{salida}(\rho_j F_j h_j) \pm Q \pm W_s \quad (\text{Ec. 3})$$

Donde:

E es la energía interna (U), más la potencia (P), más la cinética (K) en (kJ), h es la entalpía (kJ/kg), Q es la energía transferida (kJ/h), W_s es el trabajo realizado por o entregado al proceso.

El problema general de la Ingeniería química.

Una vez confeccionado el modelo este puede ser utilizado para la solución de cualquiera de los problemas particulares que debe resolver un Ingeniero Químico, ya sea el de diseño (o síntesis), el de análisis o el de control. Todos pueden ser resueltos integralmente, mediante el planteamiento del problema general de la Ingeniería Química, como un problema único, a partir de una formulación integral de este, como problema de optimización multiobjetivos de un sistema matemático de ecuaciones.

Conclusiones

1. En las condiciones actuales e inmediatamente futuras se avizora una demanda creciente de la información científica técnica necesaria para la asimilación y desarrollo de nuevas tecnologías.
2. Es necesario incrementar aceleradamente la capacidad de obtención y procesamiento de información incorporando todo el respaldo de laboratorios de la universidad en general y en particular de los laboratorios de Química e Ingeniería Química y todo el potencial de personal capacitado trabajando en la obtención de esa información.
3. La aplicación de las ciencias básicas y en particular los modernos métodos matemáticos son una necesidad y el trabajo colectivo con especialistas de las ciencias técnicas de especialistas en

matemáticas en completa armonía y propósitos de aplicación son un problema social de las ciencias modernas y una demanda del desarrollo económico social del país.

4. Es necesario incorporar a la práctica diaria de la investigación y docencia los modernos métodos matemáticos de análisis y síntesis de los sistemas, así como de obtención de información científico tecnológica.
5. La formación en la utilización práctica y sistemática de las herramientas matemáticas es un rasgo distintivo de la época en lo referente a la formación de pregrado y postgrado del Ingeniero Químico.

Referencias bibliográficas

- 1) Adler, Y., Markova, Y. y Granovkyl, V. (1975). "The Design of Experiment of Find Optimal Conditions". MIR, Moscow 1975, pp 102
- 2) Box, G. E. P. y Hunter, T.S. (1961). "The 2^{k-p} Factorial Designs". Technometric (8): pp. 311- 352.
- 3) Box, G. E. P. y Wilson, K. B., (1951). "On the Experimental Design Attainment of optimum Condition" Journal Rev. Stat. Soc. (13).
- 4) Kafarov, V. V. (1974). Problemas científicos actuales en la Ingeniería Química". Control, Cibernética y Automatización. Año VIII, (4), pp. 38-47, La Habana.
- 5) Kantorovich, L. V. y Gorstico, A.B. (1979) Las decisiones óptimas en la economía. Editorial de ciencias sociales. pp. 7, Ciudad de la Habana.

Capítulo II

Usos de la programación lineal en la industria de procesos químicos: estudios reales

Erenio González Suárez
Yoelvis Fleitas Avila
Yaillet Albernas Carvajal
Juan Esteban Miño Valdés

Resumen

El propósito de este capítulo es mostrar un análisis, que permita brindar experiencia y proyección de las aplicaciones de la Programación Lineal en la solución de problemas de la industria de Procesos Químicos, reflejados en trabajos de investigación que respaldan diecisiete de las tesis de doctorados defendidas en los últimos 40 años, y cuyos principales resultados han sido socializados en treinta publicaciones científicas en igual periodo. Las investigaciones realizadas reflejan el interés de los investigadores de solventar los problemas de incertidumbre presentes en los problemas reales de la industria de procesos químicos. Finalmente se brinda una proyección futura del uso de la Programación Lineal en la Industria de Procesos Químicos elaborando conclusiones hacia el trabajo futuro.

Introducción

En la industria de procesos químicos surgen a diario las necesidades de tomar decisiones sobre el diseño o control operacional del proceso transformativo, frecuentemente estas decisiones se basan en la evaluación de alternativas, donde cada una tiene ventajas e inconvenientes, sin que se pueda comprender de inmediato, a causa de la complejidad de la situación, que variante es mejor y por qué razón.

Para ayudar a una decisión, aclarando y comparando las diferentes alternativas, se deben realizar una serie de cálculos para estimar indicadores de carácter económico, tecnológico, energético o ambiental y elegir definitivamente una variante. Estos problemas en general, requieren para su solución concepciones metodológicas comunes independientemente de su origen y han sido agrupados en el terreno de la investigación de operaciones, lo que incluye principalmente los métodos matemáticos de optimización conteniendo la programación lineal, no lineal y dinámica, aunque otros autores envuelven también otros campos de la matemática (Ventsel, E. S., 1980).

La Programación Lineal, entendida como la optimización de una función lineal sujeta a restricciones también lineales, es simple en su estructura matemática, pero poderosa en su adaptabilidad a una amplia gama de aplicaciones (Gass, 1969). En la literatura científica internacional se refieren aplicaciones de la Programación Lineal, tales como:

- a) Minimizar los costos de transportación entre varias plantas de la industria química,
- b) Optimizar el mezclado de los flujos de una refinería para producir grados específicos de gasolina con una máxima utilidad
- c) Formular un esquema de producción que considere el pronóstico de ventas, mientras que minimiza el costo de producción y ventas.

Es por ello que los ejemplos de aplicación de este poderoso método de optimización requieren de nuestra atención. Por la experiencia conocida por los autores es interés exponer las aplicaciones de la Programación Lineal en investigaciones aplicadas desarrolladas en su entorno en la solución de problemas de interés para la industria química y con ello concluir sobre el posible impacto de la Programación Lineal en el desarrollo de la industria química y fermentativa y sugerir las posible aplicaciones futuras. Veamos entonces su versatilidad.

Materiales y métodos

La investigación se realizó sobre la base de estudiar los procedimientos utilizados en las defensas de doctorado en Ciencias Técnicas de la especialidad de Ingeniería Química en los últimos 40 años y los artículos científicos derivados de esas investigaciones. En muchos casos se accedió a los doctorantes, tutores o investigadores principales de los proyectos a los cuales tributaron las referidas tesis doctorales. Este método de trabajo que combinó la investigación documental con las entrevistas a investigadores, permitió hacer una tipificación de las aplicaciones de las investigaciones respaldado cada una de las 4 direcciones en las cuales se ha clasificado la incertidumbre en la Ingeniería Química “Rudd y Watson (1968). Las investigaciones se ordenaron para su análisis como sigue:

- Optimización de los parámetros de calidad de procesos industriales (considerando la incertidumbre en el diseño).
- Macrolocalización de instalaciones industriales (considerando la incertidumbre sobre los cambios futuros).
- Optimización de mezclas, uso de materias primas y recursos energéticos (considerando la incertidumbre sobre cambios en el entorno).
- Optimización de los valores inversionistas (considerando la incertidumbre en los fallos de los equipos e instalaciones).

Discusión y Resultados

Al realizar el estudio de las aplicaciones de la Programación Lineal empleamos siempre el procedimiento básico de este método, es decir una o varias funciones objetivo lineales y restricciones también lineales, pero también encontramos problemas comunes a cada grupo de aplicaciones de investigación y requerimientos para la aplicación siendo distintivo precisamente la formulación de los modelos de las funciones lineales, pues como enseña la experiencia, el problema de optimización, desde la Ingeniería de Procesos

Químicos, no se centra en los métodos matemáticos, sino en las cuestiones metodológicas, es decir, en el planteamiento del problema que incluye la selección del Parámetro de Optimización, selección del modelo matemático, comprendido la definición de las restricciones que hacen real la solución al problema estudiado. Cada grupo de aplicaciones, según los problemas de incertidumbre considerados tienen rasgos comunes y restricciones para su aplicación.

Optimización de los parámetros de calidad de proceso industriales sin incrementos innecesarios de costos (incertidumbre en el diseño de equipos y esquemas tecnológicos)

Problema común de la investigación:

Necesidad de cumplir las normas de calidad de los productos independientemente de variaciones en la calidad de las materias primas, deterioro de los equipamientos y obsolescencia de los esquemas tecnológicos.

Requerimientos

Conceptualizar la posibilidad y necesidad de simular el comportamiento de los sistemas con apoyo de modelos lineales del proceso elaborado con apoyo de métodos estadísticos que fortalezcan la selección de datos de trabajo mejorando su confiabilidad y significación a partir de la información que generan los propios procesos industriales y su funcionamiento (González et al, 1984; González, 1985), para ello tendrá que tener posibilidades de elaborar y validar el modelo global del proceso a partir del procesamiento estadístico de los datos del control del proceso (González, 1982).

Investigaciones realizadas

En esta dirección de trabajo González E. (1982) logró a partir del procesamiento estadístico de los datos de control de un proceso tecnológico la Optimización de un proceso tecnológico para la producción de cartoncillo para corrugar,

de idéntico modo y principios metodológicos adaptados a las condiciones específicas de cada proceso o etapa industrial, Rodríguez (1988) determinación de las condiciones óptimas de operación de una Planta de Pulpa para Papel, y Morales (1994) propuso las condiciones óptimas de operación y propuesta de alternativas de desarrollo de un combinado de Papeles Blancos, así mismo González (2008) se apoyó en las posibilidades reales de optimizar las condiciones de operación e una instalación con alto deterioro para fundamentar su reconversión. Por su parte, Santos (1997) brindó una Metodología de Análisis Técnico Económico para el incremento de la capacidad de producción de papeles industriales a partir de optimizar las posibilidades de incrementar capacidades de equipamiento, lo que sin dudas estuvo antecedido del trabajo de Gómez (1984) sobre la optimización de la selección del tipo de equipos empleados en la etapa de purificación de los jugos de la caña de azúcar y Albornos (2014) con una concepción más audaz logró y aplicó un procedimiento para la síntesis y el diseño óptimo de plantas discontinuas de obtención de bioetanol empleando bagazo de caña de azúcar.

Resultados alcanzados

1. La determinación del tiempo óptimo de cambio de los discos de refinador de simple disco instalado en una fábrica de pulpa semiquímica posibilitando organizar los ciclos de cambios de esos elementos minimizando las pérdidas por tiempo o interrupciones operacionales maximizando los beneficios económicos (González y Acevedo, 1982).
2. La selección de alternativas de disposición de equipos según las tecnologías disponibles para la etapa de purificación de jugos de la industria de la caña de azúcar (Gómez, 1984).
3. La determinación de las condiciones operacionales que posibilitan la ganancia óptima en la operación de una instalación productora de Cloro y Sosa con un alto

- grado de deterioro (Ruíz, et al, 1992).
4. Prescribir con un criterio multiobjetivo las mejores condiciones de operación del proceso de producción de pulpa blanqueada en un combinado de fabricación de papeles blancos (Rodríguez, et al, 1993).
 5. La determinación de las condiciones óptimas para el diseño industrial de una instalación productora de etanol de segunda generación (Albernas, et. al., 2007).
 6. Estimar alternativas de crecimiento de la producción la producción de biocombustibles en Guatemala con un máximo aprovechamiento de las materias primas y las instalaciones existentes con un mínimo de nuevas inversiones (García, et. al., 2015).
 7. Fundamentar las necesidades técnico económicas de reconstrucción de una instalación industrial (González y González; 2007).
 8. Precisar las condiciones operacionales que posibilitan la ganancia óptima en la operación de una instalación productora de papeles blancos utilizando papel reciclado en la mezcla de pasta de papel (González y Santos, 1994).

Macrolocalización de instalaciones Industriales considerando la incertidumbre sobre los cambios futuros

Problema común de la investigación

Existen diferentes fuentes de materias primas para las producciones requeridas y en ocasiones también diferentes destinos de los productos y además incertidumbre en la demanda del mercado y la disponibilidad de la materia prima.

Requerimientos

Establecer las curvas de crecimiento de la demanda de los productos y de la disponibilidad de las materias primas de manera que se puedan buscar soluciones que consideren los cambios futuros tanto, en disponibilidad como en demanda (Pérez et. al., 2008).

Investigaciones realizadas

En la aplicación de la Programación Lineal en el desarrollo de la industria química entre otros trabajos se reportan los estudios de alternativas de desarrollo prospectivo de los derivados de la caña de azúcar (Oquendo, 2002), la macrolocalización de la digestión anaerobia como medio para la optimización del aprovechamiento de los residuos orgánicos (Barreto, 2007) y más recientemente macro localización alternativa de una instalación productora de biodiesel a partir de cachaza de la industria de la caña de azúcar (García, 2013).

Resultados alcanzados

1. Se propuso dónde debía estar instalada una nueva planta productora de etanol en Camagüey considerando la incertidumbre en la demanda del producto su vínculo con una instalación de refinación y la incertidumbre en la disponibilidad de la caña de azúcar (Oquendo y González, 2001a).
2. Se evaluaron las diferentes posibilidades de macro localización de productos derivados en la provincia de Camagüey considerando las disponibilidades de materia prima y los encadenamientos productivos (Oquendo y González, 2001b).
3. Se propusieron las macro localizaciones de instalaciones de producción de biogás mediante la digestión anaerobia como medio para la optimización del aprovechamiento de los residuos orgánicos en una región en desarrollo (Barreto, 2007).
4. Determinación de los lugares para invertir en instalaciones productoras de biodiesel de aceite de palma africana para reciclado de aluminio en Cabinda Angola (Muto, 2018).
5. La macro localización de una instalación productora de biodiesel de residuos sólidos industriales en una región azucarera (García, 2012).

Optimización de mezclas, uso de materias primas y recursos energéticos (cambios en el entorno)

Problema común de la investigación

Existen cambios en los costos y fuentes de adquisición de materias primas y portadores energéticos para las producciones requeridas y en ocasiones también cambios en las exigencias de calidad de los productos para dedicarlos a la exportación por lo que las tecnologías originales de las instalaciones industriales deben ser modificadas para ser competitivas asegurando bajos costos y la calidad exigida en las producciones.

Requerimientos

Estudios experimentales para evaluar con expresiones matemáticas el uso de diferentes mezclas de materias primas en los objetivos del proceso, y también una adecuada valoración a través de la influencia de los balances de materiales y energía en los indicadores económicos de producción y la minimización de los impactos ambientales (González et. al., 2010)

Investigaciones realizadas

Los estudios aplicando la Programación Lineal para optimizar la composición de las mezclas de materias primas fueron abordados por varios autores en investigaciones en las que resalta la determinación de proporción óptima de pulpa de bagazo y pulpa de papel reciclado para la producción de cartón para corrugar (González, 1982), la mejor proporción de arena y vidrio roto en la fabricación de vidrio (Borges, 1996), la mejores condiciones de mezclas para cerámicas técnicas se determinó por Garcés (1995), la mezcla óptima para papeles blancos utilizando pulpa de madera y papel reciclado (Morales; 1994) y la producción de etanol de mezclas de fermentación de miel y jugo de los filtros (de la Cruz, 2002 y García, 2012), o de mezclas de sustratos de tres generaciones (de Armas, 2019).

La consideración de la incertidumbre en la integración de

procesos (Catá, 2006) se han logrado interesantes resultados ahorrando portadores energéticos (combustibles y agua).

Resultados alcanzados

1. Determinar la composición de mezcla óptima de pulpa de bagazo y papel para reciclar en la producción de cartón para ondular en una instalación industrial (González et. al., 1985).
2. Prescribir la proporción óptima de la mezcla para la producción de cerámica antiácida en una instalación industrial definida (Garcés et. al., 1995b)
3. Establecer el porcentaje permisible de vidrio roto en la minimización de los consumos de combustible en un horno de vidrio (Borges et. al., 1995)
4. Estipular la mejor composición de la mezcla para la producción de materiales en la producción de cerámica para aisladores (Garcés et. al., 1995b).
5. Demostrar la posibilidad de incorporación de otras materias primas como fuente de azúcares fermentables en destilarías existentes de etanol (García et. al., 2015).
6. Una propuesta de alternativa óptima de integración material y energética para la producción de aditivos oxigenados a partir de bioetanol en una instalación de una empresa solicitante (Pedraza et. al., 2003).
7. Valoración de las alternativas de integración de una industria de aditivos oxigenado a una fábrica de azúcar (Pedraza et. al., 2003).
8. Una propuesta de nueva tecnología más limpia a través de la integración de procesos en la producción de papel para ondular (González et. al.; 2005).
9. Demostrar la factibilidad de la integración energética entre los procesos de fabricación de azúcar y etanol. (Corso et. al., 2010).
10. Minimizar los consumos de agua en la industria de pulpa y papel mediante la integración óptimas de los sistemas de agua (González et. al.; 2004).

Optimización de los valores inversionistas considerando la incertidumbre en la falla de los equipos – instalaciones

Problema común de la investigación

Debido a que los equipos móviles de las instalaciones industriales de procesos químicos fallan con más frecuencia que los equipos que permanecen estáticos pero que comúnmente son aquellos en los cuales se realizan las operaciones fundamentales del proceso industrial y además tienen un costo inversionista mayor se ha recomendado considerar la fiabilidad de los equipos en los estudios inversionistas de la industria de procesos químicos (González et. al., 1994) con el objetivo de minimizar los costos inversionistas y optimizar los sistemas de mantenimiento industrial.

Requerimientos

Son, necesarios estudios de la historia de fallos de los equipos y la construcción de diagramas de fiabilidad de los procesos en análisis, con apoyo de métodos matemáticos, para evaluar las diferentes posibilidades de redundancia de los equipos a instalar (Rosa et. al.; 2003)

Resultados alcanzados

1. Optimización de los valores inversionistas para una destilería de etanol (Rosa, 2003)
2. Optimización de las inversiones en procesos para incrementar la eficiencia de una fábrica de azúcar con diversos derivados integrados (Morales y González, 2017)
3. Valorar el efecto del in cemento de las posibilidades de integración de proceso considerando la fiabilidad de los equipos (Cata et. al., 2006)

Proyecciones futuras

Conociendo la tendencia de desarrollo de la Ciencia y la Tecnología permiten sugerir que una proyección en el

desarrollo de las biorefinerías según las experiencias de González (1982), Morales (2012), Pérez (2013) y de Armas (2019) y el análisis de la posible interacción de cada uno de los trabajos que aplicación de la Programación Lineal estará presente en los procesos de desarrollo y producción de la industria de procesos químicos y fermentativos (González et. al., 2016).

Conclusiones

1. La Programación Lineal ha sido una herramienta versátil para resolver los problemas de incertidumbre en los procesos de la industria química.
2. Se requiere de otros métodos matemáticos como complemento al uso de la Programación Lineal en la solución de los problemas de la industria de procesos químicos.
3. La Programación Lineal estará presente en varios momentos de los procedimientos de transformación de instalaciones tradicionales de la industria química en instalaciones más eficientes.

Referencias bibliográficas

1. Albornos Carvajal, Y. Procedimiento para la síntesis y el diseño óptimo de plantas discontinuas de obtención de bioetanol empleando bagazo de caña de azúcar. Tesis de Doctor en Ciencias Técnicas. Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas, 2014.
2. Albornos, Y, Corsano G, González M., Verelst H., González E. “Procedimiento para la síntesis y diseño óptimo de plantas discontinuas”. Revista AFINIDAD. Vol 69, núm. 560, octubre-noviembre-diciembre 2012. ISSN 0001-9704.
3. Barreto Torrella, S. Empleo y macrolocalización de la digestión anaerobia como medio para la optimización del aprovechamiento de los residuos orgánicos”. Tesis de Doctor en Ciencias Técnicas. Universidad “Ignacio Agramonte” de Camagüey, 2007.

4. Borges Núñez A. Alternativas de intensificación energética y Tecnológica de la industria del Vidrio. Tesis de Doctor en Ciencias Técnicas. Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas, 1996
5. Borges, A., E. González, N. Regalado. Determinación del porcentaje permisible de vidrio roto en la minimización de los consumos de combustible en un horno de vidrio. Centro Azúcar. Año 22, (3), Septiembre - Diciembre, 1995.75-76.
6. Catá Salgado, Y. (2006) Metodología para la consideración de la incertidumbre en la integración de procesos. Tesis de Doctor en Ciencias Técnicas. Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas.
7. Catá, Y. M. González, E. González, G. Corsano (2006) Estudio de fiabilidad en un complejo fabril integrado considerando incertidumbre. Revista Cubana de Química, 2006, 18 (1), 184. ISBN: 0258-5995.
8. De Armas Martínez, A. C. Alternativas de obtención de etanol y coproductos utilizando tecnologías de tercera generación e integrado a una fábrica de azúcar en el concepto de biorefinería. Tesis de Doctor en Ciencias Técnicas. Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas, 2019
9. de la Cruz Soriano, R., (2002): Aplicación del análisis de Procesos en la intensificación de la integración del CAI - Destilaría en Melanio Hernández de Sancti Spiritus. Tesis de Doctor en Ciencias Técnicas Centro Universitario de Santi Spiritus 2002.
10. García Prado R. A. (2012) “Estrategia para la producción de biocombustibles en Guatemala”. Tesis de Doctor en Ciencias Técnicas. Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas, 2012.
11. García, R.; A. Pérez; K. Diéguez; L. Mesa; I. González; M. González; E. González: (2015) Incorporación de otras materias primas como fuente de azúcares fermentables en destilarías existentes de etanol. Revista Facultad de Ingeniería Universidad de Antioquía. N 75, pp-130-142.

12. Garcés L; Alternativas de optimización de las producciones de cerámicas técnicas Tesis de Doctor en Ciencias Técnicas. Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas, 1996
13. Garcés, E. González, N.Regalado. (1995a.) Determinación de la mejor composición de la mezcla para la producción de materiales en la producción de cerámica para aisladores”. Centro Azúcar. Año 22, (3), 65
14. Garcés, L. E. González, N. Regalado. (1995b).Determinación de la proporción óptima de la mezcla para la producción de cerámica antiácida”. Centro Azúcar. Año 22, (3), 84-89
15. Gass, S.I. (1969) Linear Programming, Edición, McGraw-Hill., N.Y.
16. Gómez Gutiérrez, L. (1984) Método para la modelación matemática y optimización de la etapa de purificación de los jugos de la caña de azúcar. Tesis de Doctor en Ciencias Técnicas. Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas.
17. González, I.G. Rabasa- , A. Pérez, E. González, E. Castro. (2016)Herramienta para apoyar la toma de decisiones en el desarrollo de biorefinerías. Revista Mexicana de Ingeniería Química. Vol. 15, No. 3943-951
18. González, E.V. González, L. M. Peralta (1984) Consideraciones sobre la elaboración de modelos lineales de procesos industriales. Centro Azúcar 11 (2), 91- 98.
19. González Suárez, E. (1985)Fundamento científico del empleo de modelos lineales en la optimización de las condiciones de operación de las instalaciones de los procesos químicos. Centro Azúcar, número especial, 1-17.
20. González Cortés, M. (2004) Impacto global de una tecnología más limpia en la fabricación de papel para ondular Tesis de Doctor en Ciencias Técnicas. Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas, 2004

21. González, M., E González, P. Aguirre, G. Corsano (2004) Integración óptima en el Sistema de Reciclado de Aguas en Procesos Papeleros. Revista Información Tecnológica. Vol. 15.Nro 3.71-74.ISSN 0716-8756
22. González, M., González E., Corsano G. (2005) Tecnología más limpia a través de la integración de procesos en la producción de papel para ondular. Revista Afinidad, Vol. 62. N 520. 584-588. ISSN: 0001-9704.España.
23. González M, Cata Y, González E. (2010) Integración de masa para la prevención de la contaminación. Afinidad. Vol. 66, N. 539, p. 173-177. ISSN: 0001-9704.
24. González; E.; Y. Catá, J. Pedraza, (2006) Análisis de las variantes de integración material y energética de un combinado para la producción de aditivos oxigenados anexo a una fábrica de azúcar. Revista Universidad EAFIT, V 42 Nro Medellín, 2006. Colombia, ISSN:-0120-341X.p103-109.
25. González Suárez, E. Modelación y optimización de un proceso tecnológico para la producción de cartoncillo para corrugar. Tesis de Doctor en Ciencias Técnicas. Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas, 1982
26. González, E, Acevedo, A Estudio del tiempo óptimo de cambio de los discos de refinador de simple disco. Centro Azúcar 9(2) mayo agosto, 1982, 91-94.
27. González, E., V. González, B. Guirado, V. Martínez, M. García; Uso combinado del Simplex y la técnica de Fibonacci en la optimización económica de un proceso tecnológico de producción de cartoncillo. Tecnología Química. Año VI, No .4, 1985. 53-64..
28. González, E, García, R. Efecto estimado del desgaste de los discos y la calidad del tipo de bagazo en la eficiencia de la producción de cartoncillo. Tecnología Química, Año IX, No. 1988, 83-86.
29. González, N, González, E, Aplicación del análisis de proceso en la asimilación de nuevas tecnologías para la modernización en el caso de alto deterioro del estado técnico de la instalación. Tecnología Química

Vol. XXVII, No. 1, 2007. 5-9 ISSN0041-8420

30. González, E. M. M. Martín, E. Rosa. Necesidad de incluir los estudios de fiabilidad en el análisis inversionista. Centro Azúcar. Año 21, (1), Enero- Abril, 1994.81-88.
31. González E. y Santos, N. (1994) Posibilidades de la Programación Lineal en la intensificación de la industria del papel. Centro azúcar, Año 21, N 1 enero-Abril,1994, 3-10.Editada por Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas, Cuba.
32. González Suárez, N. "Estrategia de reconversión de una instalación de la industria química". Tesis de Doctor en Ciencias Técnicas. Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas, 2008.
33. Morales Pérez, M. Determinación de las condiciones óptimas de operación y propuesta de alternativas de desarrollo del combinado de Papeles Blancos de Jatibónico. Tesis en de Doctor en Ciencias Técnicas. Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas, 1994.
34. Morales, M. E. González. (2017) Evaluación de la fiabilidad en una industria diversificada a partir de la reconversión de sus instalaciones. Tecnología Química, ISSN 2224- 6185, Vol XXXVII , Número 1, 5-15
35. Muto; D. E González; G. D. Hernández; J. E.Miño Valdés; I. González Herrera. Inversiones en biodiesel de aceite de palma africana para el reciclado de aluminio en Cabinda Angola. Visión de futuro Año 15, Volumen Nro 22, Nro 1, Enero-Junio, 2018, pág 71-93.
36. Oquendo Ferrer, H. Alternativas de desarrollo prospectivo de los derivados de la caña de azúcar". Tesis de Doctor en Ciencias Técnicas. Universidad "Ignacio Agramonte" de Camagüey, 2002.
37. Oquendo Ferrer, H.; E.González Suárez. Aplicación de la programación lineal para determinar la macrolocalización de una planta de alcohol en Camagüey. Centró azúcar 2.2001a.23-26.
38. Oquendo Ferrer, H. C. Parra Gutiérrez, L.Crespo Zafra,

- Erenio González Suárez. Aplicación de la programación lineal a la diversificación azucarera. Centro Azúcar. Año 28(p. 63). 3 del 2001b. ISSN: 0253-5777
39. Pedraza, J., E. González, L. Matos, M. Fuentes (2003) Alternativas de integración material y energética para la producción de aditivos oxigenados a partir de bioetanol en condiciones de incertidumbre /52. Centro Azúcar 2, ISSN: 0253-5777.
 40. Corso, Y., M. González, V. González, E. González. (2010) Factibilidad de la integración energética entre los procesos de fabricación de azúcar y alcohol. 37. Centro Azúcar 1.1-7.
 41. Pérez Martínez, A. "Procedimiento metodológico para el diseño de procesos sostenibles de la agroindustria cubana. Tesis de Doctor en Ciencias Técnicas. Universidad "Ignacio Agramonte" de Camagüey, 2013.
 42. Pérez, A. H. Oquendo y E. González. Metodología para la macrolocalización de plantas de la industria de procesos, considerando la incertidumbre y la integración de estos / 43. AÑO 35 Centro Azúcar No3/2008
 43. Rodríguez Rico, I. Determinación de las condiciones óptimas de operación de la Planta de Pulpa del combinado de Papeles Blancos de Jatibónico. Tesis de Doctor en Ciencias Técnicas. Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas, 1988.
 44. Rodríguez, I., I. Díaz, O. Gutiérrez, E. González. Optimización con objetivos múltiples del proceso de producción de pulpa blanqueada en el combinado de papeles blancos Panchito Gómez Toro". Centro Azúcar. Año 20, (1), Enero- Abril, 1993.36-42.
 45. Rosa Domínguez, R. (1996) Metodología para el análisis de alternativas inversionistas en la industria de procesos químicos considerando la incertidumbre en la fiabilidad de los equipos. Tesis de Doctor en Ciencias Técnicas. Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas.

46. Rosa, E; E. González, U. Hauptmanns (2003) La fiabilidad de los equipos en el diseño de una instalación para la producción de bioetanol, /35. Centro Azúcar 1, 2003. ISSN: 0253-5777.
47. Rudd D. y C. Watson (1968) Strategy of Process Engineering. McGraw Hill. NY
48. Ruiz, M.L. Águila; E: González; N. González, E. Condiciones para la ganancia óptima en una Planta de Cloro y Sosa. Revista Tecnología Química. Año XIII (2) 1992. 37- 40.
49. Santos Cuba, N.: Metodología de Análisis Técnico Económico para el incremento de la capacidad de producción de papeles industriales. Tesis de Doctor en Ciencias Técnicas. Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas,1997
50. Ventsel, E. S.; (1980) Investigación de Operaciones, problemas, principios, metodología. Editorial MIR, Moscú

Capítulo III

Modelación matemática de procesos en la industria química y fermentativa

Omar Pérez Navarro
Erenio González Suárez
Iván Leandro Rodríguez Rico
Juan Esteban Miño Valdés

Introducción

Desde finales del siglo pasado se ha logrado un avance importante en la consideración matemática y fenomenológica asociada a la investigación en el campo de la ingeniería química. Sin embargo, es significativo que todavía muchos de los trabajos reportados, incluso al máximo nivel, tratan a los reactores químicos y biológicos dentro de una etapa, sin considerar sus interioridades como equipo, entre otras cosas, por su complejidad. Sin duda alguna, la modelación de reactores, donde se producen simultáneamente fenómenos de transferencia de masa y de calor, junto con reacciones químicas, exige que el investigador tenga que estudiar meticulosamente muchos factores y decidir cuáles son los de mayor influencia. En ocasiones estas decisiones permiten simplificar los modelos, pero en muchos casos, no es posible lograr reducciones importantes en su complejidad matemática.

En este capítulo se aborda metodológicamente la modelación de reactores químicos y biológicos, se plantean métodos analítico-matemáticos para el análisis cinético y se expresa el tratamiento estadístico de los datos experimentales industriales con el objetivo de brindar posibilidades para complementar los modelos que se han realizado o se planean realizar sobre etapas con reacción química, remitiendo a varios casos de aplicación práctica previamente reportados.

Modelación de reactores químicos

Para efectuar la modelación de un reactor es necesario lograr el mayor conocimiento de la siguiente información (Smith, 1991); (Levenspiel, 1999); (Fogler, 2001):

Propiedades termodinámicas, físicas y químicas del sistema reaccionante.

- Cinética de las reacciones participantes.
- Características térmicas del sistema.
- Características específicas y generales del catalizador para las reacciones catalizadas heterogéneas.

En la medida en que se tenga más dominio de esta información serán más precisos los modelos que se pueden evaluar. Si se tiene completa información sobre los aspectos señalados, se pueden obtener modelos muy robustos, capaces de permitir:

- Analizar la influencia de cada variable en el funcionamiento del reactor.
- Analizar posibles anomalías del sistema originadas por cambios en la alimentación o alteraciones en las condiciones de operación de otros equipos que inciden sobre la operación del reactor.
- Simular, optimizar y controlar los parámetros de operación del equipo sobre la base de un criterio técnico y económico.
- Evaluar posibles sustitutos.

Por otra parte, si solo se conocen parcialmente los aspectos necesarios, los modelos tendrán limitaciones en su comprobación y uso, de cuya extensión dependerá la efectividad del análisis del proceso.

Los modelos matemáticos que representan el comportamiento de un reactor químico son agrupados de la forma siguiente (Perry and Green, 1984); (Montgomery, 2004); (Coulson et al., 2005):

1. Modelos fenomenológicos, basados en los fenómenos físicos y químicos, expresados a través de la termodinámica, la cinética y los balances de masa y energía.
2. Modelos basados en correlaciones experimentales entre las variables, que se deducen y comprueban aplicando procedimientos estadísticos.

En los modelos correspondientes al primer grupo se destacan los cinéticos. En ellos, la velocidad depende de múltiples factores y por lo general es conveniente considerar como los de mayor impacto las concentraciones y la temperatura. Sin embargo, dependiendo del

proceso, es común que sea necesario considerar la influencia del pH, los procesos difusionales, la transferencia de calor y otros. Por estas razones, en muchas ocasiones se prefieren usar modelos asociados al segundo grupo. El estudio de la hidrólisis del bagazo con ácido sulfúrico concentrado para la obtención de etanol, reportado por Boutros Sarrouh (Boutros Sarrouh et al., 2005), ilustra con efectividad esta situación, donde los modelos estadísticos son usados para establecer adecuadamente los parámetros de trabajo del reactor, sin llegar a la evaluación fenomenológica.

Pero lo más común es la combinación de ambos métodos pues los efectos micro cinéticos, sobre cualquier sistema, son específicos de su naturaleza y los modelos desarrollados pueden adaptarse con precisión al tratamiento de datos prácticos, adquiridos a través de diseños experimentales efectivos.

En sistemas homogéneos la cinética es expresada solamente a través de la etapa química, siendo el volumen del sistema el factor determinante en el diseño y evaluación. Sin embargo, en sistemas heterogéneos esta etapa se combina con las difusionales, siendo necesario considerar la influencia relativa de todas las etapas presentes y adquiriendo un significado determinante la búsqueda de la etapa controlante del proceso. De dicha etapa depende la definición del modelo de contacto ponderando los requerimientos de volumen del equipo o de área de contacto dependiendo del predominio de las etapas químicas o las difusionales (Smith, 1991); (Levenspiel, 1999); (Fogler, 2001).

Los balances de materiales y energía dependen del modelo de contacto requerido en el equipo. Para reactores continuos con agitación (RCCA) en los que puede considerarse estado estacionario y mezclado perfecto o con escasas desviaciones del mismo, los balances resultan en ecuaciones ordinarias. Sin embargo, para equipos discontinuos, que por sus características operacionales funcionan en estado no estacionario, los balances resultan en ecuaciones diferenciales totales respecto al tiempo de reacción (Levenspiel, 1999).

Situación parecida se presenta para reactores tubulares continuos con modelo de flujo en pistón (RCFP) o de escasa dispersión, que operan en estado estacionario, sin embargo en dicho equipo, cambian de las propiedades con la posición. En éste último caso los modelos de los

balances resultan en ecuaciones diferenciales totales respecto a la posición. En ellos la posición puede ser expresada como la concentración o la conversión (Smith, 1991); (Levenspiel, 1999).

En la mayoría de los trabajos que desarrollan la modelación de reactores químicos y biológicos se combinan modelos fenomenológicos y métodos estadísticos. Varias situaciones reales han sido resueltas aplicando los modelos globales que a continuación se describen:

1. Modelo homogéneo (ideal) para reactores isotérmicos y adiabáticos:

Para RCCA la solución es directa, para reactores discontinuos o RCFP, los balances se resuelven por integración en el caso isotérmico. Sin embargo, en el caso adiabático y en el no isotérmico-no adiabático se necesita un método numérico iterativo (Smith, 1991).

2. Modelo pseudo-homogéneo con dispersión en una coordenada para operación adiabática y no isotérmica-no adiabática.

En éste modelo se tiene en cuenta la variación de la difusividad de masa y la conductividad térmica efectiva solo en la dirección axial. Su solución también se logra por un método numérico (Smith, 1991). El procedimiento que se aplica en los casos 1 y 2 también se conoce como método simplificado.

3. Modelo pseudo-homogéneo con dispersión de dos dimensiones para operación adiabática y no isotérmica-no adiabática.

En este caso se considera la variación de la difusividad efectiva de masa y la conductividad térmica en la dirección axial y radial. Es muy importante elegir adecuadamente las condiciones de contorno para la solución del sistema de ecuaciones diferenciales parciales. Generalmente se considera que, en las secciones de entrada y salida del reactor, los gradientes son cero (Smith, 1991). Este procedimiento también se conoce como método semi-riguroso cuando puede asumirse que no existe variación de las propiedades físicas del sistema con la temperatura.

4. Modelo heterogéneo bidimensional:

Este modelo recoge todas las diferencias posibles entre la fase sólida y el fluido reaccionante, sobre todo las diferencias de temperatura. En muchos casos la fase sólida es el catalizador presente en la reacción. Para lograr una solución adecuada del sistema de ecuaciones diferenciales se necesita la más amplia información sobre el sistema reaccionante. Su solución se obtiene aplicando métodos numéricos

(Smith, 1991). Este procedimiento también se conoce como método riguroso, es el de solución más compleja pero más exacta e incluye al resto de los modelos, siendo sus expresiones generales del balance de masa y energía dadas en las ecuaciones siguientes:

$$-\frac{\partial(uC)}{\partial Z} + \frac{\mathfrak{D}_e}{u} \left[\frac{1}{r} \frac{\partial(uC)}{\partial r} + \frac{\partial^2(uC)}{\partial r^2} \right] = 0 \quad (\text{Ec. 1})$$

$$-GC_p \frac{\partial T}{\partial Z} + K_e \left[\frac{1}{r} \frac{\partial T}{\partial r} + \frac{\partial^2 T}{\partial r^2} \right] + \frac{\partial K_e}{\partial r} \frac{\partial T}{\partial r} = 0 \quad (\text{Ec. 2})$$

En ellas, se manifiesta el balance de masa (Ecuación1) y el balance de energía (Ecuación2) para un sistema reaccionante con variación de la concentración y la temperatura (y por consiguiente la velocidad de reacción) en la posición radial y longitudinal combinada con la variación de las propiedades físicas en ambas direcciones. En el caso de sistemas heterogéneos en los que están presentes sólidos estas propiedades se refieren a la difusión y conducción térmica en el sólido hipotético (Smith, 1991).

Obtención de los modelos cinéticos a través de procedimientos experimentales y estadísticos

El procedimiento por métodos estadísticos no ha estado totalmente sistematizado, ya que el planteamiento del modelo depende totalmente de las variables a considerar, de sus interdependencias, de las posibilidades de obtención de datos experimentales en condiciones que permitan explorar las variables en sus rangos de trabajo y del conocimiento previo que se tenga del sistema en estudio. A partir de diseños de experimentos factoriales completos o fraccionados se pueden evaluar modelos estadísticos en los que no se consideran todas las interacciones de primer y segundo orden. La experiencia ha demostrado que es muy poco probable que las interacciones de tercer orden sean significativas.

La selección del modelo exige que mediante los procedimientos de la regresión lineal múltiple sean evaluados los coeficientes usando datos de operación normales que presenten variación de las variables en

sus rangos o con datos de experimentos planeados al efecto y realizar el análisis de varianza para discriminar los términos del modelo que no tienen influencia significativa sobre la respuesta. Una limitación importante en la evaluación de estos modelos es el gran número de corridas que es necesario hacer para obtener buenos resultados. Sin embargo, los diseños factoriales fraccionados y otros diseños más robustos como el de Plackett-Burman (González, 1991) permiten disminuir el número de corridas experimentales. Cuando existen dependencias no lineales entre las variables se pueden proponer modelos que contienen términos no lineales y cuadráticos en los que se plantean exponentes que son evaluados junto a los coeficientes. En estas situaciones se linealizan los términos de los modelos y se evalúan los mismos por el método de regresión no lineal múltiple. A este grupo pertenecen algunos de los trabajos reportados en (Miño, et. al., 2019).

Procedimientos experimentales y analíticos

Dependiendo de la complejidad de las ecuaciones resultantes del balance de materiales en el reactor y del tipo de modelo de contacto seleccionado para las experiencias cinéticas, es conveniente usar el método de análisis integral o el diferencial. Para reacciones homogéneas es conveniente efectuar dichas experiencias en equipos discontinuos, sin embargo para procesos catalíticos heterogéneos necesitan reactores integrales o diferenciales (Smith, 1991); (Levenspiel, 1999).

Las investigaciones encaminadas al conocimiento de la cinética de las reacciones presentan en muchos casos un alto grado de complejidad en lo referente a recursos materiales y técnicas analíticas, lo que en ocasiones justifica que se planteen simplificaciones que faciliten el análisis cinético. Entre ellas se encuentra la búsqueda del semiperíodo de reacción y el trabajo en aislamiento a causa del exceso de un reactante (Fogler, 2001).

Por otra parte, es muy importante la investigación del mecanismo para reacciones complejas. Ello requiere el análisis de los posibles mecanismos de reacción y el diseño experimental y analítico detallado que permita dar solución a dicha problemática. Para ello también es imprescindible establecer el análisis de distribución de producto, las condiciones de operación y el modelo de contacto adecuado para

lograr dicha distribución. A estos aspectos brindan un tratamiento adecuado los trabajos de Pérez y colaboradores (Pérez et al., 2018a); (Pérez et al., 2018b); (Pérez, 2018); (Miño et al., 2019), referidos a la cinética y distribución de producto en la acetilación básica acuosa de almidón de *Manihot esculenta* Crantz.

Dichos trabajos ilustran además como la adecuada selección de los parámetros de operación del proceso permite que una reacción compleja pueda ser considerada como una reacción simple en determinadas condiciones.

Procedimientos experimentales combinados con simulación de modelos teóricos

La simulación del comportamiento de modelos teóricos previamente desarrollados y la obtención de sus parámetros para describir el comportamiento experimental es una vía interesante de modelación cinética que es muy usada en biorreactores. Ello puede efectuarse ajustando la diferencia entre los modelos, teórica y experimental, a través del método de los mínimos cuadrados, pruebas de hipótesis de significación del modelo o la mínima integral del error de la sumatoria de las diferencias entre ellos. A esta última situación da una solución adecuada un trabajo de Pérez y colaboradores (Pérez et al., 2019a); (Pérez et. al., 2019b), referido a la modelación de la cinética de obtención de biomasa proteica.

Una opción interesante que pertenece a este grupo, es la brindada por Albernas (Albernas et al., 2015); (Albernas et al., 2016), referida a la obtención del modelo cinético pseudo-homogéneo de Michaelis-Menten para la producción de azúcares reductores totales en la hidrólisis enzimática del bagazo.

Diagrama heurístico para la modelación de un reactor químico o fermentativo

Atendiendo a los análisis anteriores, es posible plantear una metodología general aplicable a cualquier situación específica a modo de modelo heurístico, capaz de considerar las particularidades de un sistema y tomar decisiones que permitan evaluar con buena precisión su modelo. Dicho diagrama se muestra en la Figura 3. En esta figura las líneas rojas corresponden a acciones de modelación

fenomenológica, las verdes al método estadístico y las azules a acciones de modelación combinada.

Dicho diagrama brinda un tratamiento lógico a la tarea de modelación y sigue los principios anteriormente referidos. En el mismo, luego de disponer de la información necesaria para la modelación y de la precisión de las condiciones del contacto, las posibles expresiones de caracterización y el carácter térmico de los procesos presentes, se define si es posible el planteamiento de modelos fenomenológicos. En caso afirmativo se efectúa la modelación cinética y se resuelven los balances de materiales y energía, cuya expresión más general es dada en las ecuaciones (1 y 2), a partir de las condiciones que garanticen una aproximación aceptable. Si ello es posible, se evalúa y comprueba el ajuste del modelo a datos de operación. De lograr ajuste se plantea el modelo como expresión global del reactor.

Si la aproximación alcanzada no es aceptable, se hacen simplificaciones y se evalúa el modelo simplificado. Si el modelo simplificado no es adecuado o si el ajuste del modelo fenomenológico a los datos de operación no alcanza la exactitud necesaria, se abandona la vía fenomenológica y se procede al análisis para evaluar modelos estadísticos. Esta última opción es considerada cuando no es posible plantear modelos fenomenológicos.

Al evaluar si las características del sistema permiten aplicar modelos estadísticos puede existir la posibilidad de efectuar experimentos previamente diseñados con la finalidad de obtener el modelo estadístico y aplicar el método de optimización más adecuado al caso. El modelo estadístico en sus condiciones óptimas constituye el modelo global del reactor. Cuando no pueden aplicarse experimentos previamente diseñados se completa la información necesaria para la modelación fenomenológica a través de datos de operación. El procedimiento concluye con el planteamiento de la expresión global del reactor.

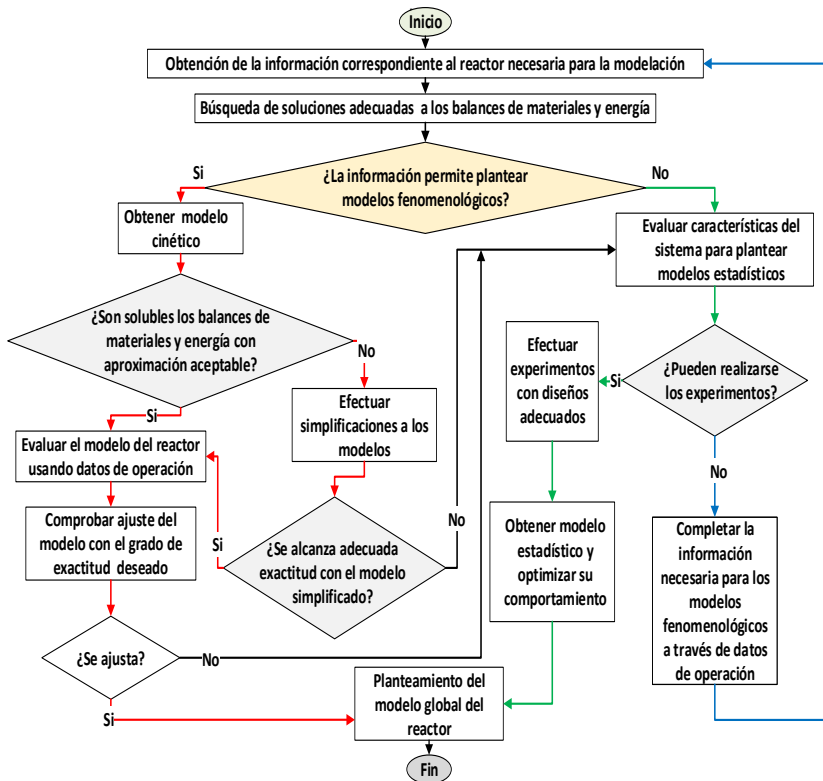


Fig.3.1 Diagrama heurístico para la modelación de un reactor químico o fermentativo

Conclusiones

Los estudios para la caracterización de reactores, realizados a escala de laboratorio permiten modelar su cinética como paso básico en la obtención del modelo global del reactor. Dichas pruebas y las efectuadas en equipos pilotos, se pueden plantear como experimentos a escala de planta que bien meditados logran la máxima eficiencia en la investigación.

La modelación de reactores químicos a escala industrial tiene en general tres aspectos a considerar con la mayor profundidad:

- Las características experimentales que se tienen en la industria elegida y la información disponible.
- Los modelos matemáticos posibles a evaluar.
- Los procedimientos estadísticos y matemáticos que permiten el análisis del ajuste de cada modelo.

El objetivo central que rige el trabajo de modelación de un reactor es determinar las condiciones óptimas (o región óptima de operación) de los reactores químicos sin profundizar totalmente en el mecanismo o cinética de las reacciones que en ellos se producen, pero a la vez sin desatenderlas. Esto se puede asegurar en gran medida con la adecuada selección del modelo, conjugando aspectos cinéticos y estadísticos.

Referencias bibliográficas

- ALBERNAS, Y., CORSANO, G., MESA, L., SANTOS, R. & GONZÁLEZ, E. 2015 Estudio de la cinética de la hidrólisis enzimática del bagazo pretratado. AFINIDAD, LXXII.
- ALBERNAS, Y., PEDRAZA, J., CORSANO, G., MESA, L., RODRÍGUEZ, I. L. & GONZÁLEZ, E. 2016. Primera aproximación a la cinética de obtención de etanol mediante sacarificación y fermentación simultánea de bagazo. AFINIDAD LXXIII 191-196.
- BOUTROS SARROUH, F., JOVER, J. & GONZÁLEZ, E. 2005. Estudio de la hidrólisis del bagazo con ácido sulfúrico concentrado utilizando dos variantes en una sola etapa y una sola etapa modificada para la obtención de etanol y análisis técnico económico de dicho proceso. Revista Ingeniería e Investigación, 25 (3), 34-38.
- COULSON, J. M., RICHARDSON, J. F. & SINNOTT, R. K. 2005. Chemical Engineering Design, Elsevier Butterworth-Heinemann. 4a ed. Vol 6.
- FOGLER, H. 2001. Elementos de Ingeniería de las Reacciones Químicas. 3a ed., México, Pearson Educación.
- GONZÁLEZ, E. 1991. Utilización del análisis de procesos en la intensificación de la producción en distintas industrias de Cuba” Tesis en Opción al Grado Científico de Doctor en Ciencias Universidad Central Marta Abreu de Las Villas.

- LEVENSPIEL, O. 1999. Chemical Reaction Engineering, New York, USA, Willey Press.
- MIÑO, J. E., GONZÁLEZ, E. & PÉREZ, O. (eds.) 2019. Contribución de la ingeniería de las reacciones químicas al desarrollo de nuevos procesos industriales: Facultad de ingeniería, Universidad Nacional de Misiones. Argentina.
- MONTGOMERY, D. C. 2004. Diseño y análisis de experimentos, Limusa Wiley. 2ª ed. .
- PÉREZ, O. 2018. Procedimiento estratégico de desarrollo de procesos agroindustriales complementado con asimilación tecnológica aplicado a los productos de Manihot esculenta Crantz. Tesis en opción al Grado Científico de Doctor en Ciencias Técnicas, Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas.
- PÉREZ, O., LEY, N., GONZÁLES, E. & TOLEDO, L. 2018a. Cinética y Distribución de Producto en la Acetilación de Almidón de bajo Grado de Sustitución a partir de Manihot esculenta Crantz, variedad INIVIT Y-93-4. Centro Azúcar, 45, 88-100.
- PÉREZ, O., LEY, N., GONZÁLEZ, E. & TOLEDO, L. C. 2018b. Cinética y Distribución de Producto en la Acetilación de Almidón de bajo Grado de Sustitución. Afinidad, LXXV, 204-211.
- PÉREZ, O., MIÑO, J. E., GARCÍA, A. & GONZÁLEZ, E. 2019a. Fermentative Kinetic Modelling for Protein Biomass from Sugar Diversification. Current Trends in biomedical Engineering and Biosciences. Junipers Publishers, CTBEB. MS.ID.555998.
- PÉREZ, O., MIÑO, J. E., GARCÍA, A. & GONZÁLEZ, E. 2019b. Modelación de la cinética fermentativa en la obtención de biomasa proteica a partir de la diversificación azucarera. In: MIÑO, J. E., GONZÁLEZ, E. & PÉREZ, O. (eds.) Contribución de la Ingeniería de las reacciones químicas al desarrollo de nuevos procesos industriales. . Facultad de Ingeniería. Universidad Nacional de Misiones. Argentina. Primera edición.
- PERRY, R. & GREEN, D. 1984. Perry's chemical Engineering handbook. Mc Graw-Hill Book Company.
- SMITH, J. M. 1991. Chemical Engineering Kinetics. Mc. Graw Hill Book Company.

Capítulo IV

Análisis de procesos aplicados en las industrias de: papel, electroquímica, neumáticos y textil

Erenio González Suarez
Roxana Cortés Martínez
Fernando E. Ramos Miranda
Juan Esteban Miño Valdés

Aplicación del método a un caso que incluye la remodelación y ampliación de la planta para resolver problemas de contaminación.

Problemática técnico-económica al inicio del Análisis Complejo de Procesos.

La fábrica estudiada fue construida antes del año 1959 y puesta en funcionamiento en los inicios de los años 60, con una tecnología desbalanceada pues su planta de producción de pulpa semiquímica, a partir de bagazo de caña, era insuficiente en cuanto a la calidad y proporción que para la producción de cartoncillo se requiere. El bagazo que se obtiene del procesamiento industrial de la caña de azúcar, ya sea a granel o en pacas, es heterogéneo. Por otro lado, desde su puesta en operación, la fábrica originó un efecto contaminante en el río Damují, hacia el cual se derraman sus licores residuales con un alto contenido de lignina.

Peculiaridades de la aplicación del Análisis Complejo de Procesos en el caso estudiado.

Por lo anterior, fue propósito de la industria, fundamentar una estrategia de desarrollo tecnológico global que permitiera:

- Disminuir los costos de producción,
- Incrementar los niveles de calidad y producción,
- Posibilitar la inversión en un sistema de tratamiento de residuales.

De acuerdo con esto el Análisis Complejo de Procesos se formuló en términos de:

- Establecer un criterio científico y económicamente fundamentado de la proporción de la mezcla de pulpa de

bagazo semiquímica y papel de desecho en la mezcla fibrosa de la cual se fabrica en la instalación el cartoncillo para corrugar.

- Determinar los valores de las variables tecnológicas que permitan minimizar los costos de producción, garantizando la calidad estable del papel y fijando los ciclos de reposición de los elementos gastables del proceso.
- Determinar la estrategia inversionista que permita incrementar el uso de los fondos básicos y compensar los gastos de una inversión destinada a resolver el tratamiento de los residuales del proceso tecnológico.

Aquí se consideró que dados la probable magnitud de un proceso inversionista que incluya la solución del tratamiento de residuales y el tiempo que se requiere para su materialización, se debe organizar primero el trabajo de intensificación de la instalación existente y después evaluar las posibilidades de una modernización y reordenamiento de la instalación, para lo cual se requiere un análisis de la fiabilidad del proceso y el estado técnico de la planta (Tripalo & Perlov, 1984). En la primera etapa de análisis parciales y de completamiento de la profundización científica se realizaron estudios de los elementos y aspectos fundamentales en la planta, entre los que se incluyeron los siguientes:

1. La ejecución de los balances de materiales y energía del proceso que permitieron determinar la eficiencia de los ciclos de calor (González, Rumbaut, & Guirado, 1986) y los consumos y pérdidas de fibras (González, 1982) donde jugó un papel esencial la ecuación de BOGOYASNESKI (Majonin, 1976):

$$x = G - K \frac{(100 - T_i)}{T_i} - G \frac{(100 - T_f)}{T_f} \quad (\text{Ec. 1})$$

En los balances de fibras del proceso fue necesario considerar que las principales pérdidas se producen en las aguas de desecho del Taller de la Máquina de Papel y de la Planta de Producción de Pulpa de Bagazo Semiquímica, en mayor medida en esta última etapa del proceso por lo cual se decidió realizar un estudio del Rendimiento Industrial de Pulpa por Tonelada de Bagazo consumida, lo que además es de interés de los costos de producción (González, 1987). Las variables consideradas

en el experimento industrial fueron: Porcentaje de sosa cáustica en el pulpeo (X_1), Relación fibra / meollo en el bagazo (X_2), Tiempo de almacenamiento (X_3), Hidromódulo (X_4).

El parámetro de respuesta: Rto. (Rendimiento Industrial) fue determinado de un cuidadoso balance de fibras en la Planta de Pulpa en el cual las pérdidas de fibra en el licor negro se midieron mediante un Vertedero de Aforo (González, 1987)

La ecuación obtenida por Análisis de Regresión Múltiple de los datos industriales fue la siguiente:

$$\text{Rto} = 180,274 - 19,60X_1 + 1,074X_2 - 2,01X_3 + 4,05X_4 \quad (\text{Ec. 2})$$

Por otro lado los resultados de los balances de energía hicieron evidente la necesidad de ejecución de una remodelación del sistema de recuperación del calor de la máquina de papel (Sandar, López de la Cruz, & González, 1986) y una reposición del sistema de regulación de la relación aire/combustible para incrementar la eficiencia energética de la caldera de vapor (González, Hernández, & Ribot, 1986).

De acuerdo con la expresión obtenida experimentalmente para el porcentaje de pérdidas de calor en función de la relación aire/combustible, tenemos:

$$P = 12,04 - 0,337A + 0,0068A^2 \quad (\text{Ec. 3})$$

La reposición del sistema de regulación permite un efecto económico superior a los 3000 pesos anuales (González, Hernández, & Ribot, 1986).

2. Un estudio de los factores que inciden en la etapa de reacción química a escala industrial con la ayuda de diseños de experimentos, permitió modelar la etapa (González & González, 1985) y analizar el efecto de las materias primas fundamentales (González, Ulloa, & Ribot, 1986).

$$\begin{bmatrix} X_m \\ X_k \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 46\,878,9 & -60,23 & 48,4 & 6,488 & 12,48 \\ 238,974 & 21,54 & -0,536 & 2,21 & 4,45 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} 1 \\ X_1 \\ X_2 \\ X_3 \\ X_4 \end{bmatrix} \quad (\text{Ec. 4})$$

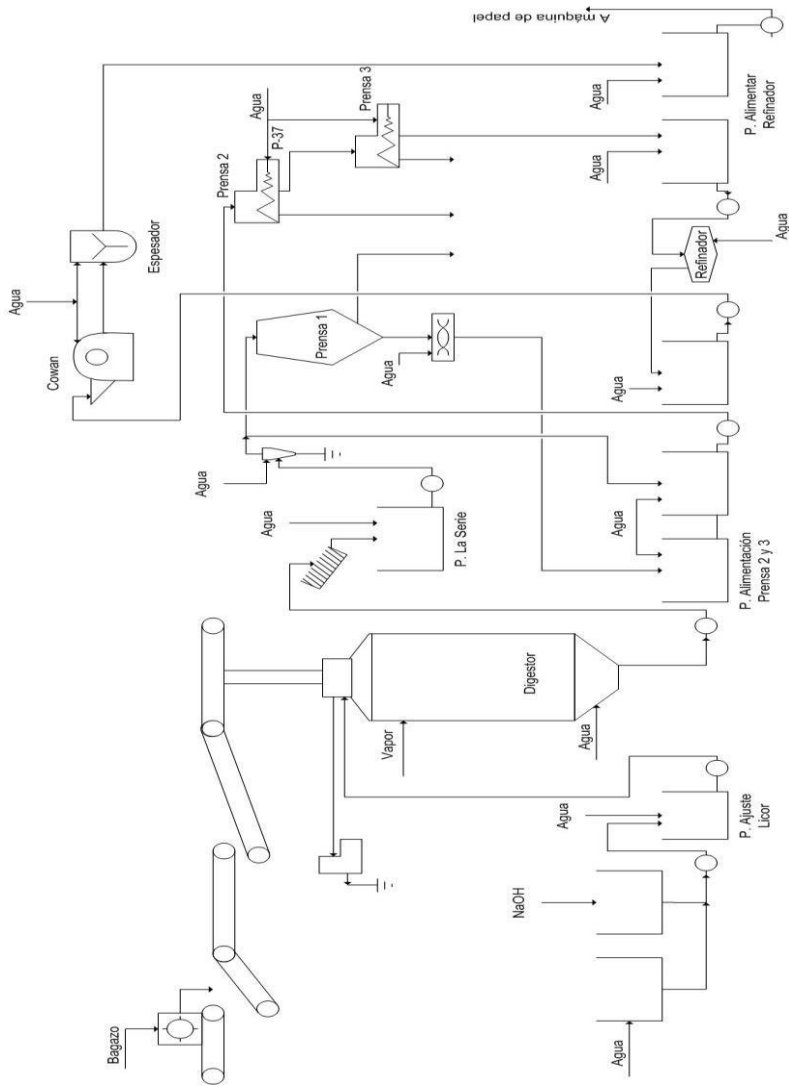


Fig.4.1 Esquema tecnológico de una planta de pulpa

3. Un estudio de las etapas de tratamiento mecánico, pues la refinación de las pulpas componentes, que siempre implica gastos, influye en la calidad de las pastas y otros costos de fabricación (Seinfeld & Mc Bride, 1970), por lo que se cuantificó la eficiencia energética del refinador de discos simple (González, Ribot, & Vega, 1980), estudiando su comportamiento a escala industrial con ayuda del método de Plackett-Bürman, las variables que afectan las propiedades físico-mecánicas de la pulpa refinada (González, Ruíz, Rosa, González, & Rodríguez, 1990), lo que sirvió de base para, mediante un diseño factorial 2^{5-2} obtener los modelos estadísticos de la producción de pulpa refinada, consumo de potencia y costo de operación (González, Rumbaut, & Guirado, 1986) (Tabla 4.1).

Tabla 4.1. Plan experimental del método de Plackett-Burman para Y_b , Y_w y Y_{bc} .

Ens.	Orden										
Nº	Real.	X_b	X_d	X_9	X_f	X_{10}	X_m	* X_f	Y_b	Y_w	Y_{bc}
1	1	+	+	+	-	+	-	-	1,80	1260	3,11
2	2	+	+	-	-	-	-	+	2,72	1188	1,94
3	5	+	-	+	-	-	+	+	1,93	1152	2,64
4	3	-	+	-	-	+	+	+	3,12	738	1,60
5	7	+	-	-	+	+	+	-	3,27	1066	1,36
6	8	-	-	+	+	+	-	+	2,33	1044	2,00
7	4	-	+	+	+	-	+	-	1,94	1170	2,68
8	6	-	-	-	-	-	-	-	3,80	972	1,1

* X_f : falsas variables

Se completó el experimento con repeticiones en el centro para el cálculo de $S(Y)^2$ requerido en la aplicación del diseño factorial. La concentración de materia orgánica, X_m , no se encontró significativa.

$$\begin{bmatrix} Y_b \\ Y_w \\ Y_{bc} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 3,211 & -0,009 & -0,0236 & -22,99 & 0,915 \\ 171,52 & 8,64 & 15,186 & 2499,5 & 0 \\ 2,06 & 0,201 & 0,271 & 53,57 & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} 1 \\ X_k \\ X_d \\ X_9 \\ X_{10} \end{bmatrix} \quad (\text{Ec. 5})$$

Del mismo modo mediante un estudio de la etapa de preparación de papeles de desechos recuperados con ayuda del Análisis de Regresión

Múltiple en el procesamiento de los datos del control operacional, se obtuvo un modelo matricial que cuantifica el efecto de las variables en las propiedades físicas de las pastas del papel de desecho (González & Hernández, 1980) y en la etapa de refinación final de las pastas (González, González, & Martínez, 1980).

Para el estudio de la etapa de preparación del papel de desecho recuperado se consideraron las siguientes variables y parámetros de respuesta:

X₁₆: Amperaje del refinador de recorte,

X₁₇: Presión de entrada del refinador de recorte,

X₁₈: Presión de salida del refinador de recorte.

Las variables de respuesta consideradas fueron, las propiedades físicas de las hojas de papel formadas en el laboratorio con el papel de desecho refinado, es decir:

Factor de estallido (Y_{er}), Factor de rasgado (Y_{rr}), Resistencia al Anillo (Y_{ar}), así como la producción por hora de pulpa de papel de desecho recuperado (Y_r). El modelo matricial que caracteriza el sistema es como sigue:

$$\begin{bmatrix} Y_{er} \\ Y_{fr} \\ Y_{ar} \\ Y_r \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 22,30 & -0,063 & -1,390 & 7,02 \\ 57,83 & 0,22 & 11,620 & 9,27 \\ 15,23 & 0,0025 & 0,288 & 3,48 \\ 2,60 & -0,0027 & -0,030 & -0,46 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} 1 \\ X_{16} \\ X_{17} \\ X_{18} \end{bmatrix} \quad (\text{Ec. 6})$$

Para el caso de la etapa de preparación final de la pasta se consideraron las siguientes variables:

X₁₉: Presión a la entrada del refinador de la Cabeza de la Máquina de Papel.

X₂₀: Presión a la salida del refinador de la Cabeza de la Máquina de Papel.

X₂₁: Amperaje del Refinador de la Cabeza de la Máquina de Papel.

Así como las propiedades físicas de las hojas de papel formadas con las pastas tomadas después de la etapa de mezclado y antes de la preparación final, es decir: X_{ep} (factor de estallido), X_{ap} (Resistencia al Anillo), X_{rp} (Factor de rasgado), y como variables de respuesta:

Y_{ec}: Factor de Estallido en las hojas formadas en el laboratorio con pastas de la Caja de Cabecera de la Máquina de Papel.

Y_{ac}: Resistencia al Anillo en hojas formadas en el laboratorio con pastas de la Caja de Cabecera de la Máquina de Papel.

Y_{cr} : Factor de Rasgado en hojas formadas en el laboratorio con pastas de la Caja de Cabecera de la Máquina de Papel. El modelo matricial de la etapa final de preparación de las pastas es entonces como sigue:

$$\begin{bmatrix} Y_{ec} \\ Y_{ac} \\ Y_{rc} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0,00175 & 1,45 & 0 & 0 & -31,28 & -56,73 & 0,003 \\ 0,00034 & 0 & 1,325 & 0 & 3,38 & 67,35 & -0,0035 \\ -0,26253 & 0 & 0 & 0,93 & 0 & 0 & 0,2980 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} 1 \\ X_{ep} \\ X_{ap} \\ X_{rp} \\ X_{19} \\ X_{20} \end{bmatrix} \quad (\text{Ec. 7})$$

4. Considerando el efecto que sobre la cocción tiene la calidad del bagazo, y a su vez, el que tiene el resultado de la cocción (medido como Número de Kappa) en la etapa de refinación, se estudió el efecto económico del desmeollamiento en la producción de pulpa (González & López, 1984) comprobándose además las limitadas posibilidades que para desmedular tiene la instalación existente en la fábrica de azúcar que entrega bagazo a la papelera objeto del análisis (González, Ramos, & Quiros, 1984).

Concluida la primera parte del Análisis Complejo de Procesos se procedió a la modelación matemática de todo el sistema para realizar un estudio de la interrelación global de la calidad de las materias primas, las variables de operación inherentes a cada elemento del sistema en los parámetros económicos y las variables de calidad que caracterizan el proceso. En la Figura 4.2 se presenta el esquema del proceso tecnológico global.

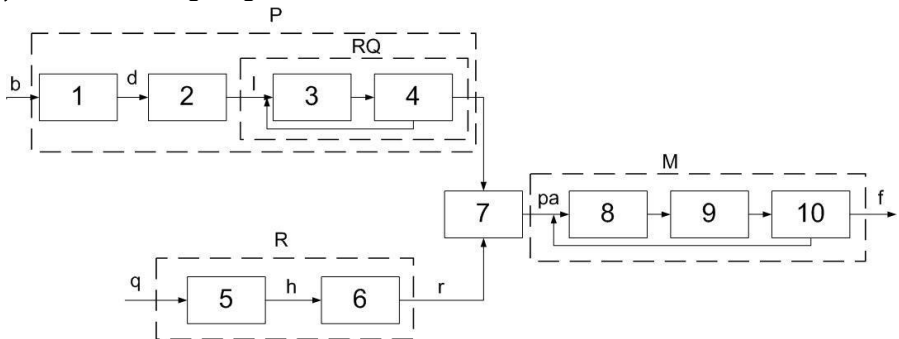


Fig. 4.2. Diagrama del proceso tecnológico de Papelera Damují.

La metodología empleada en la modelación del proceso se fundamenta en la modelación estadística de los elementos del sistema y su posterior agregación mediante el método matricial para el caso en el cual no hay reciclados, y si hay, una etapa de mezcla binaria (Guirado, González, & González, 1981).

En este caso los modelos de los elementos 3 (refinación de pulpa) y 7 (mezclado) se obtuvieron mediante diseños experimentales, las etapas 2 (lavado de pulpa) y 4 (lavado depurado), mediante una combinación de Análisis de Regresión Múltiple con valores de algunas variables que se cambiaron a niveles fijos mediante un plan experimental (González & Vega, 1987; González, Ribot, & Vega, 1979). En el resto de las etapas se aplicó el Análisis de Regresión Múltiple a los datos del Control Operacional.

Un rasgo distintivo de la metodología empleada es caracterizar en cada uno de los elementos estudiados los valores de las propiedades de las pastas a la entrada y a la salida de cada etapa (González E. , 1982).

En el caso de la Máquina de Papel se relacionaron las propiedades del papel con las propiedades de la mezcla fibrosa en la Caja de Cabecera y las variables inherentes a la operación de la Máquina de Papel (González & García, 1981), pues aunque "la mezcla fibrosa es el elemento básico en la fabricación del papel", la calidad del papel también "depende de factores inherentes a los equipos donde este se fabrica" (Molina & Ramírez, 1974).

La agregación del modelo global del proceso se logra si se tiene que en la Figura 4.2:

$$\text{Área \# 1: } a = [D] * b \quad (\text{Ec. 8})$$

$$\text{Área \# 2: } 1 = [L] * a \quad (\text{Ec. 9})$$

$$\text{Áreas \# 3 y 4: } p = [R] * 1 \quad (\text{Ec. 10})$$

Etapa de Producción de pulpa:

$$p = [R][L][D]b \quad \text{y} \quad p = [P]b \quad (\text{Ec. 11})$$

$$\text{Donde } [P] = [R][L][D] \quad (\text{Ec. 12})$$

$$\text{Áreas \# 5 y 6: } r = [R]q \quad (\text{Ec. 13})$$

$$\text{Área \# 7: } p_a = [U](p + r) \quad (\text{Ec. 14})$$

$$\text{Áreas \# 8, 9 y 10: } f = [M]p_a \quad (\text{Ec. 15})$$

Sistema global:

$$f = [M][P][U]b + [M][R][U]q \quad (\text{Ec. 16})$$

La confiabilidad de los datos del Control Operativo y de la calidad del bagazo se determinó mediante el empleo del método de los Cuadrados Latinos (Hernández, González, & Ceballo, 1978; González & Schuart, 1990).

Para encontrar las condiciones óptimas del proceso, se elaboró un modelo de la ganancia, partiendo de la función general de costo, los balances de materiales y energía, los modelos tecnológicos y una determinación del rendimiento industrial de Pulpa de Bagazo Semiquímica en función de las variables que caracterizan el proceso tecnológico y la calidad del bagazo fresco y almacenado (González E. , 1987).

Se encontraron expresiones de Ganancia en el proceso en función de las variables incluidas, para ambos tipos de bagazo, y en los cuales los coeficientes de las variables toman diferentes valores después de linealizados los modelos de costo, según sea la proporción de pulpa de bagazo en la mezcla (González E. , 1982).

Si se emplea la expresión de ganancia como función objetivo, y se utilizan los modelos lineales obtenidos en modelo global del proceso tecnológico, como las restricciones, pueden determinarse las condiciones óptimas de operación para una proporción dada de mezcla, con ayuda del Método Simplex y variando la proporción de la mezcla en un lazo de programación a través de la Técnica de Fibonacci, se logran óptimos para diferentes tipos de mezclas (Figura 4.3) logrando una optimización a dos niveles /65/ en lo cual se materializa a escala industrial la idea de Foster (Foster, 1969) para resolver un problema de mezclado mediante programación lineal.

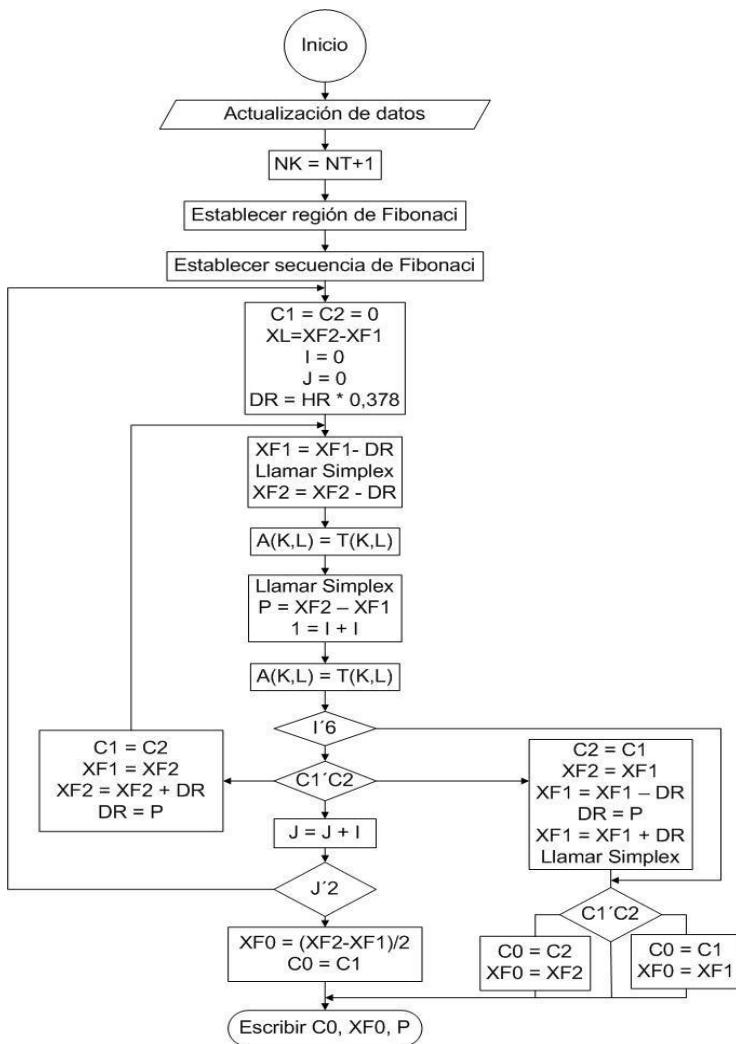


Fig. 4.3. Diagrama de bloques para la optimización en la Papelera Damují.

La proporción óptima de la mezcla se encontró en un 60 % de papel de desecho tanto para el caso en que se emplea bagazo fresco como cuando se usa el almacenado (González E. , 1982). Los ahorros anuales al emplear la proporción óptima son de más de 200 000 pesos (González E. , González, García, & Martínez, 1985).

El desgaste de los discos del refinador y la calidad del bagazo inciden en la eficiencia de la producción de cartoncillo (González & García, 1988) por lo que los modelos tecnológicos y de la ganancia del sistema que se elaboraron permite analizar algunas decisiones de carácter inversionista y operativo, como en qué condiciones operar para determinado desgaste de los discos o calidad del bagazo. Una importante decisión operativa que se puede evaluar con ayuda del modelo del proceso, es el momento de cambio de los discos del refinador de la Planta de Pulpa. Estudios realizados en la primera etapa de este análisis permitieron concluir que el cambio desde el punto de vista del funcionamiento del refinador debía realizarse al tener los discos 6 mm de desgaste (González & Rodríguez, 1978), sin embargo, un estudio del efecto del desgaste en el sistema global puede realizarse mediante la expresión derivada para este proceso, encontrándose que el desgaste óptimo está influido también por la calidad del bagazo y el porcentaje de mezcla (González, García, & Morales, 1986), lo que está incluido en el valor de las constantes A, B y C en la ecuación 17.

$$G = A - B * X_d - \frac{C}{X_d} q \quad (\text{Ec. 17})$$

En la Figura 4.4 se representa la determinación del desgaste óptimo permisible para un tipo y calidad de bagazo (González & García, 1988).

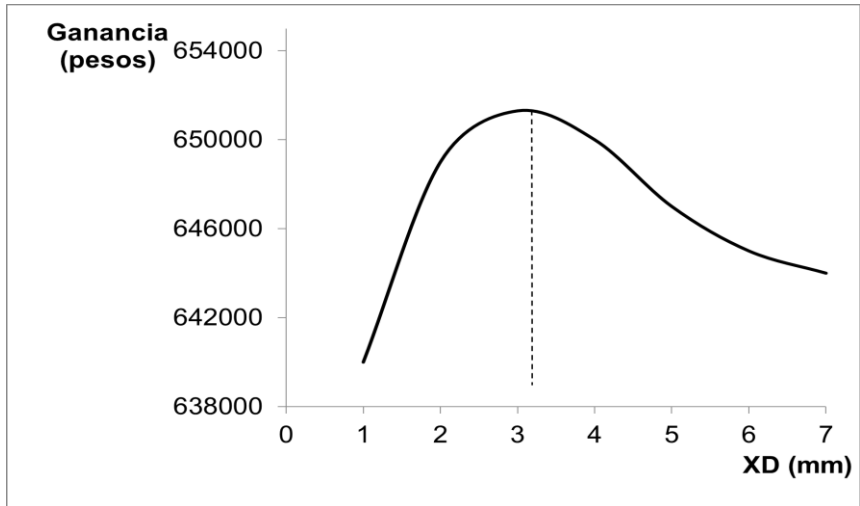


Fig. 4.4. Variación de la ganancia con el desgaste permisible para el cambio de los discos del refinador de pulpa de bagazo.

Los modelos elaborados nos permitieron analizar diferentes alternativas para la reorganización y modernización de la instalación, así por ejemplo, se encontró que un sistema de desmedulado en suspensión origina un incremento en los valores de la inversión que tienen un efecto en los costos de producción que solo originan un incremento de la ganancia cuando se emplean mezclas papeleras de 40 % de Pulpa de Bagazo Semicuímica (González & García, 1988).

Este resultado en cuanto a la proporción de la mezcla es equivalente al óptimo para condiciones normales de operación, por lo que se repite el criterio de trabajar en formulaciones de alto por ciento de pulpa de papel de desecho, lo que se refuerza con los resultados que a nivel de laboratorio ha obtenido GARCIA (García, 1988). Los resultados anteriores abren una alternativa inversionista que incluye una segunda Máquina de Papel en Damují, aprovechando los excesos que de capacidades de pulpa se tienen con la instalación de un digestor continuo de 90 t/d, incluyendo un sistema de tratamiento de residuales y desmedulado en un reordenamiento total de la planta, que incluya almacenes, facilidades de acceso, etc. (Santos, Gallardo, Schuart, &

González, 1989).

Una modernización y reordenamiento de esta magnitud debe concentrarse en tres tópicos esenciales para las inversiones en un país en desarrollo (González & Schuart, 1990):

1. Incrementar la capacidad de la planta, con una calidad estable del producto y una disminución de los consumos especialmente los importados.
2. Una disminución del tiempo de retorno de la inversión destinada a la modernización de la planta.
3. Un incremento de la disponibilidad de la instalación.

Para ello en el caso estudiado se requiere realizar las tareas siguientes (Santos, Moya, González, & González, 1989):

- Un estudio de la fiabilidad del proceso tecnológico instalado.
- Un análisis de las alternativas energéticas de Papelera Damují, incluyendo la posibilidad o no de cogeneración.
- Un análisis de las alternativas de producción e inversión mediante medios automatizados, de manera que se determine el efecto del valor de la inversión en el porcentaje de retorno y el efecto económico de la inversión.

Las variantes que se consideraron se resumen en los aspectos siguientes:

- Efecto que tendrá la nueva línea de recorte de desechos que independiza esta materia prima de la pulpa de madera.

El cálculo de la nueva línea de recorte se hizo para 6 600 t/año y 330 días de trabajo.

- Evaluación del efecto de una segunda Máquina de Papel en todo el conjunto de la empresa.

El cálculo económico para la inclusión de una segunda Máquina de papel se realizó considerando:

a) Costo de producción para la fabricación de 30 000 t/año en la Máquina I (incluyendo gastos en Planta de Pulpa y Planta de Fuerza, así como la nueva línea de recorte, las inversiones en la Planta de Pulpa y el incremento de los costos por la instalación de una planta de evaporación y tratamiento de residuales) .

b) Incremento en los gastos de producción con la inclusión de la segunda Máquina de Papel.

- Diferentes alternativas tecnológicas a partir de las posibilidades

que brinda el fraccionamiento en la preparación de la pasta para la producción simultánea de papeles industriales de diferentes calidades a partir de la misma pulpa de desecho.

- La base del fraccionamiento es una unidad separadora o multifraccionadora y permite ahorro de energía y fibra larga importada.

Se consideraron las siguientes alternativas en el fraccionamiento:

a) Fraccionamiento de la pulpa de desecho en fibra larga y corta, refinando solo el componente de fibra larga y un posterior mezclado de ambas partes. Esta variante es útil en las condiciones actuales de la empresa operando con una sola Máquina.

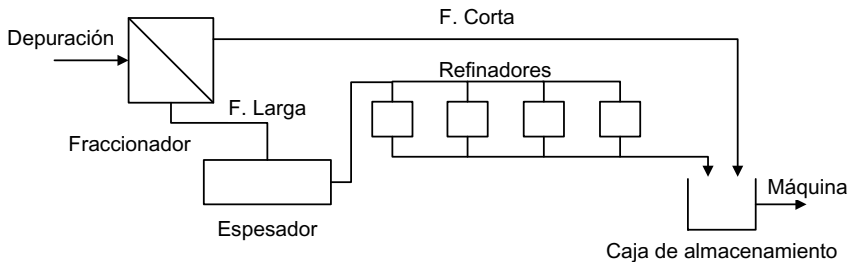


Fig. 4.5 Esquema para la primera alternativa de fraccionamiento.

b) Fraccionar la pulpa en dos componentes de igual forma que en el caso anterior pero sin mezclarlas posteriormente, sino destinándolas por separado a la producción simultánea de cartones de diferentes calidades.

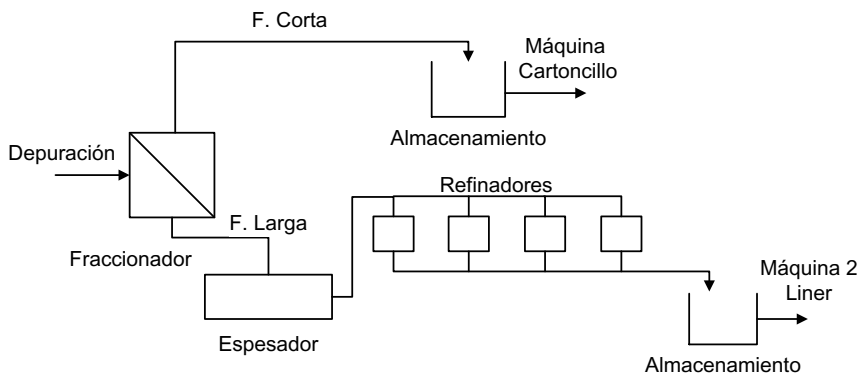


Fig. 4.6 Esquema para la segunda alternativa de fraccionamiento.

El análisis técnico-económico del efecto combinado de las alternativas tecnológicas de incluir una segunda Máquina de Papel, así como la remodelación de la instalada y las alternativas energéticas de cogeneración parcial se realizó considerando las variantes de cogenerar al 42 % de la energía eléctrica como se reporta en la literatura o a el 72 % de la energía eléctrica con el turbo generador instalado, la instalación de otro similar y la compra del resto al Sistema Energético Nacional combinando esto con la alternativa en Máquina de Papel de prefijar capacidades y sin prefijar estas, basado en las capacidades de producción de pulpa.

Los resultados del análisis aparecen para 300 días de trabajo al año aparecen en la Tabla 4.2.

Tabla 4.2. Efecto combinado para 300 días de trabajo

Variante 1. Con producción de cartoncillo y papel de envases			
Planta	Ganancia (\$/año)	Inversión (\$)	Tiempo de Recuperación (años)
Papel	2 658 954	40 314 890	15,16
Energética	518 400	1 537 870	2,96
Total	3 177 354	41 852 760	13,17
Variando el surtido con inner			

Papel	2 102 212	39 459 629	17,00
Energética	518 400	1 537 870	2,96
Total	2 620 612	40 997 490	15,64
Variante 2. Con producción de cartoncillo y papel de envases			
Papel	2 658 954	40 314 890	15,16
Energética	842 400	5 483 340	6,50
Total	3 501 354	45 798 230	13,08
Variando surtido con inner			
Papel	2 102 212	39 459 620	17,00
Energético	842 400	5 483 340	6,50
Total	3 012 530	42 942 960	13,08

De los resultados se comprende que ambas alternativas ofrecen resultados similares desde el punto de vista económico.

Un estudio similar para 330 días de trabajo permite disminuir el tiempo de recuperación de la inversión, y se favorece el surtido de los papeles pues los tiempos de recuperación para la primera y la segunda variantes se disminuyen hasta 9,58 y 9,57 años respectivamente (Gallardo, 1990).

Los resultados de estos estudios demostraron por una parte que todo proceso inversionista debe contemplar un fortalecimiento de la fiabilidad del proceso y un mejor aprovechamiento de la utilización de los Fondos Básicos (Gallardo, Acevedo, & Delgado, 1988), así como la cogeneración como vía para lograr un mejor uso de los recursos energéticos (Gallardo, González, Monzón, & Sarria, 1990), lo que junto con una adecuada formulación de la mezcla fibrosa permite lograr un plan de producción que garantice un paulatino crecimiento del por ciento de retorno en la medida en que se incrementa el valor de la inversión (Freedman, 1977).

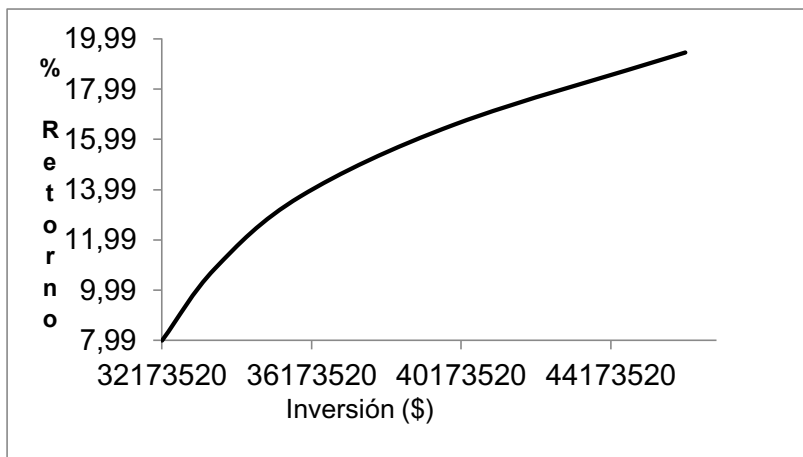


Fig.4.7 Variación del % Retorno vs. la inversión en Damují.

Resultados y efecto económico

La aplicación de los resultados del Análisis Complejo de Procesos, proporciona beneficios económicos y sociales como:

- Más de 200 000 pesos anuales por cambio en la formulación de la mezcla fibrosa con ahorro de materias primas y portadores energéticos al operar en condiciones óptimas el proceso tecnológico y la generación de vapor.
- Más de 10 000 pesos anuales por concepto de ciclo óptimo de reposición de los discos del Refinador RP6-36.
- Asegura una adecuada proyección inversionista en los sistemas de desmedulado de la planta.
- Ofrece alternativas económicas para que en la estrategia inversionista de la planta se puedan resolver importantes problemas de contaminación ambiental y de carácter social.

Aplicación del método en el caso en que se desea variar la proporción de materias primas empleadas en el proceso

Situación técnico-económica al inicio del Análisis Complejo de Procesos

Construida en la década del setenta, la fábrica estudiada fue puesta en

operación en 1983. Para la fabricación de papel se emplea una mezcla fibrosa de pulpa química obtenida de la cocción al sulfato de bagazo de caña de azúcar desmedulado en húmedo. La instalación cuenta con una planta para el tratamiento de los residuales. El esquema de la etapa de digestión del bagazo de forma simplificada se representa en la Figura 4.8.

En la fábrica existen dificultades con la instrumentación, estabilidad y dirección del proceso tecnológico, lo que ha incidido en los niveles de producción, la calidad del producto terminado y los costos de producción.

En la eficiencia económica de la fábrica han incidido en particular los altos costos de producción de pulpa química de bagazo, una parte de la cual es vendida como materia prima a otras fábricas y potencialmente es un producto para la exportación por la creciente demanda de fibra en el mercado internacional (Espinosa, 1984).

Peculiaridades de la utilización del método de Análisis Complejo de Procesos.

El Análisis Complejo de Procesos en esta fábrica productora de papeles blancos está dirigido a la determinación de condiciones de operación, garantizando niveles aceptables de la calidad del producto final.

En la etapa de profundización científica del proceso, se desarrollaron balances de materiales y energía para determinar los flujos más importantes del proceso (Rosa, Acosta, Armas, O´Farrill, & González, 1989; Morales & Hernández, 1986).

Considerando la importancia técnico-económica de la Planta de Pulpa, se siguió la estrategia de optimizar en una primera etapa la operación de esta planta, y, en trabajo paralelo, con una necesaria fecha de culminación posterior, proceder a la determinación de las condiciones óptimas de operación y proporción de la mezcla para todo el proceso tecnológico, creando para ello dos grupos de trabajo, uno encargado del análisis del proceso tecnológico global, donde se incluye tanto la Planta de Pulpa como el elemento de mezclado de las pastas papeleras.

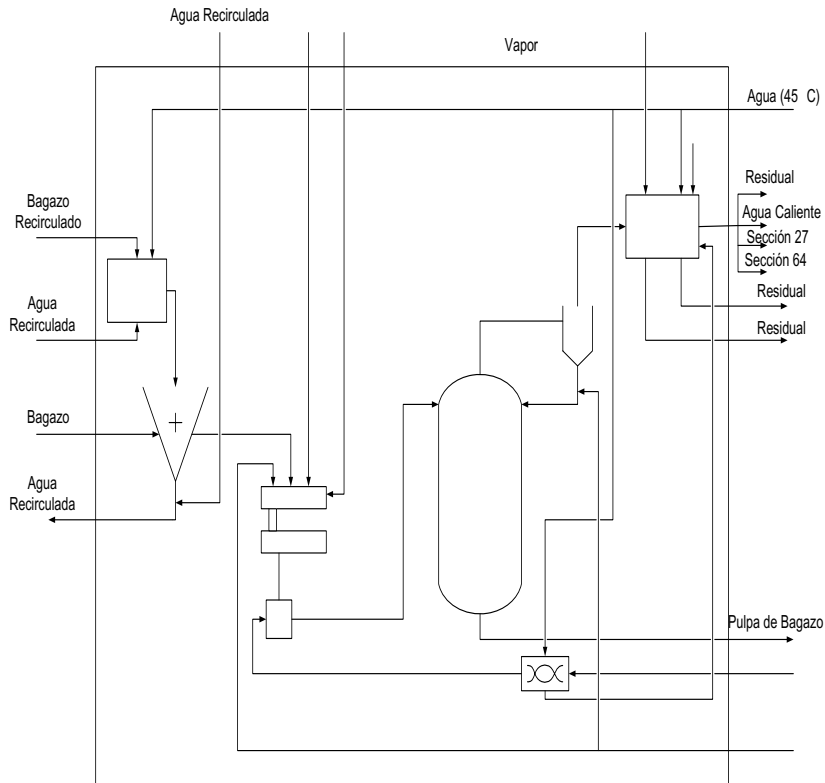


Fig.4.8 Esquema tecnológico del elemento de digestión.

Análisis de la Planta de Pulpa.

Entre las peculiaridades del Análisis Complejo de Procesos empleado en la Planta de Pulpa, estuvo la necesidad de realizar un profundo estudio tanto a escala de laboratorio como a escala industrial de la cocción del bagazo, elemento determinante de la calidad, rendimiento y costo de la pulpa química (González E. , Rodríguez, Morales, & Rodríguez, 1986).

La complejidad del análisis del elemento de cocción estuvo dada por el número de variables reportadas en la literatura como influyentes en el

proceso (Zhou, Han, & Yu, 1986), por el hecho de efectuarse la reacción en un sistema heterogéneo, sólido-líquido, unido a la compleja estructura de los materiales lignocelulósicos y además por ocurrir las reacciones al sulfato (caso en estudio) en varias etapas (Casey, 1980; Cardoso, 1993; Levestein, 1986).

El estudio cinético a escala de laboratorio tuvo, como uno de los principales objetivos, la determinación de la energía de activación de acuerdo con un Plan Experimental cuyos resultados fueron evaluados mediante el Análisis Diferencial (Levespiel, 1974; Frost & Peason, 1968). La reacción se consideró de orden N con respecto a la lignina y se incluyó en la Constante Especifica de Velocidad el efecto de la concentración de sulfato de sodio (Rodríguez, Hernández, Pérez, & González, 1987).

$$v_1 = k_i L^N \quad (\text{Ec. 18})$$

$$k_i = k_{i0} e^{-E/RT} \quad (\text{Ec.19})$$

Considerando que la temperatura y el tiempo de cocción son variables dependientes una de la otra, se utilizó la idea de VROOM (Wenzel, 1967) de expresar ambas variables en una sola mediante una versión modificada de la ecuación de Arrhenius.

$$\ln k = B - \frac{A}{T} \quad (\text{Ec. 20})$$

Donde k es la velocidad de la reacción, T es la temperatura absoluta, y A y B constantes de una reacción dada.

El estudio a escala industrial de la etapa de cocción (un digestor continuo tipo Pandía) se realizó en las siguientes direcciones:

- Evaluar el factor H de VROOM con datos industriales, empleando como base la energía de activación obtenida a escala de Planta Piloto, relacionar este factor con el rendimiento de pulpa (Rodríguez & González, 1987).

$$\text{Rto} = A' - \frac{B'}{H} \quad (\text{Ec. 21})$$

- Proponer y evaluar modelos de flujo para el reactor industrial.

El estudio se realizó para bagazo fresco y almacenado, obteniéndose los resultados siguientes:

Para bagazo fresco:

$$N_{oP} = 10^{1,1931} * H^{-0,1} * AA^{-0,09} \quad (\text{Ec. 22})$$

Para bagazo almacenado:

$$N_{oP} = 10^{1,284} * H^{-0,178} * AA^{-0,164} \quad (\text{Ec. 23})$$

Donde:

N_{oP} = Número de Permanganato, H= Factor de Vroom, y
AA = Álcalis Activo

Si se comparan los modelos obtenidos se observa que la diferencia radica en el Álcalis Activo, como resultado de que el almacenamiento del bagazo favorece su pulpeo, lográndose valores deseados del Número de Permanganato con menos consumo de reactivos en relación con el pulpeo del bagazo fresco.

Concluido el estudio del elemento de cocción de la planta de Pulpa se procedió a la modelación del proceso tecnológico de la producción de pulpa empleando para ello la metodología que se resume a continuación.

Estrategia para desarrollar los modelos tecnológicos.

De acuerdo con las consideraciones generales el proceso de producción se puede dividir en 3 etapas que contienen un total de 8 elementos, que son los que siguen (Figura 4.9). Las etapas de pulpeo y blanqueo resaltan por la significación técnico- económica de los variados procesos que ocurren y que están íntimamente vinculados a los costos del proceso tecnológico.

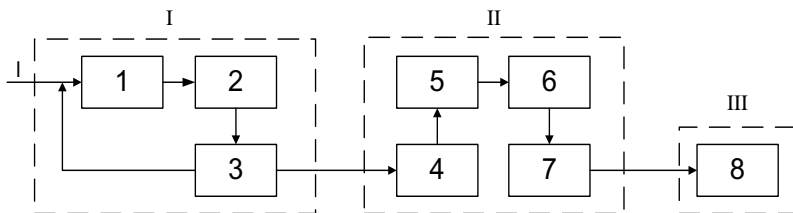


Fig. 4.9 Diagrama proceso tecnol.de pulpeo: Papelera de Jatibonico.

I Etapa de pulpeo: 1. Cocción, 2. Lavado, 3. Depurado Tamizado.

II Etapa de Blanqueo: 4. Cloración, 5. Extracción Alcalina, 6. Hipoclorinación, 7. Adición de dióxido de cloro.

III Etapa de Refinación.

Para lograr una característica global del proceso tecnológico se requiere una estrategia de agregación, la cual se fundamenta como sigue:

Primero modelamos la etapa I que incluye el pulpeo del bagazo de caña. Esta etapa contiene un reciclo, por lo tanto su agregación tiene características particulares.

Los elementos 1, 2 y 3 se pueden simular de acuerdo con las siguientes expresiones:

Elemento de depurado tamizado: Se caracteriza por una matriz T y un vector de entrada I, que originan un vector respuesta t.

Elemento de lavado: Se representa por una matriz L y un vector de entrada d, que dan lugar a un vector de salida l. En el vector de salida l se incluyen, con vistas a la agregación, las variables inherentes a la operación del elemento de depurado-tamizado, así como las variables que caracterizan el lavado. En el vector de entrada d, se incluyen las variables de salida de la cocción de interés para el lavado.

Elemento de cocción: Se represente como un vector de salida que se obtiene del producto de una matriz del sistema D, y un vector de entrada b. El vector de respuesta d contiene las variables que caracterizan la digestión del bagazo, además, para facilitar la agregación del proceso tecnológico de pulpeo se incluyen las variables inherentes a la operación de lavado y depurado-tamizado.

En la agregación de esta etapa se observa que algunas variables que no tienen efecto en el último elemento son de interés para el análisis global del proceso, como es el caso del flujo de licor negro Y₇, y el porcentaje de materia seca en el licor negro Y₆, por ello en la simulación del último elemento del depurado-tamizado se incluyen como variables de entrada para que aparezcan en el vector t que caracteriza la etapa (incluyendo coeficientes unitarios en la matriz T).

La etapa de producción de pulpa se agrega por el método de sistemas con reciclo de la manera siguiente:

$$\begin{bmatrix} A_1 \\ \text{Matriz del efecto} \\ \text{de las corrientes internas} \\ \text{en los reciclos} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} Y_3 \\ Y_5 \\ Y_6 \\ \vdots \\ Y_9 \\ Y_{10} \\ \vdots \\ Y_{14} \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} A_2 \\ \text{Matriz del efecto} \\ \text{de las variables de entrada} \\ \text{en los reciclos} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} 1 \\ X_1 \\ X_2 \\ \vdots \\ X_8 \\ X_9 \\ \vdots \\ X_{14} \end{bmatrix} = 0 \quad (\text{Ec. 25})$$

$$\begin{bmatrix} U_1 \\ \text{Matriz del efecto} \\ \text{de las corrientes internas} \\ \text{en los reciclos} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} Y_3 \\ Y_5 \\ Y_6 \\ \vdots \\ Y_9 \\ Y_{10} \\ \vdots \\ Y_{14} \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} U_2 \\ \text{Matriz del efecto} \\ \text{de las variables de entrada} \\ \text{en los reciclos} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} 1 \\ X_1 \\ X_2 \\ \vdots \\ X_8 \\ X_9 \\ \vdots \\ X_{14} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} Y_1 \\ Y_2 \\ Y_3 \end{bmatrix} \quad (\text{Ec. 26})$$

Los valores de los reciclos se determinan a partir de la igualdad para entradas determinadas, y mediante estos valores, se determinan los valores del vector respuesta de la etapa Y_1, Y_2, Y_3 .

La etapa de blanqueo se agrega de acuerdo con los modelos obtenidos de los elementos, siendo la representación para cada uno de los elementos componentes como sigue:

$$\begin{array}{l} \text{Elemento de dióxido de cloro} \\ [0]i \end{array} \quad (\text{Ec. 26}) \quad 0 =$$

$$\begin{array}{l} \text{Elemento de hipocloración} \\ [I]e \end{array} \quad (\text{Ec. 27}) \quad i =$$

$$\begin{array}{l} \text{Elemento de extracción alcalina} \\ [E]c \end{array} \quad (\text{Ec. 28}) \quad e =$$

$$\begin{array}{l} \text{Elemento de clorinación} \\ [C]t' \end{array} \quad (\text{Ec. 29}) \quad c =$$

La agregación de estos cuatro elementos se logra como sigue:

$$c = [0] [I] [E] [C] t' \quad (\text{Ec. 30})$$

Donde el producto de las matrices que caracterizan a cada uno de los

elementos ser B y quedar:

$$o = [B]t' = [0][E][C]t' \quad (\text{Ec. 31})$$

Siendo $[B] = [0][1][E][C]$, la matriz de la etapa que incluye coeficientes unitarios que permiten que en el valor vector t' se recojan las magnitudes escalares de las variables inherentes a las condiciones de operación de cada uno de los elementos componentes, así como las características de la pulpa que se pretende blanquear. El vector t incluye las variables de entrada Y_1 y Y_2 , así como desde X_1 hasta X_{26} .

Etapa de Refinación de Pulpa de Bagazo: $b =$
 $[RB]o'$ (Ec. 32)

Esta etapa cuenta con un solo elemento por lo que puede ser caracterizada por una matriz $[RB]$, un vector de entrada o' y un vector respuesta b .

Agregación del Proceso Tecnológico Global de Producción de Pulpa de Bagazo al Sulfato.

La producción de pulpa se realiza en 3 etapas bien definidas: el pulpeo, el blanqueo y la refinación. De acuerdo con los resultados matriciales obtenidos estas dos últimas etapas pueden agregarse, siendo:

$$o' = o + iRB \quad (\text{Ec. 33})$$

$$b' = [RB][o + iRB] \quad (\text{Ec. 34})$$

Siendo el vector $t = \begin{bmatrix} Y_1 \\ Y_2 \\ Y_4 \end{bmatrix}$ producto de la agregación del sistema con reciclado de producción de pulpa, luego sustituyendo ecuación 34 en 29 y la ecuación 23 en la resultante queda:

$$[b] = [RB][0][I][E][C][A_1] \begin{bmatrix} Y_3 \\ Y_5 \\ Y_6 \\ \vdots \\ Y_9 \\ Y_{10} \\ \vdots \\ Y_{14} \end{bmatrix} + [A_2] \begin{bmatrix} 1 \\ X_1 \\ X_2 \\ \vdots \\ X_8 \\ X_9 \\ \vdots \\ X_{14} \end{bmatrix} + iB + [RB][iRB] \quad (\text{Ec. 35})$$

y producto de la etapa con reciclo:

$$[U_1] \begin{bmatrix} Y_3 \\ Y_5 \\ Y_6 \\ \vdots \\ Y_9 \\ Y_{10} \\ \vdots \\ Y_{14} \end{bmatrix} + [U_2] \begin{bmatrix} 1 \\ X_1 \\ X_2 \\ \vdots \\ X_8 \\ X_9 \\ \vdots \\ X_{14} \end{bmatrix} = 0 \quad (\text{Ec. 36})$$

De manera que la modelación del sistema global de producción de pulpa se reduce a la obtención de los modelos matriciales de los elementos componentes y su consecuente ordenamiento.

Modelos de costo

En la modelación de los costos de producción se utilizó la ecuación general del balance económico (Peters & Timmerhaus, 1971).

Costos totales = Cargos fijos + Costos de operación

Determinándose cada uno de los componentes de los balances de materiales y energía, así como de los modelos tecnológicos de los elementos que brindan información sobre los índices de consumo en general y en particular sobre el rendimiento industrial, para lo cual fue esencial la determinación hecha en función del factor H de VROOM en el estudio cinético, obteniéndose un modelo global del costo de producción en función de las variables tecnológicas de la forma (Rodríguez & González, 1987):

$$Ct = k - Q(X_1, X_2 \dots X_n) \quad (\text{Ec. 37})$$

El estudio de las condiciones óptimas de operación del Proceso Tecnológico se abordó en un primer paso a través de un método de Polioptimización (Schongut, Kubicek, & Marek, 1984), lo que ha sido recomendado por KAPLICK para la industria del papel (Kaplick, 1982), y en un segundo paso a través del costo como función objetivo y los modelos tecnológicos del proceso como restricciones según lo reportado para una fábrica de papel (González & González, 1984). El estudio reflejó que operar la Planta de Pulpa en condiciones óptimas implica un ahorro aproximado de 120 000 pesos por año debido a la disminución de los costos de producción de pulpa.

Análisis de la Tecnología Global de Producción de Papel

El estudio del Proceso Global para la fabricación de papel incluye un análisis de todo el sistema, que partiendo de la ya lograda obtención del modelo de la Planta de Pulpa puede reducirse a:

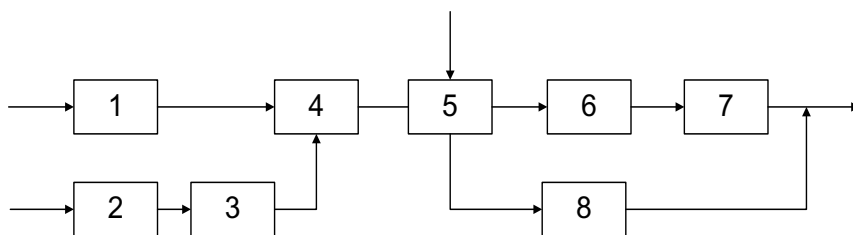


Fig.4.10 Diagrama del proceso Tecnológico de Jatibonico.

1) Planta de pulpa blanqueada y refinada, 2) Hidropulper de pulpa de madera, 3) Refinadores de pulpa de madera, 4) Elemento de mezclado de la pulpa de madera y la pulpa de bagazo, 5) Elemento de mezclado de la pasta bagazo-madera con el papel roto y adición de productos químicos, 6) Elemento de depurado clasificado de la mezcla fibrosa con la cual se fabrica el papel, 7) Máquina de papel, 8) Equipos de preparación del papel roto que se recicla.

La estrategia de modelación difiere de lo aplicado en la Planta de Pulpa en el hecho de que está presente el mezclado de las pastas fibrosas, utilizando una mezcla ternaria, de manera que el proceso tecnológico se reduce de la Figura 4.10 a la Figura 4.11.

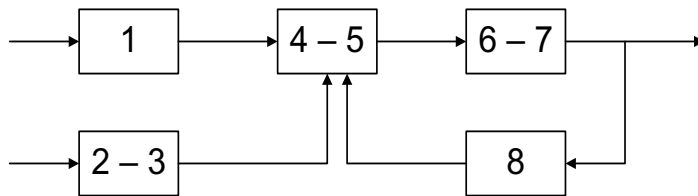


Fig.4.11 Esquema simplificado del Proceso Tecnológico de Jatibonico.

Los modelos de las etapas 2-3 y 6-7 se pueden lograr mediante la agregación de los modelos de los elementos de acuerdo con una metódica similar a la empleada en la Planta de Pulpa.

El elemento 4-5 se estudió en dos etapas, primero como mezcla ternaria de acuerdo con un Diseño Enrejado Simplex propuesto por LAFLAME para mezclas de pulpas de madera (Laflamme, 1969) y que GARCIA utilizó con buenos resultados en mezclas con pulpas de bagazo (Genna & Montero, 1975), encontrándose un comportamiento del sistema que se corresponde con un diseño del tipo Cúbico Especial (Akahnazarova & Kafarov, 1982), mediante el cual se aproximaron las propiedades de la pasta resultante de la mezcla fibrosa de acuerdo con las propiedades de las pastas componentes (Morales, González, Medina, & Rodríguez, 1989).

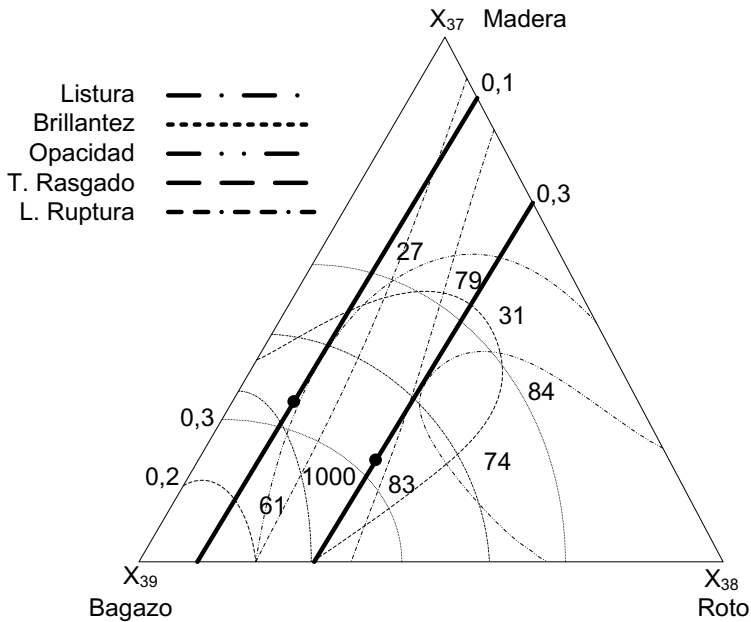


Fig. 4.12 Diagrama del Diseño del Enrejado Simplex

El estudio de la mezcla ternaria permitió valorar la región de mejores resultados en relación con el conjunto de propiedades finales de la pasta y de acuerdo con ello iniciar en esa región la búsqueda de las condiciones óptimas de operación con el apoyo de los modelos de los elementos del proceso que permitan la obtención del modelo del proceso global mediante el método de agregación. Partiendo del modelo de mezcla ternaria obtenido:

$$Y_i = m_i X_m + b_i X_b + r_i X_r + I_{mb} X_m X_b + I_{mr} X_m X_r + I_{br} X_b X_r + I_{mbr} X_m X_b X_r \quad (\text{Ec. 38})$$

Donde X_m , X_b y X_r son las fracciones respectivas de pulpa de madera, pulpa de bagazo y roto en la mezcla.

m_i , b_i y r_i son los valores respectivos de la propiedad i en las pulpas puras de madera, bagazo y roto.

I_{mb} , I_{mr} , I_{br} y I_{mbr} son coeficientes del resultado de las interacciones de las pastas componentes.

Para la agregación de todos los elementos del sistema podemos lograr dos aproximaciones, una de mezcla de bagazo con madera y otra de la mezcla de la pasta bagazo-madera con el roto.

El modelo de mezcla ternaria en las condiciones de mezcla binaria de pulpa de bagazo-pulpa de madera, en la que X_r es cero, se reduce a:

$$Y_i = m_i + b_i X_b + I_{mb} X_m X_b \quad \text{Ec. 39)}$$

Siendo $X_m + X_b = 1$, entonces:

$$Y_i = m_i(1 - X_b) + b_i X_b + I_{mb}(1 - X_b)X_b \quad (\text{Ec. 40})$$

De acuerdo con esta ecuación se estudia el rango más probable de mezcla en la operación de la fábrica, es decir entre 60 y 80 % de pulpa de bagazo, comprobándose que el efecto de las variaciones en las interacciones de mezcla y el rango del error que se introduce al considerar estas proporciones constantes, no es mayor del 2,1 % (Morales, González, Medina, & Rodríguez, 1989) lo que puede aún minimizarse si aplicamos la consideración de FOSTER (Foster, 1969) con relación al comportamiento de las mezclas por sectores estrechos, así se estudió el rango dividiendo la región de 0,6 - 0,8 de pulpa de bagazo en dos zonas, es decir de 0,6 a 0,69 y 0,7 a 0,8, lo que permite aplicar el siguiente esquema de agregación:

$$\begin{bmatrix} Y_1^* \\ Y_2^* \\ \vdots \\ Y_{n-1}^* \\ Y_n^* \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} a_1^* \\ a_2^* \\ \vdots \\ a_{n-1}^* \\ a_n^* \end{bmatrix} + X_b \begin{bmatrix} b_1 \\ b_{12} \\ \vdots \\ b_{n-1} \\ b_n \end{bmatrix} + (1 - X_b) \begin{bmatrix} m_1 \\ m_2 \\ \vdots \\ m_{n-1} \\ m_n \end{bmatrix} \quad (\text{Ec. 41})$$

En el cual los valores de las constantes del vector $[a]$ varían según sea el rango de la mezcla.

La segunda etapa de mezclado se modela para la agregación considerando que el modelo de mezcla ternaria tiene tres partes bien definidas:

$$Y_i = [m_i X_m + b_i X_b + I_{mb} X_m X_b] + r_i X_r + X_r [I_{mr} X_m + I_{br} X_b + I_{mbr} X_m X_b] \quad (\text{Ec. 42})$$

La primera agrupación representa los valores para cualquier composición de mezcla binaria de pulpa de madera y bagazo, la segunda, es decir $r X_r$ indica directamente la fracción de roto que hace a la mezcla ternaria, y la tercera agrupación es el efecto de la interacción del roto con los otros componentes de la mezcla.

El balance de materiales demostró que los niveles de roto están en el rango de 0,05 a 0,1 en la mezcla ternaria, para cuyo rango el error de considerar constante el efecto de la última agrupación no excede para ninguna propiedad el 0,7 % (González & Otero, 1983), por lo que se puede simular esta etapa de mezclado como sigue:

$$\begin{bmatrix} Y_1^{**} \\ Y_2^{**} \\ \vdots \\ Y_{n-1}^{**} \\ Y_n^{**} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 & \dots & X_r & 0 & 0 & \dots & a_1^* \\ 0 & 1 & 0 & \dots & 0 & X_r & 0 & \dots & a_2^* \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ 0 & 0 & 0 & \dots & 0 & 0 & 0 & \dots & a_{n-1}^* \\ 0 & 0 & 0 & \dots & 0 & 1 & 0 & \dots & a_n^* \end{bmatrix} \begin{bmatrix} Y_1^* \\ Y_2^* \\ \vdots \\ Y_{n-1} \\ Y_n \\ 1 \end{bmatrix} \quad (\text{Ec. 43})$$

Los vectores $[b]$ y $[m]$ del modelo agregado de la Planta de pulpa ya obtenido y de la agregación lineal de los modelos de los elementos de la etapa de tratamiento mecánico de la madera (González, Arregoitia, López de la Cruz, & Morales, 1988)

La adición de productos químicos puede considerarse como un elemento que se agrega linealmente junto con los modelos de depurado de la pasta y máquina de papel (González, Morales, López de la Cruz, & Arregoitia, 1987) de manera que aplicando el método matricial de agregación con reciclaje se tendrá (Morales & González, 1990):

$$[Y_{if}] = [A_1^*] [X_{mi}] + [A_2^*] \begin{bmatrix} 1 \\ Y_1 \\ X_{mc} \end{bmatrix} \quad (\text{Ec. 44})$$

$$0 = [U_1^*] [X_{mi}] + [U_2^*] \begin{bmatrix} 1 \\ Y_1 \\ X_{mc} \end{bmatrix} \quad (\text{Ec. 45})$$

Donde X_{mi} son las variables internas incluidas en el reciclaje que comprenden al vector r_i y Y_i , $[A_1^*]$, $[A_2^*]$, $[U_1^*]$ y $[U_2^*]$ son matrices

asociadas a los diferentes vectores.

Aquí se observa que la inclusión de Y_i^* en las variables externas, obliga a que en el modelo agregado se incluyan los diferentes esquemas de agregación para la primera etapa de mezclado de las pastas y de ésta en el modelo agregado de la planta, el cual por su reciclaje incluye y trae al modelo final la igualdad de la ecuación 36, es decir que el modelo final para la tecnología de producción de papel, incluye los sistemas de las ecuaciones 36, 44, y 45.

Las condiciones óptimas se buscaron mediante la aplicación del método Simplex a una función de costo de papel, teniendo como restricciones la calidad del papel y las igualdades a cero, aplicando esto a diferentes proporciones de la mezcla, según el diagrama de optimización que se muestra en la Figura 4.13 (Morales, Santos, Rodríguez, & González, 1990).

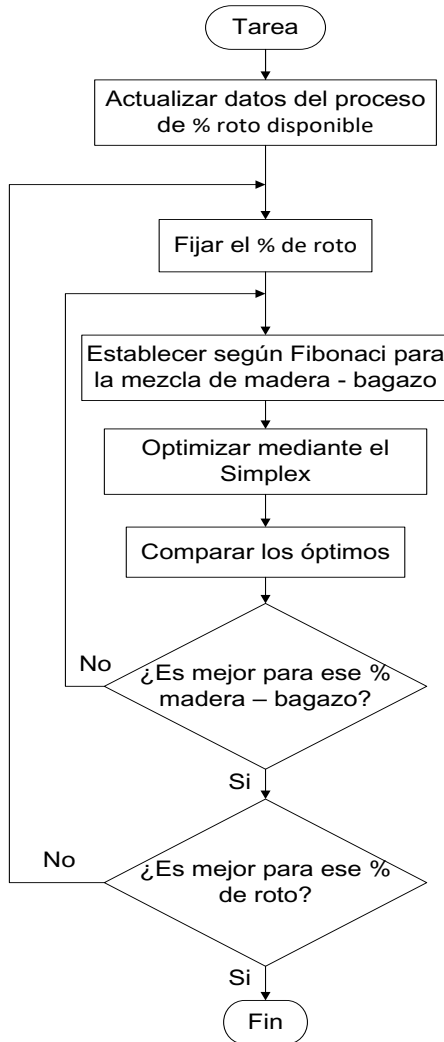


Fig. 4.13 Diagrama para la optimización en la Papelera de Jatibonico.

En el análisis se incluyó la valoración del efecto económico de la

inclusión de una instalación de secado de pulpa blanqueada, con vista a exportar los excesos producidos.

Resultados y Efecto Económico

- Más de 100 000 pesos anuales por disminución de los costos de producción de pulpa de bagazo.
- Más de 115 000 pesos anuales por disminución de los costos de producción de papel y garantía de su calidad.
- Elaboración de una estrategia inversionista para la creación de condiciones con vistas a exportar pulpa de bagazo.

Aplicación del método con apoyo de estudios de mantenimiento para incrementar el uso de la capacidad instalada

Situación técnico-económica al inicio del Análisis Complejo de Procesos

La fábrica estudiada se organizó a finales de los años sesenta en base a la unificación de dos fábricas.

En los años setenta se ejecutó un proceso inversionista que resolvió problemas relacionados con la contaminación ambiental y la capacidad de almacenamiento del producto terminado, pero no alcanzó los niveles de producción planificados. El proceso esquematizado se presenta en la Figura 4.14.

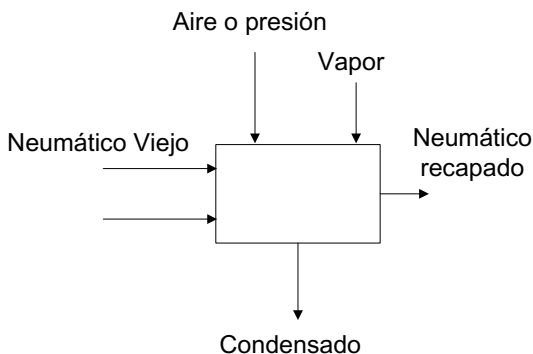


Fig.4.14. Esquema de las entradas y salidas de la Planta de Recape.

La estrategia del Análisis Complejo de Procesos de esta industria

consistió en:

- Lograr incrementos de los niveles de producción que permitan hacer rentable la inversión realizada.
- Promover tareas de reconstrucción de la instalación que incluyan la modernización y ampliación de su capacidad instalada.

Peculiaridades de la aplicación del Análisis Complejo de Procesos en el caso estudiado

La estrategia elaborada incluyó en la primera fase la determinación de la etapa limitante de la capacidad de producción, que corresponde a la etapa con reacción química. (Figura 4.15)

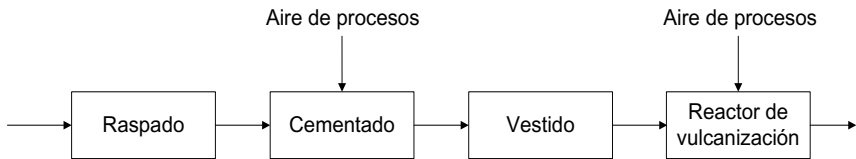


Fig.4.15 Esquema del proceso tecnológico de recape de neumáticos.

Siendo el proceso de vulcanización no sólo determinante para la capacidad de la planta, sino también decisivo en la calidad del neumático recapado y los consumos de portadores energéticos, se realizó una investigación para determinar el efecto de cada una de las variables que pueden decidir tecnológicamente en cada etapa, mediante un diseño experimental ²⁴ (González, Pequeño, Flores, & Cárdenas, 1986) que incluyó como variables de entrada:

Temperatura, X_1 .

Tiempo de espesor de Camelback, X_2 .

Presión en el interior del neumático en la prensa, X_3 .

Relación entre la profundidad de diseño de la matriz del molde y el espesor de Camelback empleado, X_4

Como respuesta la Dureza de la banda de rodamiento del neumático recapado. El plan y los resultados experimentales se presentan en la Tabla 4.3.

Tabla 4.3 Plan y resultados experimentales

Nº	X ₁	X ₂	X ₃	X ₄	Y _i	S ²
1	-	-	-	-	51,66	0,12
2	-	+	+	-	53,20	0,49
3	+	-	-	-	54,65	0,24
4	+	-	+	+	53,00	0,84
5	+	+	+	-	55,10	0,72
6	+	+	-	+	54,08	0,21
7	-	+	-	+	54,83	1,37
8	-	+	-	+	54,66	0,23
9	-	+	-	-	55,33	0,50
10	-	-	+	-	52,83	0,50
11	+	+	+	+	55,60	0,50
12	+	-	-	+	54,25	0,00
13	-	-	-	+	55,62	0,03
14	+	-	+	-	53,35	0,12
15	+	+	-	-	53,40	1,44
16	-	+	+	+	54,66	0,50

El modelo obtenido para la dureza después de probada la significación de los coeficientes es el siguiente:

$$y = 54,0045 + 0,32125 X_1 + 0,33375 X_2 - 0,36375 X_1 X_2 - 0,142875 X_1 X_4 \quad (\text{Ec. 46})$$

Los resultados de este experimento confirmaron que la temperatura y el tiempo de vulcanización son los parámetros que determinan el proceso, por lo que se realizó un experimento para obtener la expresión de la ecuación de la Velocidad de Reacción a diferentes temperaturas (González & Otero, 1983).

Se propuso una expresión de la forma:

$$= K_0 e^{-E/RT} C_a^m C_e^n$$

Donde

C_a: Concentración de Azufre,

C_e: Concentración de Caucho,

K₀: Constante específica de la velocidad de reacción.

E: Energía de Activación.

v_r

En las Figuras 4.16 y 4.17 se muestran los estudios cinéticos para el Camelback a ambas temperaturas.

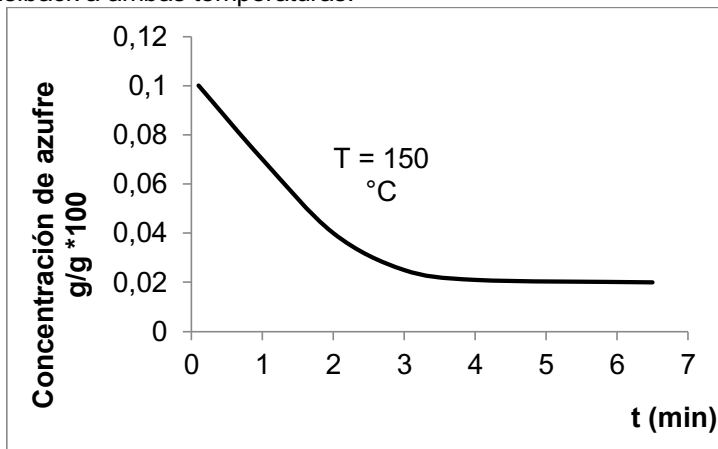


Fig.4.16 Estudio cinético para Camelback a 150 °C

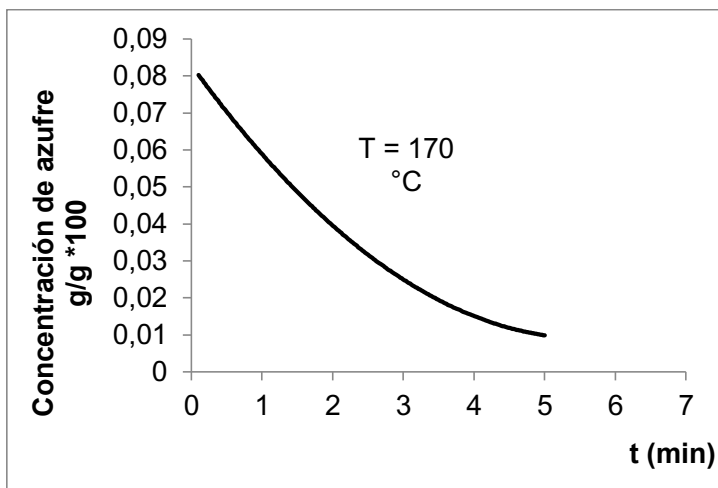


Fig. 4.17 Estudio cinético para Camelback a 170°C

Analizando los resultados experimentales y con ayuda de los métodos

de estudios cinéticos reportados en la literatura se encontraron las expresiones siguientes:

$$T = 150 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$v_r = 2,15 C_a^{0,158} C_e^{0,125} (\text{gmol/h}) \quad (\text{Ec. 48})$$

$$T = 170 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$v_r = 2,45 C_a^{0,158} C_e^{0,129} (\text{gmol/h}) \quad (\text{Ec. 49})$$

Esto permitió concluir que el efecto de la temperatura en la reacción es apreciable, por lo que se realizó un experimento a escala industrial para calcular la Energía de Activación y el Tiempo de Cura por espesor de Camelback para cada temperatura de trabajo.

El experimento se realizó utilizando un modelo fenomenológico del reactor de vulcanización en el cual se incluye el calentamiento del Camelback, del casco del neumático, así como la energía consumida en la reacción de vulcanización (González E. , 1988). En la Figura 4.18 se muestran los valores graficados del modelo para las temperaturas de 150 y 170 °C.

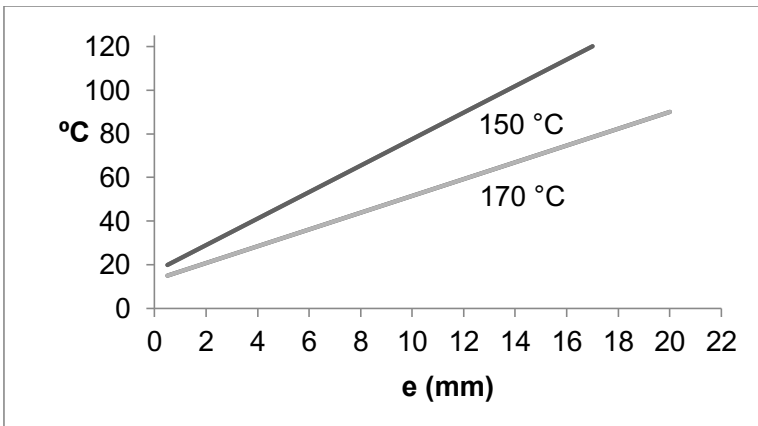


Fig.4.18 Resultados del modelo de la etapa de vulcanización a 150 °C y 170 °C.

En la Figura 4.19 se graficó la variación de la Velocidad de Reacción

con el inverso de la temperatura, esto permitió determinar el valor de la Energía de activación, la que fue verificada a través de un balance energético del sistema de generación de vapor y recolección de condensado (Figura 4.20).

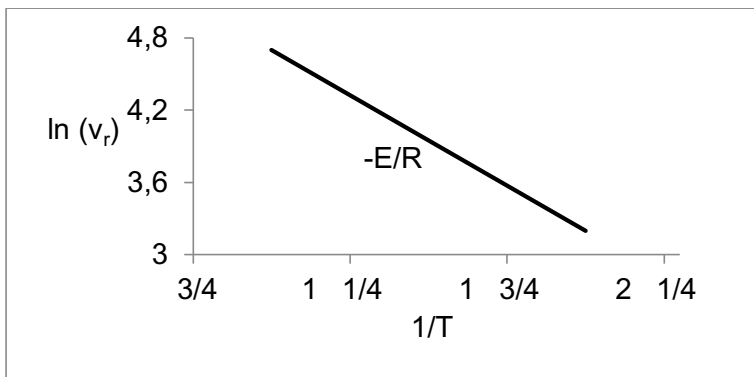


Fig.4.19 Variación de la Velocidad de Reacción con la Temperatura.

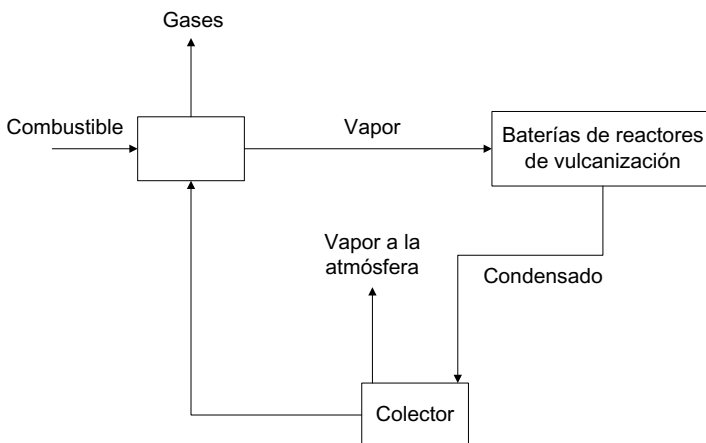


Fig.4.20 Esquema de generación de vapor y recolección de condensado.

El estudio realizado permitió determinar el efecto del incremento de la temperatura en la disminución de los tiempos de reacción por espesor de Camelback para la Cura Rápida y para la Cura Convencional. Esto permitió elevar la producción de la Planta de forma estable, alcanzando una cifra récord de producción para un día de 297 neumáticos, muy superior a los 192 neumáticos de capacidad de diseño. El incremento de la temperatura de operación permite ahorros de consumo de portadores energéticos. La tabla 4.4 resume los indicadores principales para un año de producción para temperaturas de 150 y 160 °C de forma comparativa.

Tabla 4.4 Comparación de indicadores para 150 y 160 °C

Indicador	T = 160 °C	T = 150 °C
Combustibles	5 180	6 420
Amortización	7 319	13 624
Salarios	95 000	104 000
Mantenimiento	6 800	8 070
Materias Primas	397 150	397 150
Total	511 440	529 264

Todos los valores están en pesos y referidos a un mismo valor de producción y cantidad de neumáticos.

El paso posterior, intensificación de la planta, fue un proceso inversionista para incrementar la capacidad instalada realizado en 1984, después del cual se procedió a optimizar el Plan de Promoción Operativo de la planta de acuerdo con la recolección de neumáticos para recapar y la disponibilidad técnica de los equipos. El análisis del problema se realizó a través de un balance de cargas y capacidades de las cuatro etapas del proceso de recape, es decir: a) Raspado, b) Chequeo cementado, c) Vestido, d) Reacción de vulcanización.

Las normas de tiempo para cada una de las etapas dependen del tipo de neumático, por lo que no conocer los neumáticos de que se dispondrá en la fábrica durante un período de tiempo, introduce incertidumbre en la planificación operativa, lo que, unido a la incertidumbre que introduce la disponibilidad de los equipos influye negativamente en el cumplimiento de los valores y en unidades debido

a excesivos cambios de matrices y tiempos de espera por no disponer de neumáticos o rotura de equipos no previstos.

El problema se resolvió mediante la aplicación del Método Simplex de Programación Lineal, según:

$$\max Z_1 = \sum_{j=1}^n X_j \text{ (maximizar la producción en unidades físicas) (Ec. 50)}$$

$$\max Z_2 = \sum_{j=1}^n X_j \text{ (maximizar la ganacia) (Ec. 51)}$$

Siendo las restricciones:

$$\sum_{j=1}^n A_{ij}X_j \leq b \quad i = 1, 2, 3, \dots, m \quad (\text{Ec. 52})$$

$$P_j \geq X_j > B_j$$

Con:

A_{ij} -norma de tiempo del neumático por equipo.

b_i - Capacidad de producción por tipo de neumático de acuerdo con la disponibilidad de tiempo del total de los equipos.

B_j - Mínimo número de neumáticos de un tipo a recapar en el periodo de tiempo seleccionado.

P_j - Máximo número de neumáticos de un tipo a recapar en el periodo de tiempo seleccionado.

La disponibilidad de tiempo de producción de los equipos b_i y la cantidad de neumáticos disponibles por tipo B_j se determinaron mediante una función probabilística desarrollada por TOURE BINKO (Mamady Toure, 1986).

Finalmente se estudió el Efecto Económico de incrementar la fiabilidad del equipamiento con vista a aumentar la disponibilidad del proceso tecnológico y además pasar a un régimen de producción ininterrumpida durante todos los días de la semana. Para lo cual se calculó la inversión en un taller de mantenimiento por valor de 118 000 pesos (González, Arregoitia, López de la Cruz, & Morales, 1988), lo que para un Coeficiente de Recuperación de la Inversión de 0,125 (González, González, & Schuart, 1987) representa un efecto anual de 9 452,00.

Resultados y Efecto Económico

Los resultados de la aplicación del Análisis Complejo de Procesos en la intensificación son los siguientes:

- Garantizar el cumplimiento de los planes anuales de producción.
- Disminuir los costos de producción en más de 40 000 pesos por año.
- Optimizar el uso de la capacidad instalada.
- Amortizar las inversiones realizadas.

Aplicación del método en un caso de alto deterioro del estado técnico de la instalación

Situación técnico-económica al inicio del Análisis Complejo de Procesos

La planta estudiada inició sus trabajos en 1980, empleando como materia prima el cloruro de sodio, y obteniendo por vía electrolítica sosa cáustica y cloro líquido. El elemento más importante de la instalación es la etapa de electrólisis con 14 celdas de cátodos de mercurio y ánodos metálicos de Titanio, después de la cual la sosa cáustica y el cloro obtenido reciben un proceso de beneficio. En la Figura 4.21 se presenta un esquema del proceso tecnológico.

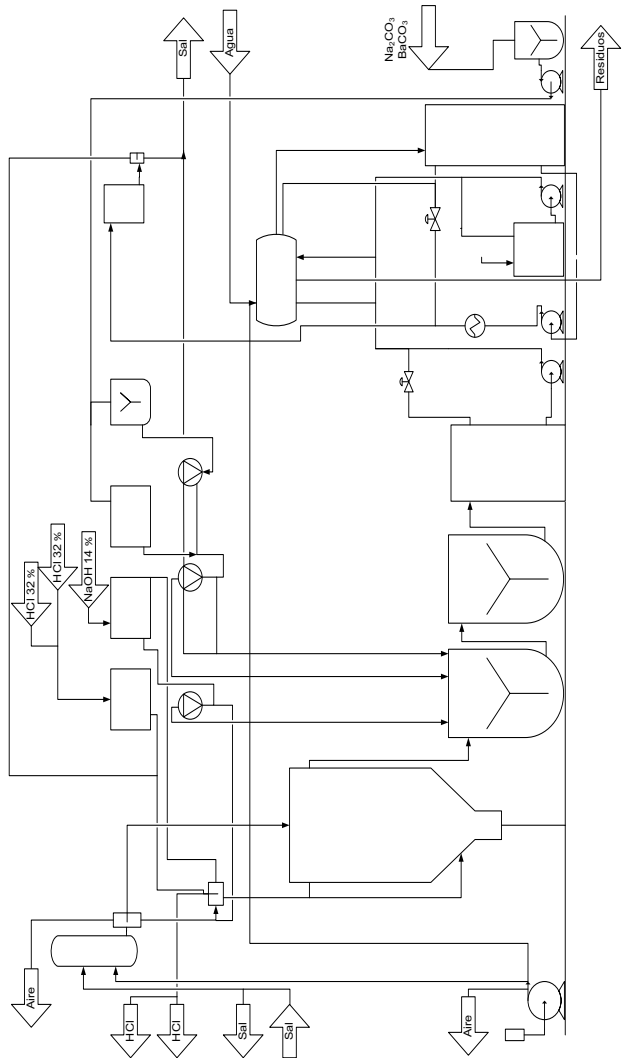


Fig.4.21. Esquema tecnológico de la Planta de cloro-sosa.

En su operación la planta ha presentado problemas con el alto nivel de hidrógeno de cloro, lo que afecta la seguridad de su operación (por peligro de explosión), y ocasiona un bajo rendimiento productivo de

cloro y sosa cáustica por día de producción y cantidad de materias primas procesadas, con incidencia en la eficiencia económica de la instalación por inestabilidad y días fuera de operación.

Por todo lo anterior se realizó el Análisis de Procesos con los siguientes objetivos:

- determinar las condiciones para poder operar la planta con niveles aceptables de hidrógeno en cloro, eliminando los riesgos de operación y las interrupciones de la planta por esa causa.
- determinar las condiciones de las materias primas y estado técnico de la instalación que permiten elevar la producción y el rendimiento de recursos materiales.
- determinar los factores que inciden en la eficiencia económica de la instalación y encontrar vías para su incremento.

Particularidades de la aplicación del Análisis Complejo de Procesos en el caso estudiado

La etapa de profundización científica demostró que en el análisis se requería:

- Elaborar criterios para la evaluación del estado técnico de las celdas electrolíticas.
- Determinar los niveles alcanzables de eficiencia electrolítica del proceso y recomendar vías para su incremento.
- Determinar las condiciones de operación que permitan mantener el porcentaje de hidrógeno en cloro en niveles aceptables para la seguridad de la instalación, considerando en esto tanto el efecto de la calidad de las materias primas como el valor de las variables inherentes al proceso; por lo que las soluciones deben lograrse de un análisis más integral (Rumbaut, González, & Guirado, 1982).
- Estudiar el efecto económico de alcanzar niveles aceptables de hidrógeno en cloro en base a operar en condiciones óptimas.

Se decidió como primer paso en el estudio analizar las celdas electrolíticas desde el doble aspecto de su estado técnico y el efecto que sobre su funcionamiento tiene la calidad de las materias primas, por lo que a diferencia de otros análisis complejos la investigación se concentró inicialmente en esta etapa, aunque desde un enfoque multilateral. Aquí también se descansa en el tratamiento estadístico de la información del control del proceso.

El análisis del comportamiento de las variables de respuesta de la sala

de celdas mediante cartas de control (Juran, 1974) según las normas cubanas (NC: 92-11, 1980) permitió detectar irregularidades en su comportamiento, por lo que se decidió controlar el comportamiento de cada celda antes y después de los mantenimientos programados de las 14 celdas mediante el estudio de los índices de exactitud y estabilidad de sus parámetros de respuesta, lo que no solo es factible, sino recomendable para diagnosticar la necesidad de un mantenimiento y calidad de los ejecutados (González, Pequeño, Flores, & Cárdenas, 1986).

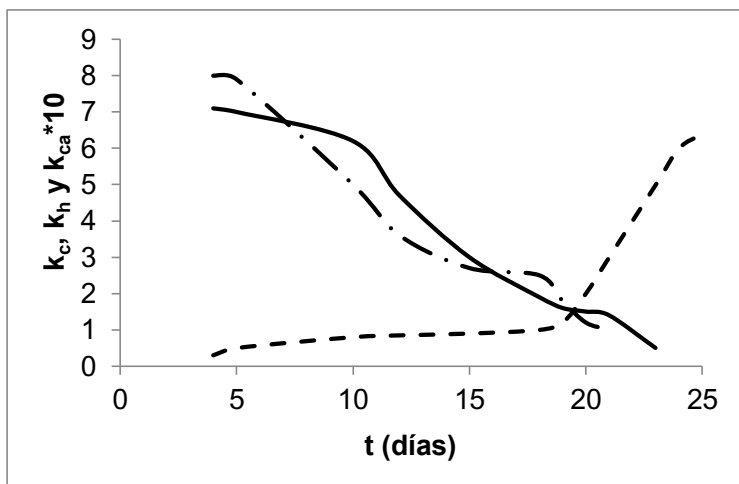


Fig.4.22 Variación de los índices de exactitud, estabilidad y aptitud en las celdas electrolíticas.

El segundo aspecto fue el estudio de la Eficiencia Electrolítica, que según la literatura puede estar afectada por impurezas metálicas (Belej, 1978), para ello se realizó una investigación a nivel industrial controlando la eficiencia electrolítica (Y_w) y el porcentaje de hidrógeno en cloro (Y_2) como variables de respuesta y el contenido de magnesio (C_1), hierro (C_2) y de otras impurezas metálicas (C_3), así como el pH de la Salmuera y la densidad de corriente en las celdas (A_m) como variables de entrada al sistema (Florez & González, 1988).

Los resultados experimentales se procesaron mediante Análisis de Regresión Múltiple con ayuda del programa STEPWISE (Izada, 1986) disponible en el Instituto de Informática de la Universidad Central de Las Villas, obteniéndose los modelos del tipo siguiente:

$$Y_w: 75,2754 - b_1 C_1 + b_{am} A_m - b_2 C_2 - b_5 C_5 \quad (\text{Ec. 53})$$

$$Y_2: 2,49 + b'_2 C_2 - b'_{am} A_m + b_3 C_3 - b_{pHPH} \quad (\text{Ec. 54})$$

Aquí se hizo evidente la influencia de la calidad de la sal en la Eficiencia Electrolytica y el nivel de hidrógeno en Cloro, pero también los parámetros vinculados a la operación de las celdas, por lo que se decidió realizar un estudio global sobre todos los factores que inciden en la producción de cloro y sosa cáustica en la planta con la ayuda del modelo matemático del proceso principal de la instalación, es decir omitiendo el estudio y modelación de las etapas de tratamiento de cloro o la de síntesis de ácido clorhídrico.

En la modelación del proceso tecnológico se incluyen las 6 etapas a las que se redujo el proceso en su síntesis (González, Florez, Cabezas, & Villanueva, 1986) (Figura 4.23).

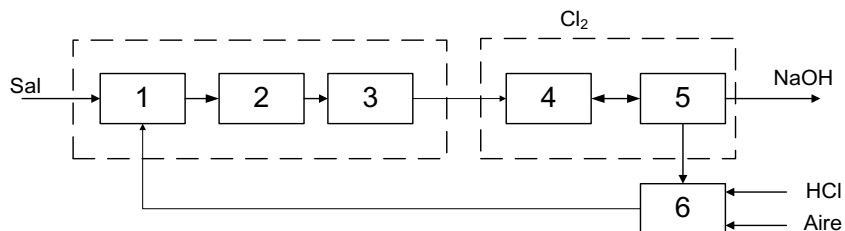


Fig.4.23 Proceso Tecnológico principal: Planta de Cloro Sosa.

Etapa 1: Tratamiento inicial de la Salmuera. Etapa 2: Filtración, Etapa 3: Acidificación, Etapa 4: Celdas, Etapa 5: Descomponedores, Etapa 6: Decloración.

Los modelos de las etapas se elaboraron partiendo de los datos del Control Operacional del Proceso lo que incluyó tanto las premisas vinculadas a la confiabilidad de los datos y la representatividad de la muestra de la población en estudio (Mesa, Cardoso, & González, 1986) como la normalidad de las variables del proceso (Mesa, Cardoso, & Savedra, 1986).

Los pasos para la obtención del modelo global agregado del proceso tecnológico fueron señalados en el procedimiento general propuesto, agregando los modelos a través del método matricial para el caso de

procesos con reciclo.

Esto permitió obtener un modelo global de forma matricial que incluye entre los parámetros de respuesta el porcentaje de pureza del cloro y la producción por hora, de manera que se encontró un sistema de ecuaciones de la forma descripta por KAFAROV (Kafarov, 1976).

$$[C_1] \begin{bmatrix} Y_{10} \\ Y_{11} \\ \vdots \\ Y_{n-1} \\ Y_n \end{bmatrix} + [B_1] \begin{bmatrix} X_1 \\ X_2 \\ \vdots \\ X_{21} \\ X_9 \\ 1 \end{bmatrix} = 0 \quad (\text{Ec. 55})$$

$$\begin{bmatrix} Y_{16} \\ Y_{17} \\ \vdots \\ Y_{47} \end{bmatrix} [C_2] \begin{bmatrix} Y_{10} \\ Y_{11} \\ \vdots \\ Y_{n-1} \\ Y_n \end{bmatrix} + [B_2] \begin{bmatrix} X_1 \\ X_2 \\ \vdots \\ X_{21} \\ X_9 \\ 1 \end{bmatrix} \quad (\text{Ec. 56})$$

Con estos modelos se pueden determinar las condiciones de operación para obtener un mínimo de nivel de Hidrógeno en Cloro mediante la utilización de la ecuación de este parámetro como función objetivo y manteniendo el resto como restricciones del Simplex (Florez & González, 1987).

A través de la ecuación general del costo de producción y con ayuda de la expresión de la eficiencia electrolítica se logró desarrollar una función lineal del Costo de Producción en función de las variables tecnológicas lo que permitió aplicar el Simplex con la función de costo e incluyendo el porcentaje de Hidrógeno en Cloro como restricción y encontrar que las condiciones de mínimo costo permiten bajos niveles de hidrógeno en Cloro para condiciones estables de la calidad de la sal (Florez, González, & Suárez, 1988). De acuerdo con los resultados anteriores se determinó para diferentes niveles de intensidad de corriente desde 90 hasta 115 kA las diferentes condiciones óptimas con el empleo de 9 hasta 14 celdas, y a tres niveles de eficiencia Electrolítica la posibilidad de obtener un efecto económico de hasta 12 632,50 pesos anuales. Los modelos obtenidos permitieron estudiar el efecto que tendría en el proceso la instalación de un sistema de tratamiento de la sal que excluyera de forma estable la presencia de cationes desfavorables en la Salmuera empleándose para ello una optimización a dos niveles de la siguiente manera (González, Ruíz, Rosa, González,

& Rodríguez, 1990):

1. Establecer el nivel de Mg a eliminar. Calcular el costo de la instalación de tratamiento.
2. Determinar para ese nivel de Mg las condiciones de mínimo costo.
3. Calcular el efecto económico de la instalación.
4. Estudiar la posibilidad de incrementar la eficiencia del sistema de tratamiento.
5. Calcular el Efecto Económico de cada una de las instalaciones en comparación con las condiciones óptimas sin tratar la sal.

El cálculo de la inversión se hizo de acuerdo con el diseño tecnológico de la instalación (Seinfeld & Mc Bride, 1970) y su costo fue estudiado con ayuda de ecuaciones y tablas de estimación reportadas por la literatura (González, González, & Schuart, 1987; Vroom, 1957).

El estudio para la intensificación del proceso se completó a través del análisis de la fiabilidad del proceso, la que, debido a la pérdida de la Vida Útil de varios sistemas de bombeo disminuye rápidamente por debajo de un 50 % para toda la instalación (Figura 4.24), lo que puede mejorarse mediante la reposición de algunos equipos y el incremento de la calidad del mantenimiento (Rudd, 1986). Aquí se incluyó un reajuste de la planificación de mantenimiento de la industria y se previó en la inversión la reposición de los sistemas que perdieron su Vida Útil.

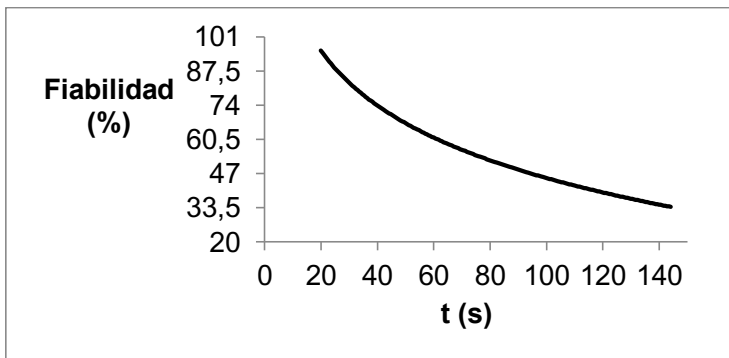


Fig.4.24 Variación de la fiabilidad de la instalación con el tiempo.

- Se elaboró un procedimiento normalizado para el control del estado técnico y la calidad de las reparaciones de las celdas electrolíticas.

- Se determinó la eficiencia electrolítica y la capacidad real alcanzable en la instalación.
- Se determinaron las condiciones de operación para minimizar el porcentaje de Hidrógeno en Cloro e incrementar la seguridad operacional de la planta.
- Se elaboraron un conjunto de medidas para incrementar la disponibilidad de la instalación y operarla en condiciones óptimas, con un Efecto Económico de más de 120 000 pesos anuales.

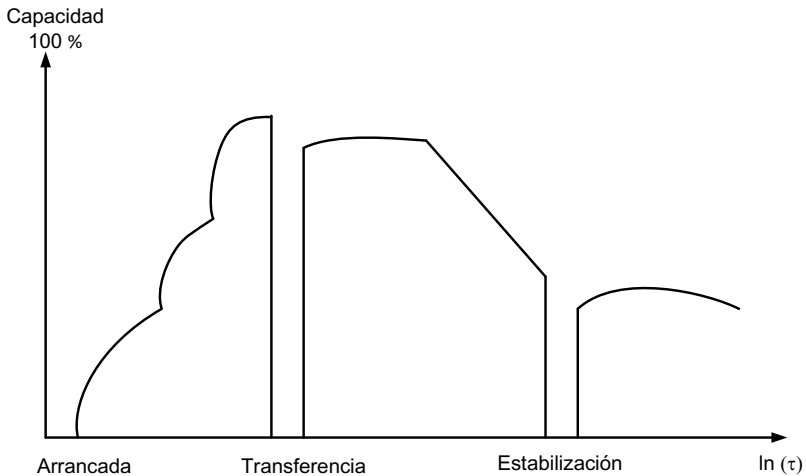


Fig.4.25 Evolución de la capacidad de una instalación durante el proceso de puesta en marcha.

Aplicación del método para el cambio de tecnología en un combinado textil

Problemática técnico-económica al inicio del Análisis Complejo de Procesos

La fábrica de tecnología japonesa fue puesta en marcha en 1980 y se caracterizó desde sus inicios por un alto consumo energético y de materias primas importadas en divisas.

El taller de blanqueo trabaja con diferentes tipos de tejidos (algodón, poliéster algodón y poliéster viscosas) en tres líneas paralelas. La instalación tiene un consumo anual de $4,3 \cdot 10^6$ USD en materias

primas y gastos de portadores energéticos por $7,53 * 10^5$ USD.

Por ello un objetivo decisivo para el Análisis de Procesos fue la reducción del consumo de materias primas importadas con vistas a lograr el aseguramiento de la calidad requerida en los productos destinados a la exportación.

Particularidades en la aplicación del Análisis Complejo de Procesos

La etapa de profundización científica estuvo encaminada a la determinación de los puntos débiles del proceso y a la búsqueda de vías para la intensificación. En realidad se encontraron dos alternativas:

a) Optimizar los parámetros de la tecnología importada con objetivos acordes con las nuevas condiciones a las cuales tiene que trabajar.

b) Adaptación del equipamiento a las nuevas tecnologías que trabajen fundamentalmente con materias primas. Para ello se decidió investigar paralelamente ambas alternativas como estrategia de intensificación a través de lo cual el resultado final (Figura 30) tiene el carácter de decisión contenida en el análisis de evaluación de alternativas.

La estrategia de trabajo analizó la posibilidad de blanquear tejidos con aplicación de Hipoclorito de Sodio para el algodón, y el poliéster-algodón, así como Carbonato de Sodio para el poliéster-viscosa.

Para la intensificación se analizaron experimentos a escala de laboratorio para determinar los parámetros que deben extrapolarse industrialmente.

Para las líneas de producción de algodón y poliéster-algodón existen dos esquemas tecnológicos fundamentales, que se representan en la Figura 4.26.

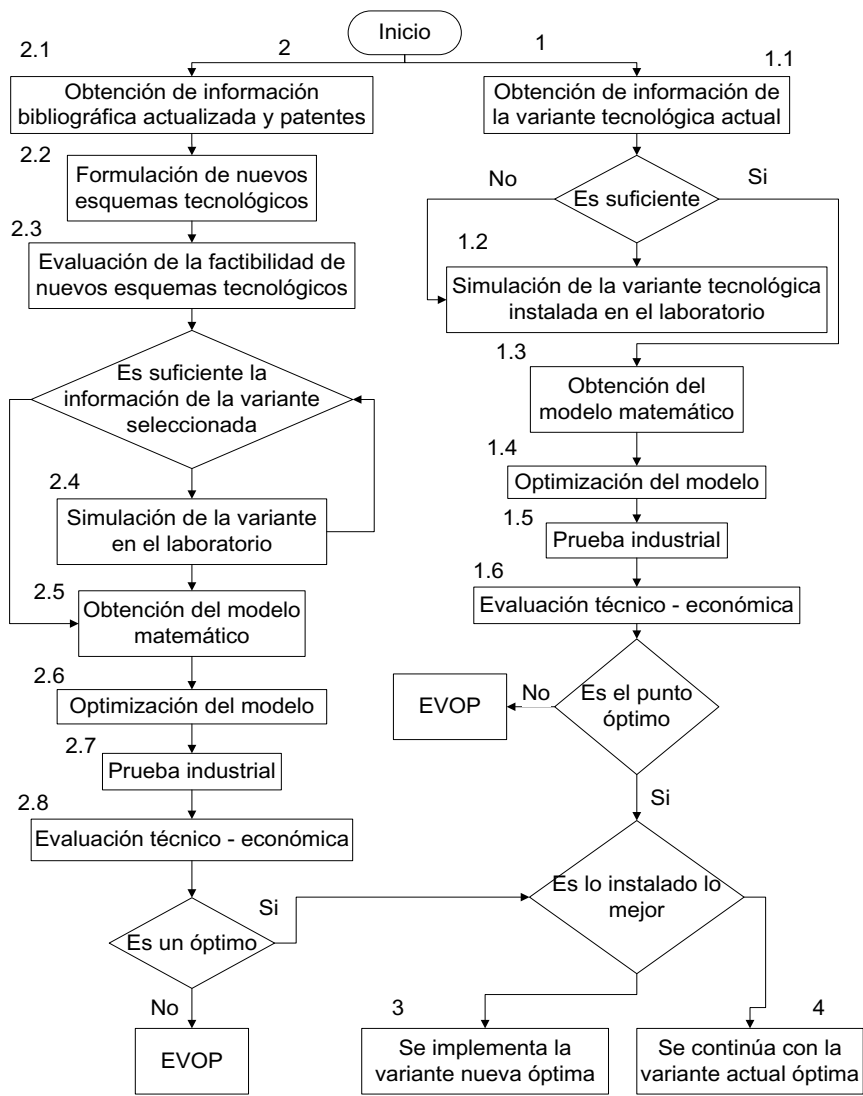


Fig.4.26 Diagrama para el análisis comparativo de las alternativas de las tecnologías importadas y de la nueva variante propuesta para la Industria Textil.

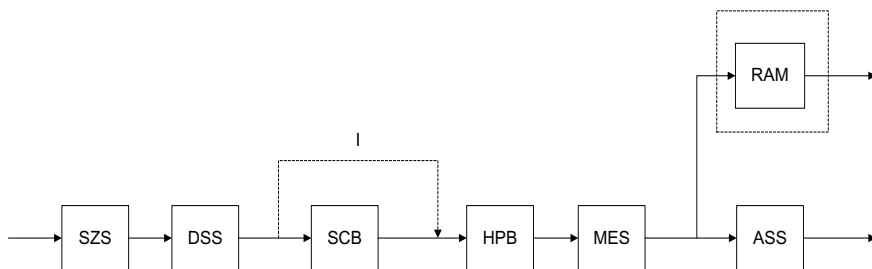


Fig.4.27 Representación del proceso tecnológico en la Industria Textil.

SZS: Etapa de chamuscado. DSS: Etapa de descolado.

SCB: Etapa de descrudado y blanqueo con hipoclorito de sodio.

HPB: Etapa de blanqueo con peróxido de hidrógeno.

ASS: Etapa de termofijado de tejidos de poliéster-algodón.

RAM: Etapa de rameado para algodón estampado.

La parte experimental incluyó investigaciones de laboratorio de los pasos fundamentales de esas tecnologías para lo cual se elaboró un diseño experimental 2^3 (Alkinson, 1966) para la etapa de chamuscado, para lo cual se tomó en cuenta el efecto de la velocidad de la máquina y de la presión del gas a la entrada del quemador, así como las variables que caracterizan el chamuscado como parámetros de respuesta.

La etapa de descolado se estudió a través de un diseño rotatorio central (Koller, 1973) el cual involucra el efecto de las variables de control de la etapa en las variables que caracterizan la etapa posterior.

La etapa de blanqueo se investigó de forma análoga a través de un diseño factorial 2^3 de acuerdo con el Plan de la Tabla 4.5.

Tabla 4.5. Diseño factorial para la etapa de blanqueo

Nº	X ₁	X ₂
1	4 (+)	3 (+)
2	4 (+)	0 (-)
3	4 (+)	1,5 (0)
4	2 (-)	3 (+)
5	2 (-)	0 (-)
6	2 (-)	1,5 (0)
7	3 (0)	3 (+)
8	3 (0)	0 (-)
9	3 (0)	1,5 (0)

Los factores y sus niveles son conocidos:

X₁: Concentración de silicato de sodio, g/l (2 a 4)

X₂: Concentración de Neorat DH- 900, g/l (0 a 3)

En el experimento se mantuvieron constantes las concentraciones de peróxido de hidrógeno e hidróxido de sodio, así como el tiempo de tratamiento con vapor y la temperatura del vapor.

El funcionamiento óptimo de la instalación se determinó mediante la minimización de los costos de producción los que se calculan de los consumos de materiales y productos químicos; como restricciones se utilizaron los modelos lineales obtenidos de la agregación de las etapas explicadas.

En la obtención de una segunda alternativa de blanqueo se realizaron experimentos mediante el método del paso ascendente (Adler & et.al., 1975) para determinar los valores en condiciones óptimas de los factores que inciden en la etapa. Se comenzó con un diseño factorial 2⁴ que incluyó los factores siguientes: La concentración de cloro activo, el tiempo de tratamiento con vapor, la concentración de silicato de sodio y de ácido sulfúrico.

En un segundo plan experimental se relacionó el mejor rango determinado en el experimento anterior con el efecto de dos nuevos factores: concentración de humectante (3 – 6 g/l) y la temperatura del vapor (25 – 40 C) variándose mediante un diseño 2³ el tiempo de tratamiento con vapor (15 – 50 minutos).

Tabla 4.6 Diseño factorial para el segundo plan experimental

N	X ₃	X ₅	X ₆	Y _{tu}	Y _{tt}	Y _{ca}	Y _{ct}	y _{cu}	y _{ct}
1	-	-	-	55,4	36,6	28,0	24,8	8,045	14,625
2	+	-	-	55,2	37,2	24,6	26,0	12,805	10,455
3	-	+	-	55,6	35,2	28,4	23,2	9,837	11,700
4	+	+	-	51,6	33,8	34,8	25,2	10,180	16,670
5	-	-	+	54,2	37,0	27,8	23,6	7,780	10,017
6	+	-	+	55,6	34,0	29,8	24,4	11,320	14,665
7	-	+	+	54,6	34,4	32,0	24,2	9,710	13,820
8	+	+	+	54,2	34,4	30,6	23,6	9,945	11,712

La determinación del valor de las variables para las condiciones óptimas se realizó con ayuda de un diseño factorial compuesto con ocho ensayos en el centro (Kafarov, 1976) con el cual se obtuvieron

modelos para cada una de las 6 variables independientes (Barberena, González, & Schuart, 1989).

$$Y_{tu} = 65,66 - 4,87X_1 + 0,5985X_1^2 - 0,255X_1X_4 + 0,297X_1X_5 + 0,0243X_2X_4 - 0,655X_2X_5 + 0,05307X_3X_5 \quad (Ec. 57)$$

$$Y_{tt} = 39,504 - 4,966X_3 + 1,9432X_4 - 0,00834X_1X_2 + 0,86476X_1X_3 - 0,144X_1X_4 + 0,47X_1X_5 - 0,278X_4 + 0,198946X_4X_5 \quad (Ec. 58)$$

$$Y_{Eu} = 33,458 - 4,937X_3 + 2,2503X_4 - 0,25343X_1^2 + 0,25177X_1X_4 + 0,598X_1X_5 + 2,5815X_3X_5 - 0,35099X_4 - 1,6411X_5 \quad (Ec. 59)$$

$$Y_{Et} = 43,363 - 0,3342X_2 - 0,14273X_3 + 0,1633X_1^2 + 0,38107X_1X_4 + 0,29788X_2X_3 + 1,4098X_3X_4 - 0,1X_3 \quad (Ec. 60)$$

$$Y_{cu} = 1,3198 + 7,9918X_5 + 0,06386X_1X_2 + 0,21549X_1X_4 - 1,2725X_1X_5 - 0,039X_2X_4 - 0,069998X_2X_5 \quad (Ec. 61)$$

$$Y_{ct} = 7,6221 + 0,96149X_5 + 0,00854X_1X_2 - 0,1192X_2X_4 \quad (Ec. 62)$$

Los modelos del sistema se optimizaron mediante un método de polioptimización (Schongut, Kubicek, & Marek, 1984)

Los resultados obtenidos en el laboratorio se valoraron económicamente y fueron mejores que el óptimo correspondiente al sistema con peróxido. Por esto se realizó un experimento industrial que exigió investigaciones para el cambio del equipamiento industrial.

Por ejemplo la instalación de un sistema para la regulación de hipoclorito y del valor del pH del baño (Akahnazarova & Kafarov, 1982).

Los parámetros industriales se fijaron con la utilización del método EVOP (Freedman, 1977).

Para el blanqueo de tejidos de algodón se implementó el mismo procedimiento, pero partiendo de los mejores resultados en el blanqueo del poliéster-algodón y siguiendo una estrategia de reducción progresiva de peróxido de hidrógeno hasta su completa eliminación (Berberena, 1991).

El estudio del proceso de blanqueo de poliéster viscosa se realizó por medio de un diseño factorial 2^4 con el mismo procedimiento, el cual incluyó la utilización de carbonato de sodio de producción nacional. El diseño se completó con un Plan Rotacional Central que permitió fijar

los valores deseados en la etapa desencolado y un diseño 2² para la etapa de termofijación (Berberena, González, & Campillo, 1989).

Resultados y efecto económico

- 200 000 USD anuales por el ahorro de portadores energéticos,
- 30 000 USD anuales por la utilización del carbonato de sodio de producción nacional.

Aplicación del método para el caso en que se desarrollan nuevos equipos

Problemática técnico-económica al inicio del Análisis Complejo de Procesos

La producción de cerámica en Cuba incluye las producciones de vajillas, artículos de uso social, artístico, ornamental y la industrial o técnica. Estas producciones se desarrollaron en un proceso acelerado de inversiones pequeñas, medianas y grandes las que se diferenciaron fundamentalmente en que las pequeñas y medianas se ejecutaron con esfuerzos propios, a partir de proyectos y equipos de producción nacional y las grandes mediante la importación de tecnologías.

El desarrollo se planificó originalmente sin un análisis técnico-económico multilateral que consideró solamente la disponibilidad de recursos minerales de las diferentes regiones, lo que lo hizo propenso a errores que no solamente afectaron su concepción inicial, sino que, en muchos casos, comprometieron el proceso de maduración y la eficiencia técnico-económica del mismo. Además, con el desarrollo de la de Cerámica Fina se incrementan y diversifican los volúmenes de producción y con ello el surgimiento de nuevos problemas, como son: La necesidad de seleccionar mejores esquemas y escalas de capacidades tecnológicas, de disminuir los consumos energéticos, la selección adecuada del equipamiento y su diseño, considerando las posibilidades de construcción nacional y las importaciones para la modernización, ampliación y creación de nuevas capacidades.

Un análisis integral como el aquí planteado requiere un enfoque científico de nuevo tipo, el que está recogido en la metodología general del Análisis Complejo de Procesos.

Peculiaridades de la aplicación del Análisis Complejo de Procesos en el caso estudiado

Para alcanzar los propósitos de la investigación es necesario tener en cuenta los siguientes aspectos:

- Los diseños de equipos energéticos para la industria cerámica no están totalmente normalizados, y se emplean en ellos mucho del conocimiento empírico y la experiencia internacional.
- En la práctica ingenieril se tiene la costumbre de verificar la calidad de un diseño mediante los resultados del balance energético del equipo.
- El proceso tecnológico de la industria cerámica está constituido por etapas continuas y discontinuas, por lo que un adecuado balance de cargas y capacidades se requiere para el aprovechamiento óptimo de las instalaciones existentes y los recursos disponibles.
- Las soluciones de beneficio y utilización de nuevas materias primas están influidas por las disponibilidades de recursos minerales, por lo que este factor es de gran efecto económico.
- Los equipos de las industrias existentes en el país eran esencialmente importados o de un desarrollo nacional sin la requerida profundidad científico técnica. De acuerdo con lo anterior el Análisis Complejo de Procesos para la intensificación de la Industria Cerámica Cubana requirió de trabajar en dos direcciones principales:
 - a) El problema energético, mediante la evaluación de los equipos existentes y el desarrollo de nuevas alternativas.
 - b) Las materias primas y su influencia en los surtidos, los esquemas de producción, y capacidades de los equipos.

De acuerdo con lo anterior el diagrama heurístico para el análisis de Procesos en la Industria Cerámica en Cuba se propuso como sigue (Regalado, 1992):

De acuerdo con el diagrama heurístico Fig.4.28 se realizó un estudio energético y tecnológico.

En el análisis energético se tuvo en cuenta que el secado y la cocción son las operaciones donde se consume la mayor parte de la energía empleada en el proceso de fabricación de piezas cerámicas, siendo el rendimiento energético de estas operaciones muy bajo y no alcanza actualmente más de un 20 % de la energía empleada en ambos procesos (Regalado, 1992).

En la industria cerámica tienen gran importancia los balances de calor en el horno por ser el equipo donde se emplea gran parte de la energía requerida para la fabricación. El cálculo de las pérdidas y la aplicación de los balances permiten la evaluación de los equipos en funcionamiento y el desarrollo de nuevos proyectos o alternativas de hornos. En general podemos establecer tres grandes grupos de desarrollo como son los hornos cámaras de solera fija, los hornos

gavetas de solera móvil (Gavetas) y los hornos túneles (Regalado, 1992).

Desde el punto de vista energético estas mejoras e innovaciones tienden a elevar el rendimiento energético de las distintas operaciones. Las líneas de actuación para la disminución del consumo energético se pueden resumir en:

- Disminuir los calores de reacción.
- Reducir los niveles de temperatura utilizados
- Acortar la duración de las operaciones
- Disminuir la pérdida de calor y consumo en la masa muerta.
- Mejorar la calidad de los productos finales.

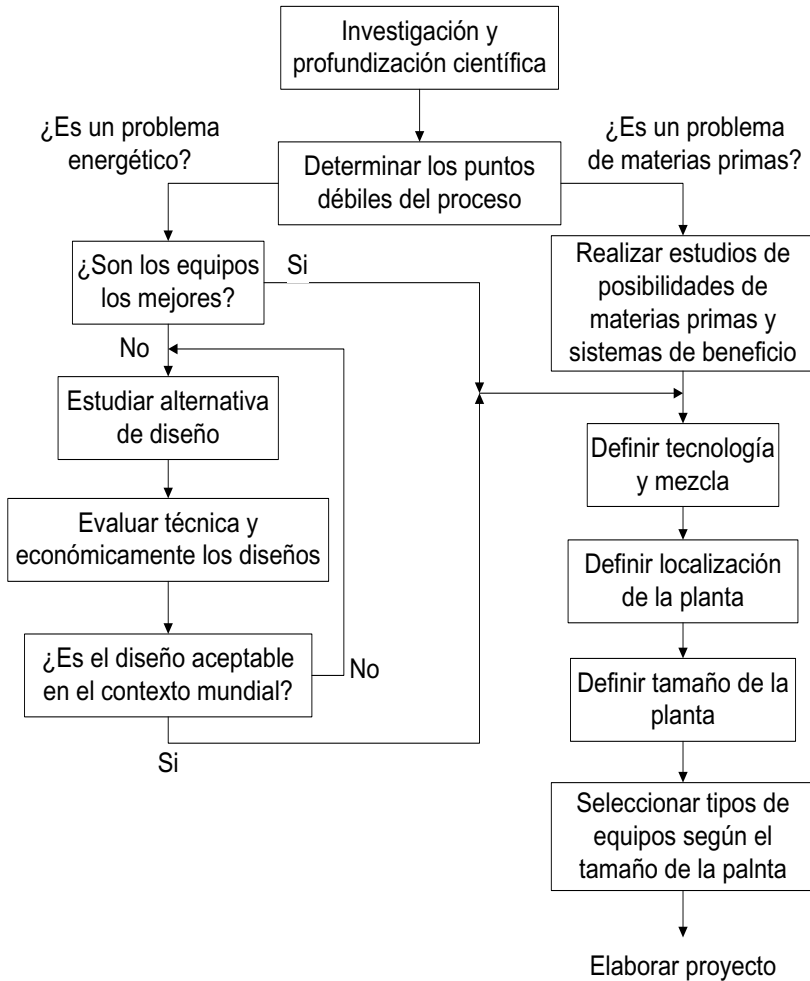


Fig.4.28 Diagrama heurístico del Análisis Complejo de Procesos en la Industria Cerámica.

Las tareas realizadas para el perfeccionamiento energético y tecnológico de la industria cerámica fueron:

- Balance y evaluación energética de los hornos cámaras actualmente en explotación.

- Proyecto, construcción y evaluación energética de un horno cámara de nuevo diseño.
- Proyecto, construcción y evaluación energética de un horno gaveta como alternativa energética y tecnológica.
- Proyecto, construcción y evaluación energética de un horno túnel como alternativa energética y tecnológica.
- Evaluación de alternativas para la creación de capacidades en la Industria Cerámica.

En el balance de calor de un Horno Cerámico se consideran como componentes del Calor Total, Q_t , los calores parciales, siendo:

$$Q_t = Q_a + Q_r + Q_c + Q_m + Q_f + Q_{pt} + Q_h + Q_{he} \quad (\text{Ec. 63})$$

Donde:

Q_a = Cantidad de calor para eliminar la humedad de la masa.

Q_r = Cantidad de calor para eliminar la humedad de constitución y desarrollo de las reacciones químicas.

Q_c = Calentamiento de 25 a 125 °C de la masa cerámica (útil).

Q_m = Calentamiento de 25 a 125 °C de la masa de refractario de carga (muerta).

Q_f = Calentamiento de la masa de refractario desde 25 °C a las condiciones de inicio de la transferencia estable de calor a través de las paredes, bóvedas y solera de refractario.

Q_p = Pérdidas de calor por paredes, bóvedas y solera de refractario.

Q_h = Pérdidas de calor sensible en humos.

Q_{he} = Pérdidas por convección-radiación al medio.

Las modificaciones realizadas al Horno Criollo Cubano y el diseño del Horno gaveta Cubano reportaron ahorros energéticos totales que se resumen en la Tabla 4.7.

Los resultados alcanzados en el horno gaveta son satisfactorios y comparables a los niveles internacionales, sin embargo, los mejores resultados para los surtidos estables y elevados volúmenes de producción se obtienen (García, Benito, Pérez, & Fernández, 1986) con el uso de Hornos Túneles por lo que se desarrolló el proyecto de un Horno Túnel de 250 t/año de producción de cerámica y se ejecutó la construcción del primer prototipo para su evaluación como una alternativa dentro del proceso de identificación de la industria cerámica.

Tabla 4.7 Resultados referidos al consumo del Horno Criollo en el 1 % del balance de energía del Criollo Cubano y Gaveta.

Calor	Criollo	Cubano	Gaveta
Q_a	0,26	0,33	0,19
Q_r	1,58	1,98	2,48

Q _c	1,46	1,81	2,22
Q _m	6,60	5,85	5,74
Q _f	47,29	41,68	21,29
Q _p	6,34	4,34	2,24
Q _h	36,77	35,17	21,98
Q _{he}	0,00	0,00	0,00
Q _t	100,00	91,16	56,16

En la Tabla 4.8 se ofrece una comparación en base al Horno Criollo de los Hornos Gaveta y Túnel.

Tabla 4.8 Resultados del balance de Energía del Criollo, Cubano, Gaveta y Túnel con referencia al Criollo.

Calor	Criollo	Cubano	Gaveta	Túnel
Q _a	0,26	0,33	0,19	0,20
Q _r	1,58	1,98	2,48	2,47
Q _c	1,46	1,81	2,22	2,21
Q _m	6,30	5,85	5,74	9,76
Q _f	47,29	41,68	21,29	14,28
Q _p	6,34	4,34	2,24	4,74
Q _h	36,77	35,17	21,98	16,34
Q _{he}	0,00	0,00	0,00	0,00
Q _t	100,00	91,16	56,14	50,00
Índice de Consumo de diesel en kg diésel/kg cerámica.				
I	1,87	1,36	0,67	0,60

El análisis de las alternativas para la creación y utilización de las capacidades en la Industria Cerámica se ejecutó con un criterio de efectividad económica a través del por ciento de retorno de las inversiones, mediante el diagrama heurístico de la Figura 4.29.

A partir de los resultados precedentes para los hornos Cubano, Gaveta y Túnel se desarrollaron los análisis para diferentes capacidades de plantas industriales a obtener mediante la sustitución de los hornos existentes, el completamiento o el desarrollo de nuevas inversiones. Las variantes consideradas son:

- Plantas de 125, 250 y 500 t/año con surtidos vajilleros utilizando Hornos Cubanos de nuevo diseño sin componentes en USD en materiales o equipos y considerando el valor externo del combustible.

- Plantas de 250, 500 y 1500 t/año con surtidos vajilleros utilizando Hornos Gavetas con componentes en USD en materiales y equipos y considerando el valor externo del combustible.
- Plantas de 250, 500 y 1500 t / año con surtidos vajilleros utilizando Hornos Túneles con componentes de materiales y equipos en USD y considerando el valor externo del combustible.

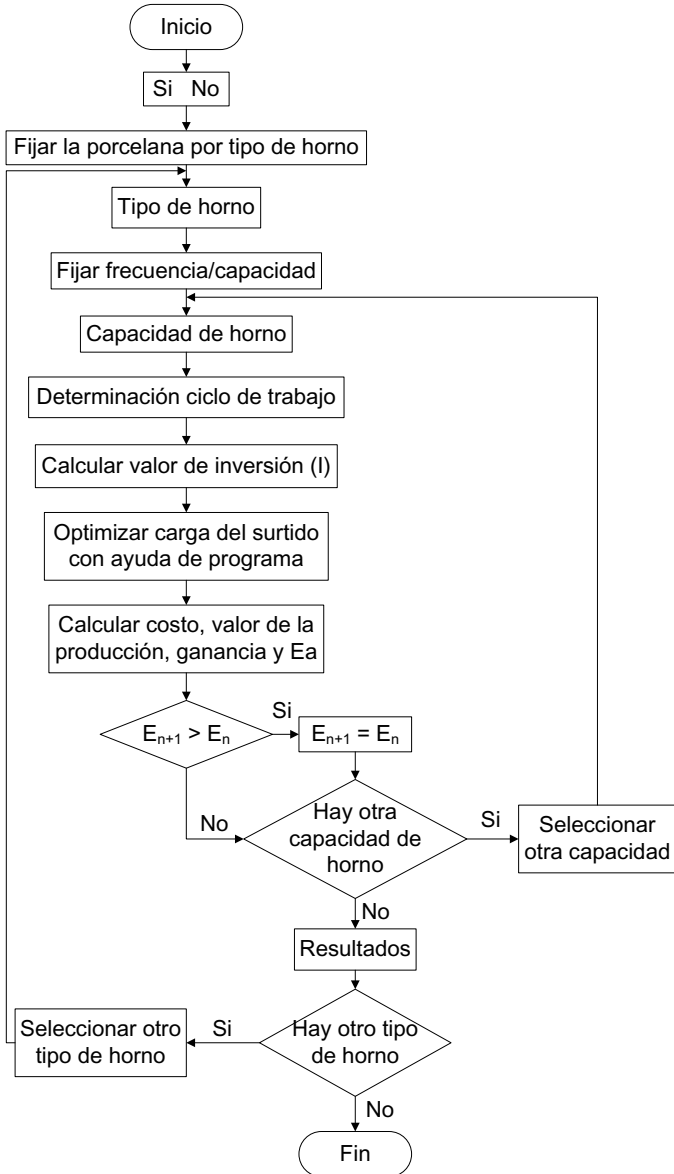


Fig.4.29 Diagrama heurístico para el análisis de alternativas de

creación y utilización de capacidades en la Industria Cerámica.

Los porcentos de retorno para las diferentes variantes se ofrecen en la Tabla 4.8.

Tabla 4.8. Resultados de las diferentes alternativas expresadas como % de Retorno de la Inversión.

Tipo de hornos	% de Retorno para las Capacidades en t / año.			
	125	250	500	1500
Cubanos	4,0	6,0	8,0	-
Gaveta	-	18,0	25,8	25,8
Túnel	-	18,0	25,4	25,4

Resultados y efectos económicos

- Se lograron ahorros de portadores energéticos de más de 800 000 USD anuales en la instalación estudiada como base en la investigación.
- Se dieron soluciones técnico-económicas para incrementar las capacidades instaladas en más de un 12 % anual sin grandes desembolsos en USD.
- Se logró una estrategia científicamente fundamentada para la intensificación tecnológica y energética de la Industria Cerámica.

Referencias Bibliográficas

1. Adler, Y., & et.al. (1975). *The desing of experiment of find optimal conditions*. Moscow: MIR.
2. Akahnazarova, S., & Kafarov, V. (1982). *Experiment optimization in chemistry and chemical engineering*. Moscow: MIR.
3. Alkinson, A. (1966). Statistical desings for pilot-plant and laboratory experiment. *Chem. Eng.* (5), 149-154.
4. Barberena, V., González, E., & Schuart, L. (1989). Aplicación del Método del Paso Ascendente en la búsqueda de las condiciones óptimas del blanqueo poliéster-algodón con hipoclorito de sodio. *Ponencia I Simposio de Análisis y diseño de Plantas Químicas ayudado por computadoras*. Santa Clara, Cuba: UCLV.

5. Belej, J. (1978). Problematik der katalytischen wasserstoff abscheidung beider chlrakalielektrolyse nach dem amalgan verfahren. *Chem. Techn.* , 30 (7), 360-537.
6. Berberena, V. (1991). Aplicación del análisis de procesos en la intensificación de la etapa de acabado de una industria textil. *Disertación* . UCLV.
7. Berberena, V., González, E., & Campillo, A. (1989). Determinación de una tecnología para el blanqueo de tejido poliéster viscoso en el combido textil Desembarco del Granma. *Ponencia I Simposio de Análisis y Diseñode plantas químicas* . Santa Clara: UCLV.
8. Cardoso, G. (1993). Contribución a la modelación estadística de procesos de la Industria Química. *Disertación* . UCLV.
9. Casey, J. (1980). *Pulp and Paper Chemistry and Chemical Technology* (Vol. 1).
10. Espinosa, J. (1984). *Algunos resultados de la producción y el mercado de la industria de pulpa y papel* (Vol. 2).
11. Florez, E., & González, E. (1988). Influencia de las impurezas de la sal en el proceso electrolítico de la planta de clorososa. En *Lecturas sobre la aplicación del análisis de procesos químicos*. UCLV.
12. Florez, E., & González, E. (1987). Modelling and optimization of an electrolytical process for chlorine and caustic soda production. *CHISA '87* , A6.75 . Praha.
13. Florez, E., González, E., & Suárez, C. (1988). Determinación de las condiciones de menor costo en la producción de cloro y sosa. *IV Conferencia de Ciencias Técnicas de la UCLV* , A-1 . Santa Clara, Cuba.
14. Foster, B. (1969). Linear Programing: a method of determinig least cost blends or mixes papermaking. *TAPPI* , 52 (9), 1558-1560.
15. Freedman, P. (1977). *Procedimientos para la aplicación del método EVOP*. La Habana: M.I.Q.

16. Frost, A., & Peason, R. (1968). *Kinectics and Machanism*. La Habana: E.R.
17. Gallardo, I. (1990). Análisis de alternativas para la ampliación y recosntrucción de fábricas en la industria del papel. *Disertación* . Cuba.
18. Gallardo, I., Acevedo, E., & Delgado, J. (1988). Utilización de los Fondos Básicos en el Combinado de Pulpa y Papel Sergio González. *IV Conferencia de Ciencias Técnicas de la UCLV , AP-19* . Santa Clara, Cuba.
19. Gallardo, I., González, E., Monzón, M., & Sarría, F. (1990). Alternativas técnico económicas para el ciclo energético de la Empresa de Pulpa y Papel Sergio González. *QUIMINDUSTRA '90* . cUBA.
20. García, A. (1988). Optimierung der papier stoffzusammensetzung von Papierneun Flcheengebilden mit hohem Anteil an Bagasse und speziellen Sorten kubanischen Altpapiers. *Dissertation TU-Dresden Sektion 15, VVT, WB apiertechnnik* .
21. García, A., Benito, M., Pérez, I., & Fernández, E. (1986). Diseño Enrejado Simplex: su aplicación en las formulaciones de pastas papeleras ternarias. *Centro Azúcar* , 13 (3), 89-96.
22. Genna, P., & Montero, L. (1975). Optimal decomposition of process network. *Aiche Journal* , 21 (4), 656-663.
23. González, E. (1982). *Modelación y optimización de un proceso tecnológico para la producción de cartoncillo*. *Disertación UCLV* . Santa Clara, Cuba.
24. González, E. (1988). Determinación del efecto del incremento de la temperatura en la disminución de los tiempos de cura durante el recape. *Tecnología Química* , 4 (1, 2, 3, 4), 139-157.
25. González, E. (1987). Efecto del número de Kappa y la relación fibra/no fibra en los rendimientos industriales de la pulpa semiquímica en Damuji. *Tecnología Química* .

26. González, E., & García, M. (1981). Determinación de las relaciones entre la pasta y el papel en Damují. *Centro Azúcar* , 8 (2), 87-100.
27. González, E., & García, R. (1988). Efecto económico de las alternativas de desmeollado de una producción de cartoncillo. *Centro Azúcar* , 15 (1), 73-78.
28. González, E., & García, R. (1988). Efecto estimado del desgaste de los discos y la calidad del tipo de bagazo en la eficiencia de los discos y la calidad del tipo de bagazo en la eficiencia de la producción de cartoncillo. *Tecnología Química* , 9 (1), 83-86.
29. González, E., & García, R. (1988). Influencia del por ciento de mezcla en el efecto de la calidad y el tipo de bagazo sobre el desgaste óptimo permisible de los discos del refinador de simple disco de Damují. *Tecnología Química* , 9 (1), 3-7.
30. González, E., & González, V. (1985). Eleaboración de modelos matemáticos del elemento de cocción del bagazo en Damují. *Tecnología Química* , 6 (2), 77-86.
31. González, E., & González, V. (1984). Modeling and optimization of one paperboard factory. *CHISA '84* , R6.26 . Praha.
32. González, E., & Hernández, L. (1980). Determinación de la matriz que caracteriza el sistema de preparación de recorte kraft de la Empresa Papelera Damují. *Centro Azúcar* , 7 (2), 57-63.
33. González, E., & López, M. (1984). Determinación del efecto económico del desmeollamiento en la producción de pulpa semiquímica empleando bagazo. *Tecnología Química* , 5 (4), 89-104.
34. González, E., & Otero, J. (1983). Determinación de un modelo preliminar de la ecuación de la velocidad de reacción de vulcanización durante el recape. *Tecnología Química* , 4 (1, 2, 3, 4), 191-208.
35. González, E., & Rodríguez, A. (1978). Determinación del desgaste óptimo permisible y la influencia del por ciento de meollo en la duración de los discos del refinar de simple disco. *Informaciones Técnicas* , 2 (6), 5-23.

36. González, E., & Schuart, L. (1990). Process analysis for imported plants in developing countries. *CHISA '90* .
37. González, E., & Vega, I. (1987). Modelación estadística de un sistema de prensas para el lavado de pulpa papelera. *Tecnología Química* , 8 (1), 59-63.
38. González, E., Arregoitia, B., López de la Cruz, M., & Morales, M. (1988). Estudio de las etapas de tratamiento mecánico de la pulpa de madera del combinado Poanchito Gómez Toro. *Centro Azúcar* , 15 (1), 17-21.
39. González, E., Florez, E., Cabezas, M., & Villanueva, G. (1986). Estrategia para la modelación matemática de la planta de cloro sosade la Electroquímica de Sagua. *III Conferencia de Ciencias Técnicas de la UCLV* , H-2 .
40. González, E., García, R., & Morales, M. (1986). Procedimiento para la determinación del ciclo de reposición de los discos de un refinador de simple disco. *Centro Azúcar* , 13 (2), 20-25.
41. González, E., González, V., & Martínez, V. (1980). Determinación del efecto de las variables de refinación en la preparación final de las pastas. *Tecnología Química* , 7 (2), 5-11.
42. González, E., González, V., & Schuart, L. (1987). *Aspectos técnico-económicos en la proyección de Plantas Químicas*. Santa Clara: UCLV.
43. González, E., González, V., García, R., & Martínez, V. (1985). Determinación de las condiciones de menor gasto en la producción de cartoncillo empleando bagazo almacenado en pacas. *XI Conferencia de química* . Santiago de Cuba, Cuba.
44. González, E., Hernández, L., & Ribot, A. (1986). Efecto económico de la modernización del sistema de control de la relación aire combustible en una caldera de vapor. *Tecnología Química* , 7 (3), 38-43.
45. González, E., Morales, M., López de la Cruz, M., & Arregoitia, B. (1987). Estudio de la etapa de máquina de papel en Jatibonico. *Centro Azúcar* , 14 (2), 73-76.

46. González, E., Pequeño, M., Flores, E., & Cárdenas, A. (1986). Estudio de los índices de exactitud y estabilidad en las celdas electrolíticas de la Planrta de Cloro Sosa. En *Conjunto de lecturas sobre la aplicación de métodos matemáticos en el análisis de procesos químicos*. (págs. 71-75). UCLV.
47. González, E., Ramos, F., & Quiros, H. (1984). Condiciones de desmeollamiento en una industria azucarera. *Centro Azúcar* , 11 (1), 85-89.
48. González, E., Ribot, A., & Vega, I. (1979). Estudio a escala industrial de las variables que afectan las propiedades físico-mecánicasde la pulpa refinada. *Centro Azúcar* , 6 (1), 95-100.
49. González, E., Ribot, A., & Vega, I. (1980). Estudio preliminar del modelo matemático del refinador de discos simples para pulpa de bagazo semiquímica. *Centro Azúcar* , 7 (1), 3-16.
50. González, E., Rodríguez, I., Morales, M., & Rodríguez, D. (1986). Estrategia para la optimización técnico económica de la planta de pulpa del combinado de papeles blancos de Jatibonico. *III Conferencia de Ciencias Técnicas de la UCLV, H-13* . Santa Clara, Cuba.
51. González, E., Rumbaut, G., & Guirado, B. (1986). Eficiencia de los ciclos de calor de la papelera Damují. *Tecnología Química* , 7 (4), 1-4.
52. González, E., Ulloa, S., & Ribot, A. (1986). Análisis preliminar de la influencia del por ciento de meollo y la sosa cáustica en la calidad de las pulpas semiquímicas. *Tecnología Química* , 7 (2), 11-18.
53. González, N., Ruíz, M., Rosa, E., González, E., & Rodríguez, J. (1990). Análisis de alternativas para la intensificación de la Planta de Cloro Sosa. *QUIMINDUSTRIA '90* . Cuba.
54. Guirado, G., González, E., & González, V. (1981). Determinación del modelo matemático de una tecnología papelera mediante los modelos lineales de sus elementos. *Centro Azúcar* , 9 (1), 103-118.

55. Hernández, L., González, E., & Ceballo, R. (1978). Aplicación del método de los Cuadrados Latinos al estudio de la exactitud y calidad de los análisis de las propiedades físicas finales del cartoncillo. *Informaciones Técnicas* , 2 (6), 18-22.
56. Izada, D. (1986). Programa de regresión lineal múltiple Stepwise. En *Conjunto de lecturas sobre la aplicación de métodos matemáticos en el análisis de procesos químicos* (págs. 65-70). UCLV.
57. Juran, J. (1974). *Quality Control Handbook*. New York: McGraw-Hill.
58. Kafarov, V. (1976). *Cybernetic methods in Chemistry and Chemical Engineering*. Moscow: MIR.
59. Kaplick, K. (1982). Probleme und ergebnisse der optimierung dargestellt am beispiel der aufbereitung naafester altpapiere. *Zellstoff und Papier* (3), 105-110.
60. Koller, H. (1973). planificación de investigaciones experimentales en la industria química. *Serie UH* , 8.
61. Laflamme, J. (1969). Simplex Lattice Desing: use in evaluation of a three component wood system. *Pulp and Paper of Canada* , 73-76.
62. Levespiel, O. (1974). *Ingeniería de las reacciones químicas*. Barcelona: Reverté S.A.
63. Levestein, G. (1986). Untersuchugen zur effektivitt verschiedener strategien der vorbengen instandhaltung von maschien und anlagen. *Chen. Tec.* , 38 (7), 283-286.
64. Majonin, A. (1976). Principios de la Tecnología Papelera. 225. Santa Clara, Cuba: UCLV.
65. Mamady Toure, B. (1986). Caracterización matemática de las variables aleatorias de un proceso con vista a su simulación. *Diseración* . Cuba: UCLV.
66. Mesa, M., Cardoso, G., & González, M. (1986). Análisis preliminar para la modelación matemática de un proceso industrial. *III Conferencia de Ciencias Técnicas dela UCLV* , H-1 .

67. Mesa, M., Cardoso, G., & Savedra, B. (1986). estudio de la normalidad de las variables que intervienen en etapas del proceso tecnológico de la producción de cloro sosa. En *Conjunto de lecturas sobre la aplicación de metodos matemáticos en el análisis de procesos químicos* (págs. 36-43). UCLV.
68. Molina, R., & Ramírez, R. (1974). Propiedades básicas de las mezclas de pulpas papeleras químicas blanqueadas de fibra larga y bagazo. *Cuba Azúcar* (2).
69. Morales, M., & González, E. (1990). Obtención del modelo agregado total del proceso de producción de papeles blancos en el combinado panchito Gómez Toro. *XXX ATCP* . México.
70. Morales, M., & Hernández, P. (1986). Modelo matemático para el balance de energía en la parte seca de la máquina de papel de Jatibonico. *III Conferencia de Ciencias Técnicas de la UCLV* . Santa Clara, Cuba.
71. Morales, M., González, E., Medina, L., & Rodríguez, D. (1989). Aproximaciones para la modelación estadística del proceso tecnológico del Taller de papel de Jatibonico. *I Simposio de Análisis de Procesos* . Santa Clara, Cuba: UCLV.
72. Morales, M., Santos, N., Rodríguez, I., & González, E. (1990). Contribución del análisis de procesos a la intensificación del combinado de Papeles Blancos de Jatibonico. *QUIMINDUSTRIA '90* . Cuba.
73. NC: 92-11. (1980). *Índices para medir exactitud y la estabilidad de las operaciones tecnológicas*.
74. Peters, M., & Timmerhaus, K. (1971). *Plant Desing and Economics for Chemical Engineering*. La Habana: E. R.
75. Regalado, N. (1992). Alternativas tecnológicas y energéticas para la intensificación de la industria cerámica en Cuba. *Disertación* . UCLV.
76. Rodríguez, I., & González, E. (1987). Introducción al estudio cinética de la cocción de pulpas de bagazo al sulfato. *XIII Conferencia de Química* . Santiago de Cuba.

77. Rodríguez, I., Hernández, I., Pérez, E., & González, E. (1987). Efecto del factor H de Vroom sobre el rendimiento en pulpas de bagazo al sulfato. *Centro Azúcar* , 14 (2), 64-66.
78. Rosa, E., Acosta, R., Armas, M., O'Farrill, M., & González, E. (1989). Alternativas para retardar el decrecimiento de la fiabilidad con el tiempo de operación en la Planta Cloro Sosa. *I Simposio de análisis y diseño de plantas químicas ayudado por computadoras* . Santa Clara, Cuba: UCLV.
79. Rudd, D. (1986). The synthesis of system desing: elementary decomposition theory. *Aiche Journal* , 14 (2), 343-349.
80. Rumbaut, G., González, E., & Guirado, B. (1982). Determinación de la eficiencia del ciclo de calor de una máquina de papel. *Centro Azúcar* , 15 (2), 58-62.
81. Sandar, M., López de la Cruz, M., & González, E. (1986). posibilidades de mejorar la eficiencia económica de una papelera mediante la instalación de una segunda máquina de papel. *Ingeniería Industrial* , 7 (1), 11-16.
82. Santos, N., Gallardo, I., Schuart, L., & González, E. (1989). Estudio de alternativas para la ampliación de una fábrica de papel. *I Simposio de Análisis de procesos apoyado por computadoras* . Santa Clara, Cuba: UCLV.
83. Santos, R., Moya, R., González, N., & González, E. (1989). Medidas para la estabilización del proceso tecnológico de la planta de Cloro Sosa. *I Simposio de Análisis de Procesos* . Santa Clara, Cuba: UCLV.
84. Schongut, J., Kubicek, M., & Marek, M. (1984). Optimization of olefine unit with multiple objective function. *CHISA'84* , B.32 . Praha.
85. Seinfeld, J., & Mc Bride, M. (1970). *Optimization with multiple performance criteria* (Vol. 1). Industrial Engineering Chemical Process Develop.
86. Tripalo, B., & Perlov, E. (1984). The analysis of Economic Efficiency of the use of Heat Pumps in oil refineries. *B4.3* . Praha: CHISA'84.

87. Vroom, K. (1957). The H factor: a means of expressing cooking time and temperatures as a single variable. *Pulpa and paper magazine of Canada* (5), 228-231.
88. Wenzel, H. (1967). *Kraft pulping theory and practice*. New York.
89. Zhou, L., Han, Z., & Yu, K. (1986). A new strategy of net decomposition in process simulation. *World Congress III of Chemical Engineering*, 12b, 151-582-585. Tokio.
90. Zscherpe, J., & Hartmann, K. (1976). Anwendung systemverfahrens technischer methoden zur intensivierung chemischer anlagen dargestellt am beispiel einer synthesesanlage. *Chemische Technik*, 325-328.

Capítulo V

Neutralización de compuestos sulfurosos con sosa cáustica en la obtención de gas licuado del petróleo

Roxana Cortés Martínez
Erenio González Suárez
Fernando Ramos Miranda

Introducción

El Análisis de Procesos es la base para la toma de decisiones, y para ello se requiere un conocimiento cabal del sistema real, este conocimiento tiene que ser reflejado a través de modelos matemáticos. En general la estrategia de identificación de un sistema para análisis se basa en los siguientes pasos:

- Formulación del problema y establecimiento de los objetivos y criterios de evaluación.
- Inspección preliminar y clasificación del proceso para descomponerlo en elementos.
- Determinación preliminar de las relaciones entre los elementos.
- Análisis de las variables y sus relaciones.
- Modelación matemática de las relaciones entre las variables y parámetros de los elementos.
- Evaluación de en qué medida representa el proceso real, utilizando el razonamiento para integrar lo matemático y lo no matemático.
- Aplicación del modelo, interpretación y comprensión de los resultados.

Estos pasos, generalmente, inducen a la elaboración y comprobación de los modelos, así como su aplicación (González-Suárez, Quezada-Moreno et al. 2016).

El Análisis de Procesos sirve para descubrir las partes débiles en el proceso de producción correspondientes y para la creación de medidas para su eliminación parcial o completa lo que conduce a un aumento de su efectividad permitiendo de esta forma un mejor aprovechamiento de las materias primas, la energía y los medios de trabajo así como un aumento de la eficiencia de la fuerza de trabajo y el mejoramiento de las condiciones materiales bajo las cuales ellos laboran. La intensificación de la producción mediante el Análisis

Complejo de Procesos, requiere la elaboración de objetivos económicos en cada industria de forma concreta, entre lo que se encuentra de acuerdo con la experiencia acumulada (González-Suárez 1991):

- Aumento de la calidad y la cantidad de los productos elaborados.
- Disminución de los consumos específicos y absolutos de materiales y energía.
- Mejoramiento de las condiciones de trabajo.
- Ahorro de fuerza de trabajo.
- Disminución de la contaminación ambiental

La función clave de la intensificación de procesos es su optimización, pero como se conoce, la optimización de procesos se hace con apoyo de modelos matemáticos de los procesos elaborados de los valores reales del comportamiento de los propios procesos (González-Suárez, Quezada-Moreno et al. 2016) por lo que es adecuado conceptualizar sobre la modelación de proceso.

La optimización de proceso ha sido debidamente referida en su teoría y práctica en el contexto internacional y nacional por Beveridge & Schecheter (1970), Mayo (2005) y González-Suárez, Quezada-Moreno, González-Herrera, Concepción-Toledo, & Miño-Valdés (2018).

Modelación

Un modelo es una construcción mental o material que crea el investigador a partir de su conocimiento práctico y teórico del objeto de investigación y le sirve de guía y soporte para abordar el estudio de dicho objeto y su fenomenología.

En el modelo se estructuran aquellos elementos y relaciones internas del objeto, que sean de interés para la investigación. Esto se realiza atendiendo a los principios y leyes de las ciencias particulares involucradas: de la Lógica Dialéctica y de la Lógica Formal, de manera que sea fundamentada teórica y empíricamente la pertinencia de dicho modelo.

Puede afirmarse que el desarrollo de la ciencia es el resultado de la existencia de múltiples modelos que son premisas y consecuencias de dicho desarrollo y surgen de la imaginación, la intuición, la actividad innovadora y de la creatividad del investigador. Mediante estos modelos se llega a las nuevas teorías científicas.

Los rasgos fundamentales de un modelo son:

1. Suficiente correspondencia objetiva con el objeto modelado

2. Capacidad para sustituir al objeto modelado en ciertas etapas de la investigación y en ciertas relaciones internas del objeto o con otros objetos
3. Existencia de reglas precisas para traducir la información que nos ofrece el modelo a información sobre el objeto modelado y viceversa.
4. Capacidad de ofrecer durante la investigación información susceptible de comprobación experimental y teórica

La modelación es una forma de operar en forma directa o indirecta y en forma práctica o teórica con un objeto, utilizando cierto sistema auxiliar, natural o artificial. Existen múltiples ventajas en el uso de modelos como herramientas poderosas para la toma de decisiones.

Las principales son:

- Consideración de aspectos fundamentales del sistema que serían muy difíciles o imposibles de analizar sin la ayuda de los modelos.
- Definición precisa de los objetivos, estructura y restricciones del sistema.
- Definición de parámetros, costos e indicadores de eficiencia que recogen los aspectos más relevantes para el análisis del sistema bajo estudio.
- Evaluación sistemática de alternativas.
- Rápida respuesta de análisis de sensibilidad, los cuales de otra forma serían demasiado dificultosos o imposibles.

Por el contrario, existen también algunas desventajas que deben ser evaluadas antes de emprender la tarea de formulación de un modelo para la solución de un problema. Ellas son:

- Requerimiento y recolección de conjuntos de datos muy extensos y, en general, con altas exigencias en su grado de precisión.
- Requerimiento de conocimientos altamente especializados para su formulación, solución y análisis de resultados.
- Necesidad de disponer de sistemas de computación y programas complejos y costosos.
- Requerimiento de tiempos de solución muy largos, los cuales pueden en algunos casos puede resultar prohibitivos.

A pesar de estas desventajas potenciales, cuando se emprende la tarea de modelar una situación real y se identifican los aspectos básicos a ser involucrados en el modelo con la información requerida

necesaria, las ventajas potenciales superan ampliamente cualquier dificultad que se encuentre (Vidal-Holguín 2011).

La modelación matemática es una herramienta muy útil en el control del proceso pues permite pronosticar el comportamiento de las variables controladas y por consiguiente optimizarlas. La optimización es encontrar una alternativa de decisión con la propiedad de ser mejor que cualquier otra en algún sentido. Esta tiene tres componentes fundamentales:

- Función objetivo: medida cuantitativa del funcionamiento (de la bondad) de un sistema que se desea maximizar o minimizar.
- Variable: decisiones que afectan el valor de la función objetivo que pueden ser independientes o dependientes.
- Restricciones: conjunto de relaciones que las variables están obligadas a satisfacer.

Su resolución no es más que encontrar el valor que deben tomar las variables para hacer óptima la función objetivo satisfaciendo el conjunto de restricciones (Ramos and Vitoriano 2017).

En el plano internacional, se puede subrayar el interés de los productores de las industrias químicas y fermentativas sobre la aplicación de los modernos métodos cibernéticos como un medio de aumento gradual de la productividad y la calidad, pues el desarrollo de la industria moderna ha promovido nuevas exigencias en la organización heurística de los planteamientos de los trabajos científico – investigativos, en la proyección de las empresas químicas y en la realización de los regímenes óptimos de los procesos químicos.

Por lo expuesto anteriormente es importante conceptualizar, para su aplicación, los métodos de modelación y simulación de proceso en la industria química, incluyendo el punto de vista heurístico (Cortés-Martínez, 2019) que están incluidos dentro de la metodología general propuesta para esta investigación y que se muestra en la Figura 5.1.

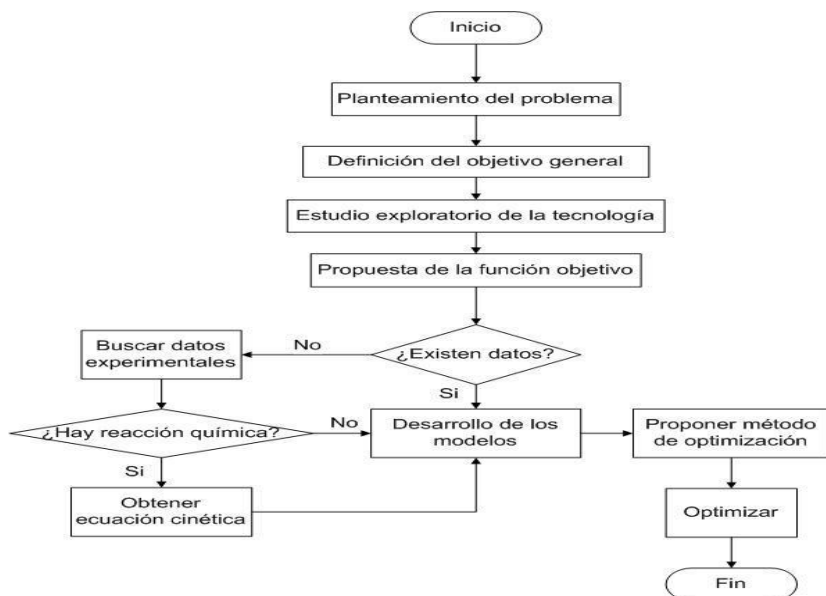


Fig.5.1. Diagrama heurístico para la intensificación de procesos químicos.

Para la aplicación de esta metodología se tomó como caso de estudio la Unidad de Fraccionamiento de Gases de una refinería de petróleo, definiéndose como objetivo intensificar el proceso de neutralización con sosa cáustica de la nafta virgen ligera inestable para la disminución del consumo de sosa sin afectar la calidad del gas licuado del petróleo (GLP), ni los costos de producción.

Materiales y métodos

La planta de fraccionamiento de gases (S-400) está diseñada para procesar la fracción gaseosa (fracción Pie 70 °C inestable o NVLI) proveniente de la planta de destilación atmosférica (S-100) y nafta liviana inestable de la planta de reformación catalítica (S-200).

En esta planta el producto principal es el gas licuado del petróleo (GLP) fundamentalmente una mezcla de gases de propano – butano, también se obtiene una fracción de nafta ligera estable (fracción Pie 70 °C estable o NVLE) la cual estaba prevista en el diseño de la refinería como inyector a la planta de Isomerización que al no

encontrase activa ésta nafta ligera se utiliza como componente de gasolina. La planta se divide en dos etapas principales:

- Neutralización del H_2S y mercaptanos presentes en la materia prima con sosa cáustica.
- Fraccionamiento.

A la planta llega la NVLI desde la planta de destilación atmosférica y la nafta liviana inestable de la planta de reformación catalítica por sistemas diferentes hasta el tambor de materia prima D-401 del cual succionan las bombas de inyector P-401. La descarga de las bombas de inyector se dirige hacia la etapa de neutralización con una solución de sosa cáustica de 15 % wt para eliminar de la materia prima el sulfuro de hidrogeno y los mercaptanos de baja masa molecular. La materia prima se pone en contacto con la solución de sosa en los eyectores mezcladores 1,2J-401 que se encuentran antes de la entrada de los tambores 1,2D-402 que trabajan macizado con 50 % de hidrocarburo y el otro 50 % con sosa. La operación de estos tambores puede ser en paralelo o en serie para ahorro de sosa. Estos tambores cuentan con interruptores de nivel interface, con alarma por baja (20 %) y por alta (80 %). Después de la etapa de neutralización la materia prima pasa por el tambor D-403 el cual cuenta con un paquete de malla con el objetivo de retener las posibles gotas de sosa que se arrastran en la corriente de hidrocarburo.

Cuando la concentración de la sosa en los tambores 1,2D-402 alcanza el 1 % se pasa al tambor D-411 el cual cuenta con un serpentín para calentar la sosa agotada y así despojar los hidrocarburos arrastrados en la sosa, después de esta operación la sosa agotada se envía hacia la planta de tratamiento de residuales, (Figura 5.2).

La materia prima después del clarificador D-403 se calienta en los intercambiadores 1,2 E-402/1 que trabajan en serie, por la coraza pasa la materia prima y por los tubos nafta ligera estable proveniente del fondo de la torre fraccionadora T-401. Si la materia prima no alcanza la temperatura de 125 °C que es la prevista para el inyector de la Torre Debutanizadora T-401/1 se alinea el intercambiador E-403 en el cual se calienta hasta la temperatura necesaria con vapor de agua. Posteriormente, la materia prima se alimenta a la T-401/1. En la línea de inyector se encuentra el control de temperatura 04TIC-004B que actúa sobre la válvula de control 04TV-004-1 y 04TV-004-2. Este lazo de control actúa en acción directa sobre la válvula de control TV-004-1 y en acción inversa sobre la válvula de control TV-004-2 para así

garantizar la temperatura adecuada de entrada a la torre T-401/1 donde se separa el gas licuado del petróleo de la nafta ligera estable, esta última se obtiene por el fondo.

Por el tope de la torre sale en forma de vapor la corriente de gas la cual condensa en los enfriadores por aire 1,2A-401 y pasa al tambor de reflujo D-405 del cual succionan la bomba P-403 y en forma de líquido se refluye al tope de la torre para mantener la temperatura.

El exceso de reflujo es el GLP que se envía como producto a los tanques de almacenamiento, antes se enfría en el intercambiador E-412.

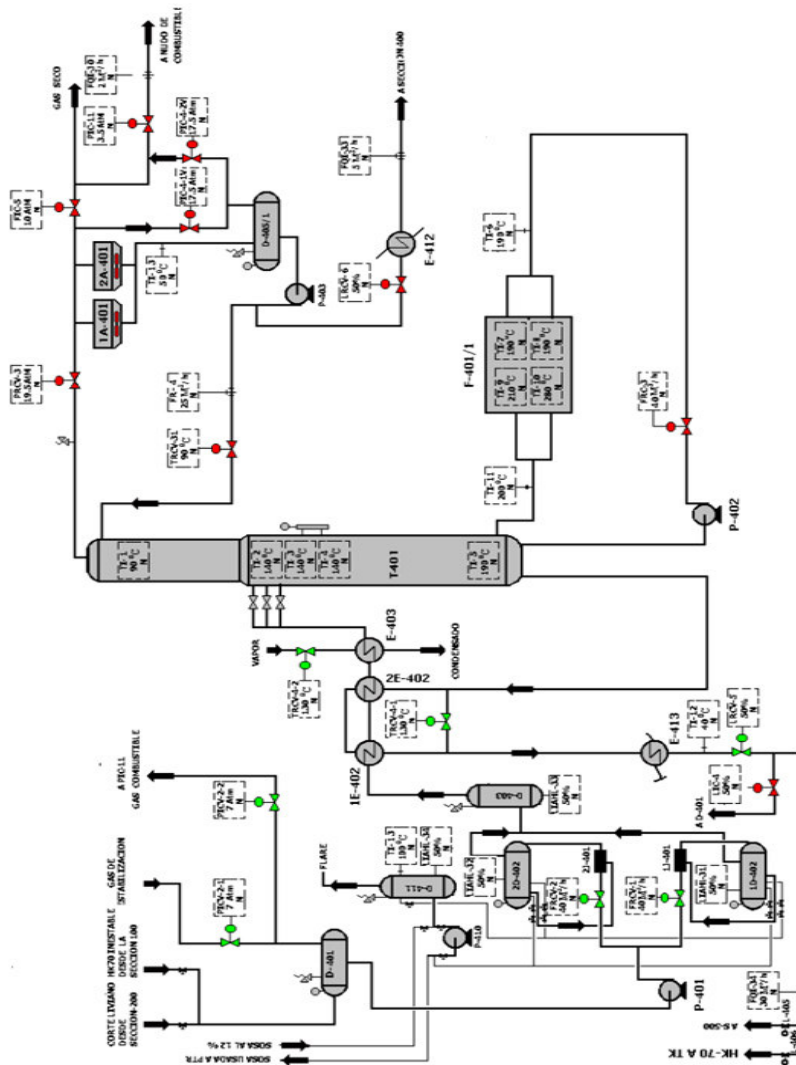


Fig.5.2. Diagrama de flujo planta de fraccionamiento de gases.
Fuente: Rodríguez-Cabrera (2018)

Para mantener la temperatura en el fondo de la torre se mantiene una recirculación caliente la cual se logra mediante la bomba P-402 que es la encargada de dicha recirculación una vez calentado el producto en el horno F-401, por la propia presión que existe en el fondo de la torre la fracción de nafta ligera estable que cede calor en los E-402, después de esto se enfría en el intercambiador E-413 y se dirige hacia el área de tanque para ser utilizada como componente de gasolina (Rodríguez-Cabrera 2018).

La etapa del proceso donde se centrará el estudio es la etapa de neutralización ya que es donde se consume la sosa cáustica. Para el desarrollo de los modelos matemáticos que se ajusten al proceso descrito anteriormente es necesario buscar datos experimentales correspondientes a la cantidad de compuestos sulfuros presentes en la materia prima del proceso y al agotamiento de la sosa cáustica en el tiempo. Como se puede apreciar en esta etapa hay presencia de reacciones químicas por lo que es de vital importancia el análisis de la cinética y su influencia en los modelos matemáticos que se desarrollaran.

Caracterización de la materia prima

En la refinería de petróleo caso de estudio se procesan crudos provenientes de diferentes lugares del mundo como Venezuela, Rusia y Argelia, estos son: Mesa 30 (Me30), Merey 16 (Me16), Ural (U), Sahara (S), Lagomar (L), entre otros. Se analizarán 10 mezclas representativas de estos crudos y en la Tabla 5.1 se muestran las proporciones en que estos crudos fueron mezclados.

En el laboratorio central de la refinería no existe el equipamiento necesario para determinar las características de la NVLI. Debido a esto se tomó como alternativa simular la Unidad de Destilación Atmosférica (S-100), que es la unidad que aporta el mayor flujo de materia prima al proceso de fraccionamiento de gases, para obtener las características físico-químicas de la NVLI y poder obtener la cantidad de ácido sulfhídrico (H_2S) y mercaptanos (R-SH) presentes. La simulación de esta unidad se realizó en el software Petro-SIM.

Este simulador, ampliamente utilizado en la simulación de procesos en refinerías de petróleo, tiene una interfaz completamente interactiva. Se puede manipular fácilmente las variables del proceso y topología de operación de la unidad (KBC 2005). Además contiene el paquete termodinámico utilizado para este tipo de proceso, el Peng-

Robinson. En la Figura 5.3 se muestra el Diagrama de Flujo de Información (DFI) utilizado en el modelo de simulación.

Tabla 5.1. Densidades y proporciones de los crudos utilizados de la S-100

Crudo	ρ^* kg/cm ³	Mezclas (% vol) a 15°C									
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Me30	873,4	100		54,6	25,2	43,7	19,1		57		73
Me16	959,9								12	30	
U	871,2		100	45,4		12,5	25,5	16,37			
S	802,6				74,8	43,7	10,9	5,5	29	70	
L	867						44,4	78,			267

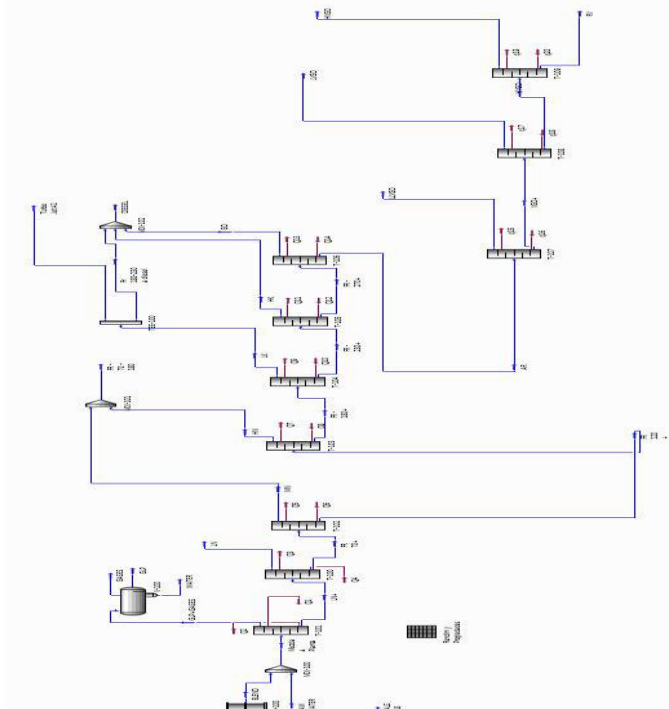
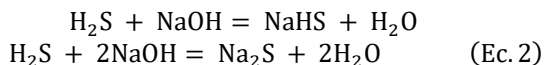


Fig.5.3 Diagrama de flujo de información del proceso.

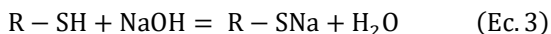
Fuente: (Elaboración conjunta con el Dpto I + D de la Refinería de Cienfuegos S.A.

Análisis de la etapa de neutralización

Después de obtenida la caracterización de la materia prima se procede al análisis de la cinética de las reacciones que tiene lugar en este proceso. En esta etapa, como ya se explicó anteriormente, se mezcla la nafta inestable con sosa cáustica dando lugar a las reacciones de neutralización del ácido sulfhídrico (H_2S) y los mercaptanos ($R-SH$). Cuando el H_2S se absorbe en una solución acuosa de hidróxido de sodio ($NaOH$), se consideran que ocurren dos reacciones que tienen lugar en la fase líquida de la siguiente manera (Camizán-Vigo 2015).



Los mercaptanos reaccionan con el álcali formando los mercaptidos.



Esta reacción se ve limitada con el aumento de la cadena carbonada debido a la disminución de las propiedades ácidas de estos compuestos.

Es necesario determinar, en primer lugar, las velocidades de reacción para cada una de las reacciones involucradas partiendo de la cinética pues ellas rigen el proceso. En este caso se tiene como dato experimental, obtenidos de los análisis del Laboratorio Central de la refinería, las concentraciones iniciales de sosa cáustica, así como el tiempo de agotamiento de esta por lo que se puede obtener la velocidad de agotamiento experimental de la sosa. Con estas velocidades de agotamiento, las concentraciones iniciales obtenidas en la simulación de H_2S y $R-SH$, las expresiones generales de velocidad de reacción y la ecuación de Arrhenius se puede obtener el modelo matemático que define la velocidad de reacción de la sosa con estos dos compuestos sulfurosos para este sistema de neutralización en particular.

Proceso de optimización

Para intensificar el proceso objeto de estudio las variables a optimizar son la reducción de azufres totales en la corriente de entrada a la

etapa de fraccionamiento, el consumo de sosa cáustica y los costos operacionales unitarios.

Después de determinar los objetivos que se desean optimizar se debe definir sus respectivas funciones objetivos. Para esto se analizó cuáles son las variables independientes que influyen sobre ellas y como se relacionan, así como las restricciones que tiene el sistema. Definidas las funciones objetivos con sus variables dependientes e independientes y sus restricciones se procede a aplicar el método de optimización jerárquica.

Análisis de los resultados

Las características de las corrientes de entradas se introducen en el simulador utilizando la información brindada en el Assay del crudo y las proporciones en que se mezclan los crudos. Después de haber corrido las diferentes mezclas de crudo se obtuvieron como resultado las propiedades de la NVLI, alimentación de la S-400, La Tabla 5.2 muestra la caracterización de este producto para las diferentes mezclas de crudo.

Tabla 5.2. Resultados de la simulación

Propiedades	Mezclas									
	M1	M2	M3	M4	M5	M6	M7	M8	M9	M10
Densidad 15 °C (kg/m ³)	649,5	633,6	642,3	633,2	636,8	639,2	639,5	640,6	631,6	647,4
Gravedad API (Dry)	85,92	91,37	88,36	91,51	90,26	89,43	89,33	88,94	92,09	86,61
Viscosidad (v) 100°C (cSt)	0,211	0,243	0,220	0,235	0,228	0,218	0,214	0,221	0,242	0,211
Viscosidad (μ) 60 °C (cP)	0,130	0,151	0,135	0,139	0,136	0,130	0,128	0,134	0,143	0,128
Mercaptanos (wt %)	0	3,6 E-3	1,6 E-3	0	3,0 E-4	0	0	0	1,0 E-4	0
Azufre (wt %)	2,0 E-3	5,5 E-3	3,6 E-3	1,9 E-3	2,3 E-3	2,3 E-3	1,7 E-3	2,9 E-3	3,8 E-3	1,7 E-3
Parafinas (vol %)	87,19	91,91	89,64	96,65	94,27	91,37	90,78	92,69	97,70	88,25
Parafinas (wt %)	84,89	86,34	85,87	95,45	92,39	88,61	88,27	90,97	96,66	86,01
Naftenos [wt %]	12,42	9,667	11,22	3,720	6,243	9,335	9,853	7,723	2,693	12,06
Naftenos (vol %)	10,31	7,87	9,20	2,95	5,02	7,63	8,10	6,25	2,13	9,94
Aromáticos [vol %]	1,95	0,21	1,16	0,39	0,72	1,01	1,13	1,06	0,17	1,81
i-Butano (vol %)	2,84	5,07	3,85	6,50	5,57	5,75	6,53	4,77	6,73	3,90

n-Butano (vol %)	13,56	17,35	15,28	19,42	17,95	11,67	7,50	16,51	19,50	10,93
i-Pentano (vol %)	15,66	16,64	16,11	13,28	14,12	22,95	29,29	14,30	12,91	20,61
n-Pentano (vol %)	11,73	6,52	9,37	20,51	17,28	10,79	9,06	16,81	21,97	10,71

Con estos datos y los obtenidos en los análisis de laboratorio en cuanto a la concentración de sosa cáustica se procede a la obtención de la cinética de las reacciones que tienen lugar en la etapa de neutralización.

Reacción con H₂S

Partiendo de los datos de la simulación y de los resultados aportados por el laboratorio, se procede a la obtención de la ecuación cinética para la reacción de la sosa cáustica con H₂S, teniendo en cuenta que la etapa controlante de la reacción es la segunda pues esta está condicionada por la ocurrencia de la primera. Para esto utilizaremos el método diferencial que tiene como base las velocidades reales de las reacciones y mide las pendientes de las curvas concentración – tiempo (Diaz-Bravo 2014).

En nuestro sistema estamos en presencia de reacciones irreversibles bimoleculares, con concentraciones iniciales de los reactantes diferentes. Entonces la ecuación cinética es:

$$(-r_{\text{NaOH}})_1 = k C_{\text{H}_2\text{S}}^p C_{\text{NaOH}}^q \quad (\text{Ec. 4})$$

Donde

$(-r_{\text{H}_2\text{S}})$ es la velocidad de agotamiento de la sosa en la reacción con H₂S, k la constante de velocidad, C_{H₂S} y C_{NaOH} son las concentraciones de H₂S y NaOH respectivamente.

Sustituyendo la ecuación de Arrhenius en la ecuación 4 y aplicando logaritmos a esta expresión se obtiene:

$$\ln(-r_{\text{NaOH}})_1 = \ln k_0 + p \ln C_{\text{H}_2\text{S}} + q \ln C_{\text{NaOH}} + \frac{E_a}{RT} \quad (\text{Ec. 5})$$

$$y = a_0 + a_1 x_1 + a_2 x_2 + a_3 x_3$$

Tabla 5.3. Datos experimentales iniciales para la reacción con H₂S

$\ln(-r_{\text{NaOH}})_1$	$\ln C_{\text{H}_2\text{S}}$	$\ln C_{\text{NaOH}}$	1/T
-6,89	-21,63	1,35	1
-7,59	-21,62	1,38	-1

-7,40	-21,72	1,21	-1
-6,96	-21,73	1,36	1
-6,94	-21,84	1,34	1
-7,35	-21,83	1,16	-1

1: para altas temperaturas
-1: para bajas temperaturas.

Con los datos iniciales que se muestran en la Tabla 5.3 y aplicando regresión polinomial se obtuvo que:

$$a_0 = \ln k_0 = 1,61; \quad a_1 = p = 0,32; \quad a_2 = q = -1,46; \quad a_3 = Ea/R = 0,33$$

Quedando la expresión cinética de la siguiente manera:

$$(-r_{\text{NaOH}})_1 = 5,01 * e^{(0,33/T)} * C_{\text{H}_2\text{S}}^{0,32} * C_{\text{NaOH}}^{-1,46} \quad (\text{Ec. 7})$$

Para comprobar la adecuación del modelo se calcula el % de desviación a través de la ecuación 5 y los resultados se muestran en la Tabla 5.4.

$$\% \text{desv.} = \left| \frac{\ln(-r_{\text{NaOH}})_1 \text{ calculado} - \ln(-r_{\text{NaOH}})_1 \text{ experimental}}{\ln(-r_{\text{NaOH}})_1 \text{ experimental}} \right| * 100 \quad (\text{Ec. 8})$$

Tabla 5.4. Porcentaje de desviación para el modelo obtenido

$\ln(-r_{\text{NaOH}})_1 \text{ experimental}$	$\ln(-r_{\text{NaOH}})_1 \text{ calculado}$	% desviación
-6,89	-6,90	0,084
-7,59	-7,60	0,184
-7,40	-7,39	0,193
-6,96	-6,94	0,202
-6,94	-6,95	0,132
-7,35	-7,35	0,004

Reacción con R-SH

Aplicando el mismo procedimiento del método diferencial para la reacción de R-SH con NaOH, utilizando los datos que se muestran en la Tabla 5.5 se obtiene que:

$$(-r_{\text{NaOH}})_2 = k C_{\text{R-SH}}^p C_{\text{NaOH}}^q \quad (\text{Ec. 9})$$

Donde

$(-r_{\text{NaOH}_2})$ es la velocidad de agotamiento de la sosa en la reacción con R-SH, k la constante de velocidad, $C_{\text{R-SH}}$ y C_{NaOH} son las concentraciones de R-SH y NaOH respectivamente

Tabla 5.5 Datos experimentales iniciales para la reacción con R-SH

$\ln(-r_{\text{NaOH}})_2$	$\ln C_{\text{R-SH}}$	$\ln C_{\text{NaOH}}$	$\frac{1}{T}$
-8,57	-25,93	1,21	1
-7,63	-21,69	1,36	-1
-5,48	-22,59	1,20	1
-10,23	-24,77	1,43	-1

1 para altas temperaturas
-1 para bajas temperaturas.

Sustituyendo la ecuación de Arrhenius en la ecuación 6 y aplicando logaritmos a esta expresión se obtiene:

$$\ln(-r_{\text{NaOH}})_2 = \ln k_0 + p \ln C_{\text{R-SH}} + q \ln C_{\text{NaOH}} + \frac{E_a}{RT} \quad (\text{Ec. 10})$$

$$y = a_0 + a_1 x_1 + a_2 x_2 + a_3 x_3 \quad (\text{Ec. 11})$$

Aplicando regresión polinomial se obtuvo que:

$$a_0 = \ln k_0 = 8,99; \quad a_1 = p = 0,97; \quad a_2 = q = 4,59; \quad a_3 = E_a/R = 1,897$$

Quedando la expresión cinética de la siguiente manera:

$$(-r_{\text{NaOH}})_2 = 8,04 * 10^3 * e^{(1,897/T)} * C_{\text{R-SH}}^{0,97} * C_{\text{NaOH}}^{4,59} \quad (\text{Ec. 12})$$

Para comprobar la adecuación del modelo se calcula el % de desviación a través de la ecuación 10 y los resultados se muestran en la tabla 5.6.

$$\% \text{desv.} = \left| \frac{\ln(-r_{\text{NaOH}})_2 \text{ calculado} - \ln(-r_{\text{NaOH}})_2 \text{ experimental}}{\ln(-r_{\text{NaOH}})_2 \text{ experimental}} \right| * 100 \quad (\text{Ec. 13})$$

Tabla 5.6. Porcentaje de desviación para el modelo obtenido

$\ln(-r_{\text{NaOH}})_{2\text{experimental}}$	$\ln(-r_{\text{NaOH}_2})_{\text{calculado}}$	% desviación
-8,57	-8,61	0,44
-7,63	-7,59	0,47
-5,48	-5,44	0,78
-10,23	-10,26	0,30

Definición de las funciones objetivos

En el proceso objeto de estudio, las variables a optimizar son: la reducción de azufres totales en la corriente de entrada a la etapa de fraccionamiento, el consumo de sosa cáustica y los costos operacionales. Se ha definido que el orden de prioridad de estas variables es:

1. Azufre total en el GLP. Como éste es un parámetro de calidad medido para su comercialización, los cambios que se hagan en el proceso no pueden afectar negativamente este aspecto por lo que es considerado como el principal objetivo a cumplir.
2. Consumo de sosa. La sosa cáustica, como se ha mencionado anteriormente, es la solución que se utiliza para neutralizar los compuestos sulfurosos presentes en la nafta inestable, sin embargo, es un producto costoso y que genera grandes cantidades de agua sulfurosas alcalinas las cuales no son tratadas correctamente en la actualidad por lo que es necesario disminuir su consumo.
3. El costo total de producción unitario (CTPu). Todo proceso industrial lleva consigo un costo de operación, éste está constituido por, entre otras cosas, el consumo de materiales e insumos y en este caso, los materiales e insumos en los que se puede influir son el agua utilizada en la preparación de la solución alcalina y la sosa cáustica.

Definido el orden de prioridad o jerarquía se procede a obtener las funciones objetivos y sus restricciones.

Reducción de azufres totales

La cantidad de azufre presente en el producto final ($\text{Azufre}_{\text{final}}$) de la unidad de fraccionamiento de gases es un parámetro que está regulado por los estándares de calidad: para el GLP regular hasta 140 ppm de azufres totales y para el GLP despentanizado hasta 5 ppm

debido al alto poder corrosivo del azufre. En consecuencia, se hace necesario eliminar la mayor cantidad de compuestos sulfurosos en la etapa de neutralización. La función definida para la reducción de azufres totales es la siguiente:

$$\text{Azufre}_{\text{final}} = \left(\frac{10^6}{m_{\text{GLP}}} \right) \left[(C_{\text{H}_2\text{S}_0} - t * C_{\text{H}_2\text{S}_{\text{reac}}}) + (C_{\text{R-SH}_0} - t * C_{\text{R-SH}_{\text{reac}}}) \right] \quad (\text{Ec. 14})$$

$$C_{\text{H}_2\text{S}_{\text{reac}}} = 0,0002e^{(0,33/T)} * C_{\text{H}_2\text{S}_0}^{0,32} * C_{\text{NaOH}_0}^{-1,46} \quad (\text{kg}) \quad (\text{Ec. 15})$$

$$C_{\text{R-SH}_{\text{reac}}} = 1,2862e^{(1,9/T)} * C_{\text{R-SH}_0}^{0,97} * C_{\text{NaOH}_0}^{4,59} \quad (\text{kg}) \quad (\text{Ec. 16})$$

Donde $C_{\text{H}_2\text{S}_{\text{reac}}}$ y $C_{\text{R-SH}_{\text{reac}}}$ son las concentraciones de H_2S y R-SH que reaccionan con la sosa cáustica, T la temperatura de reacción y t es el tiempo de reacción. Sustituyendo las ecuaciones 15-16 en la 14 se obtiene la siguiente función:

$$\begin{aligned} \text{Azufre}_{\text{final}} = (10^6/m_{\text{GLP}}) & \left[(C_{\text{H}_2\text{S}_0} - t * 0,0002e^{(0,33/T)} * C_{\text{H}_2\text{S}_0}^{0,32} \right. \\ & * C_{\text{NaOH}_0}^{-1,46}) \\ & + (C_{\text{R-SH}_0} - t * 1,2862e^{(1,9/T)} * C_{\text{R-SH}_0}^{0,97} \\ & \left. * C_{\text{NaOH}_0}^{4,59}) \right] \quad (\text{Ec. 17}) \end{aligned}$$

Restricción: $\text{Azufre}_{\text{final}} \leq 140 \text{ ppm}$

Por consiguiente, esta función se convierte en una restricción del sistema.

Consumo de sosa cáustica

El tratamiento cáustico simple es un proceso de extracción (desulfuración), donde compuestos de azufre y fenoles son retirados de la nafta y se quedan en la sosa cáustica, disminuyendo su concentración, siendo posteriormente necesario su cambio. Debido a esto es necesario conocer la concentración óptima de sosa que permita una correcta desulfuración y que a su vez disminuya la frecuencia de cambio.

Según Ludwig (1999), los volúmenes de los tambores se dimensionan frecuentemente para proporcionar un tiempo de espera de 30 minutos a 1 hora (ver Tabla 5.7). Para hidrocarburos de baja viscosidad como el propano y el butano, 5 a 10 minutos son más que suficientes.

Tabla 5.7. Criterios de diseño típicos

Producto a lavar	Propano	Nafta	Viscoso
Tiempo típico de residencia de hidrocarburos (min.)	5 – 10	15 – 30	20 – 60
Circulación acuosa / relación de alimentación de hidrocarburos	0,15 – 0,25	0,20 – 0,30	0,25 – 0,45

Fuente: Ludwig (1999)

Por tanto, la función objetivo definida para el consumo de sosa cáustica es la siguiente:

$$\text{Cons}_{\text{NaOH}} = 40t(5,01e^{(0,33/T)} * C_{\text{H}_2\text{S}_o}^{0,32} * C_{\text{NaOH}_o}^{-1,46} + 8038,7e^{(1,9/T)} * C_{\text{R-SH}_o}^{0,97} * C_{\text{NaOH}_o}^{4,59}) \quad (\text{Ec. 18})$$

$$\text{Restricciones: } C_{\text{NaOH}_o} \leq 4,14 \frac{\text{mol}}{\text{L}}; 15 \text{ min} \leq t \leq 30 \text{ min}$$

Costo total de producción unitario

Para determinar los costos operacionales es factible el procedimiento recomendado por (González-Suárez and Castro-Galiano 2011) con ayuda de las consideraciones de Peters y Timmerhaus (1991). Según los datos disponibles en la empresa no fue necesario estimar todos los componentes de la metodología de Peters y Timmerhaus (1991) y se llegó a una estimación directa del capital fijo invertido de CFI = 669 104,8 CUC y del capital total invertido de CTI = 736 015,28 CUC. Igualmente, para estimar un modelo de los costos total de producción (CTP) se procede a utilizar la Tabla 27 del Peters y Timmerhaus (1991) que es como se representa en la Tabla 5.8, en la cual algunos valores pueden ser determinados directamente de los controles del proceso tecnológico y otros estimados por varias vías.

Siendo el precio de:

Agua: 1,55 CUC/m³ (Lobelles 2016)

Sosa cáustica: 0,7956 CUC/kg (CUPET 2013).

Según Peters y Timmerhaus (1991) el costo de fabricación (Cf) se determina como sigue:

$$\text{Cf} = \text{Costos directos (CD)} + \text{Cargos Fijos (CF)} + \text{Costos Indirectos (CI)}$$

$$\text{Cf} = 0,62 \text{ CTP} + 116 424,24 + 1,55 * V_{\text{solución}} + 0,7956 * m_{\text{NaOH}} \quad (\text{Ec. 19})$$

Según Peters y Timmerhaus (1991) el costo total de producción se determina por la ecuación 20.

$$CTP = \text{Costo de fabricación (Cf)} + \text{Gastos Generales (GG)} \quad (\text{Ec. 20})$$

Para el cálculo de los gastos generales (GG) se tuvo en cuenta solo los gastos administrativos de los aspectos propuestos por Peters (1991) pues en el caso de estudio no tienen incidencia los aspectos restantes:

$$GG = \text{Distribución y venta (D)} + \text{Admón. (A)} + \text{Investig.y Des. (ID)}$$

$$GG = 0,04 \text{ CTP} \quad (\text{Ec. 21})$$

Tabla 5.8. Estimación de los costos de fabricación

Costos Directos (CD)			
<i>Componentes</i>	<i>Composición</i>	<i>Precio Unitario</i>	<i>Costo (CUC)</i>
Materia prima	20 % del CTP		
Mano de obra	10 % del CTP		
Supervisión	15 % del CTP		
Requerimientos	1 % del CTP		
Mantenimiento y reparación	6 % del CFI		40 146.29
Suministros	Agua	$1,55 * V_{\text{solución}}$	1,55 CUC/m ³
	NaOH	$0,7956 * m_{\text{NaOH}}$	0,7956 CUC/kg
	Electricidad	10 % del CTP	
Gastos de laboratorio	1 % del CTP		
$CD = 0,57 \text{ CTP} + 40 146.29 + 1,55 * V_{\text{solución}} + 0,7956 * m_{\text{NaOH}}$			
Cargos Fijos (CF)			
<i>Componentes</i>	<i>Composición</i>	<i>Precio Unitario</i>	<i>Costo (CUC)</i>
Depreciación	10 % del CFI		66 910,48
Impuestos	1 % del CFI		6 691,05
Seguros	0,4 % del CFI		2 676.42

$CF = 76\,277,95$			
Costos Indirectos (CI)			
Otros costos	5 % del CTP		
$CI = 0,05\,CTP$			

Para el cálculo de los gastos generales (GG) se tuvo en cuenta solo los gastos administrativos de los aspectos propuestos por Peters (1991) pues en el caso de estudio no tienen incidencia los aspectos restantes:

$$GG = \text{Distribución y venta (D)} + \text{Admón. (A)} + \text{Investig. y Des. (ID)}$$

$$GG = 0,04\,CTP \quad (\text{Ec. 21})$$

Sustituyendo las ecuaciones 19 y 21 en la 20 se obtiene un costo anual de:

$$CTP_A = 342\,424,22 + 4,56\,V_{\text{solución}} + 2,34\,m_{\text{NaOH}} \quad (\text{Ec. 22})$$

Donde

$$V_{\text{solución}} = 475\,200t(5,01e^{(0,33/T)} * C_{\text{H}_2\text{S}_o}^{0,32} * C_{\text{NaOH}_o}^{-2,46} + 8038,7e^{(1,9/T)} * C_{\text{R-SH}_o}^{0,97} * C_{\text{NaOH}_o}^{3,59}) \quad (\text{Ec. 23})$$

$$m_{\text{NaOH}} = 19\,008\,000t(5,01e^{(0,33/T)} * C_{\text{H}_2\text{S}_o}^{0,32} * C_{\text{NaOH}_o}^{-1,46} + 8038,7e^{(1,9/T)} * C_{\text{R-SH}_o}^{0,97} * C_{\text{NaOH}_o}^{4,59}) \quad (\text{Ec. 24})$$

Por definición el costo de producción unitario (CTP_U) es el costo de producción anual entre el volumen de producción y el valor de la producción anual dependerá de variables que deciden el proceso y su productividad como son: el tiempo de reacción y concentración lo que nos permite obtener una expresión de la forma siguiente:

$$CTP_U = \frac{\text{Costo anual}}{\text{Volumen de producción}} \quad (\text{Ec. 25})$$

Siendo el volumen de producción anual:

$$\text{Volumen de producción} = \frac{475\,200\,V_{T-401}}{t} = \frac{63\,439\,200}{t} \quad \text{Ec. 26}$$

Siendo V_{T-401} el volumen de la torre de fraccionamiento
 Sustituyendo las ecuaciones 22 - 24 y 26 en la 25 se obtiene
 que:

$$CTP_U = 0,0054t + 7,19 * 10^{-8}V_{\text{solución}}t + 3,69 * 10^{-8}m_{\text{NaOH}t} \quad (\text{Ec. 27})$$

Optimización

Definidas las funciones objetivos con sus restricciones se aplica el método de optimización. Para realizar la optimización se utilizó el software MATLAB® pues este contiene un conjunto de herramientas que te permiten optimizar todo tipo de ecuaciones.

Se utiliza la función fmincon pues las funciones objetivos determinadas anteriormente son funciones no lineales y el sistema tiene restricciones de igualdad y desigualdad. Esta función utiliza el método numérico cuasi-Newton. Los métodos cuasi-Newton, o métodos de métrica variable, buscan estimar el camino directo hacia el óptimo en forma similar al método de Newton.

Para esto se introdujo en el software MATLAB® el código de programación que aparece en la Figura 5.4 para determinar los puntos óptimos en cada mezcla estudiada.

```
function [c, ceq] = k( x )
ceq=[];
c=(10^6/32830,1)*(6.45-0,0002*x(1)*(3.70*10^-10)^0,32*x(2)^-1.46-
1.2862*x(1)*(5.49*10^-12)^0,97*x(2)^4.59)-140
end

fun=@(x) (5.01*x(1)*(3.70*10^-10)^0,32*x(2)^-1.46+8038,7*x(1)*(5.49*10^-
12)^0,97*x(2)^4.59)*40+(0,0054*x(1)+0,034*x(1)^2*(5.01*(3.70*10^-
10)^0,32*x(2)^-2.46+8,04*10^3*(5.49*10^-
12)^0,97*x(2)^3.59)+0,701*x(1)^2*(5.01*(3.70*10^-10)^0,32*x(2)^-
1.46+8,04*10^3*(5.49*10^-12)^0,97*x(2)^4.59));
x0 = [0,0];
lb = [15 0,38];
ub = [30 4.14];
A = [];
b = [];
Aeq = [];
beq = [];
nonlcon = @k;
[x] = fmincon(fun,x0,A,b,Aeq,beq,lb,ub,nonlcon)
```

Fig. 5.4. Código implementado en MATLAB® para optimizar.

En la Tabla 5.9 se muestran los resultados obtenidos en la optimización para cada mezcla estudiada.

Tabla 5.9 Resultados de la optimización para cada mezcla.

Mezcla	$C_{H_2S_0}$ (mol/L)	C_{R-SH_0} (mol/L)	C_{NaOH_0} (mol/L)	Tiempo (t)
M1	4,07 E-10		4,14	15
M2	3,67 E-10	3,81 E-10	4,14	15
M3	3,52 E-10	1,54 E-10	2,8983	15
M4	3,29 E-10		4,14	15
M5	2,12 E-10	1,74 E-11	3,9995	15
M6	3,27 E-10		4,14	15
M7	2,50 E-10		4,14	15
M8	3,13 E-10		4,14	15
M9	3,70 E-10	5,49 E-12	4,14	15
M10	4,02 E-10		4,14	15

Los resultados de la evaluación de los puntos óptimos en las ecuaciones 18 y 27 se muestran en la tabla que sigue a continuación:

Tabla 5.10. Resultados de la evaluación en la primera función objetivo.

Mezcla	$C_{H_2S_0}$ (mol/L)	C_{R-SH_0} (mol/L)	Azufre _{final} (ppm)	*CTPu (CUC) [^]
M1	4,07E-10		111,34	0,09
M2	3,67E-10	3,81E-10	267,01	1,77
M3	3,52E-10	1,54E-10	105,19	0,14
M4	3,29E-10		89,91	0,09
M5	2,12E-10	1,74E-11	97,81	0,11
M6	3,27E-10		118,82	0,09
M7	2,50E-10		91,88	0,09
M8	3,13E-10		157,59	1,69
M9	3,70E-10	5,49E-12	196,32	1,77
M10	4,02E-10		84,22	0,09

*CTPu : Costo Total de Producción unitario;

[^]CUC: peso cubano convertible, 1 CUC=0,9 UDS

Como se puede observar en la Tabla 5.10 la mayoría de las mezclas analizadas cumplen con la principal meta, y por tanto restricción, que es el contenido de azufre en el GLP regular por debajo de 140 ppm. También se observa que, aunque se utilice la máxima concentración de sosa cáustica, hay mezclas que no cumplen con las especificaciones de calidad del producto final por lo que este producto

debe ser recirculado al proceso de neutralización para una segunda etapa de limpieza. De la tabla anterior se observa que las mezclas que necesitan de una segunda etapa de limpieza el costo unitario supera el CUC al año pues necesitarán de un mayor consumo de sosa cáustica.

Evaluando los puntos óptimos en la función de consumo de sosa se puede determinar la cantidad de sosa cáustica que se consumirá y pronosticar cada cuántos días se debe cambiar. Los resultados se muestran en la Tabla 5.11.

Tabla 5.11. Consumo de sosa

Mezcla	Sosa consumida (kg)	Frecuencia de cambio (días)	Nº cambios al año
M1	22,40	3	107
M2	1 417,0	0	6 777
M3	47,60	1	325
M4	20,90	3	100
M5	25,30	3	125
M6	20,90	3	100
M7	19,20	4	92
M8	1 346,7	0	6 441
M9	1 420,7	0	6 795
M10	22,30	3	107

Si se analiza la tabla anterior se observa que la frecuencia de cambio de la sosa cáustica se mantiene prácticamente igual que en las condiciones actuales y que en los casos en que no se logra cumplir con el parámetro de calidad establecido hay un mayor consumo de sosa.

Conclusiones

1. La modelación matemática es una herramienta muy útil en el control del proceso pues permite pronosticar el comportamiento de las variables controladas.
2. Para analizar la cinética de una reacción química es necesario realizar una correcta interpretación de los datos experimentales para poder determinar la influencia de la temperatura,

- concentración de los reactivos, etc. y así poder tomar decisiones en el control operacional.
3. La simulación permite pronosticar las características de la materia prima del proceso que se estudia a partir de los datos del control operacional.
 4. Los modelos planteados en esta investigación obedecen al proceso tecnológico de la planta que cumplen con las condiciones de variabilidad, repetitividad, consistencia y validez.
 5. Es factible determinar las condiciones óptimas de conducción del proceso en correspondencia con el objetivo de intensificación mediante un proceso de optimización multiobjetivos a través del procedimiento propuesto.

Referencias Bibliográficas

1. Camizán-Vigo, A. J. (2015). Estudio del tratamiento de emisiones gaseosas de sulfuro de hidrógeno a nivel piloto e industria. Lima, Perú, E.A.P. de Ingeniería Química, Facultad de Química e Ingeniería Química, Universidad Nacional Mayor de San Marcos.
2. CUPET (2013). Precios de insumos y reactivos para la organización del petróleo La Habana, Cuba, CUPET.
3. Díaz-Bravo, P. B. (2014). Cinética de las reacciones químicas. Callao, Universidad Nacional de Callao.
4. González-Suárez, E. (1991). Utilización del análisis de procesos en la intensificación de la producción en distintas industrias de Cuba. Facultad de Química y Farmacia. Santa Clara, Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas. Tesis de Doctor en Ciencias
5. González-Suárez, E. and E. Castro-Galiano (2011). Aspectos técnico-económicos de los estudios previos inversionistas para la producción de etanol caña de azúcar. España, Universidad de Jaén y Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas.
6. González-Suárez, E., et al. (2016). Modelación y optimización de procesos: impacto científico en la Industria Química y Fermentativa. Ecuador, Editorial UTC.
7. KBC, A. T. (2005). Petro-SIM. User Guide, KBC Process Technology Plc. Recuperado de: www.kbc.com.

8. Lobelles, G. O. (2016). Metodología para la gestión tecnológica integral de aguas sulfurosas en la refinería de cienfuegos con enfoque de economía ecológica. Santa Clara, Cuba, Universidad Central "Marta Abreu" de las Villas.
9. Ludwig, E. E. (1999). Chapter 4: Mechanical Separations. Liquid/liquid, liquid/solid gravity separations, decanters and sedimentation equipment. Applied process desing for chemical and petrochemical plants. Houston, Texas, Gulf Professional Publishing. 1.
10. Ramos, A. and B. Vitoriano (2017). Modelos matemáticos de optimización. Madrid, Universidad Pontificia Comillas, Escuela Técnica Superior de Ingeniería.
11. Rodríguez-Cabrera, H. (2018). Propuesta de una variante de operación en la planta de fraccionamiento de gases y en la planta de tratamiento cáustico para la disminución de la producción de sulfurosos alcalinos. Cienfuegos, Cuba, Departamento de Química e Ingeniería Química, Facultad de Ciencias Técnicas, Universidad de Matanzas.
12. S-400, G. C. A. (2017). Gráfico de control analítico planta Finales Ligeros. Observaciones. Refinería de Cienfuegos.
13. Vidal-Holguín, C. J. (2011). Introducción a la modelación matemática y optimización. Programación lineal, Programación No Lineal y Teoría de Redes: Formulación y solución de modelos, teoría de dualidad, análisis de sensibilidad, problema del transporte y problemas seleccionados de redes. Cali, Universidad del Valle, Escuela de Ingeniería Industrial y Estadística.

Capítulo VI

Aplicación del Método Delphi Difuso en la industria azucarera para evaluar alternativas de conversión a biorefinerías.

Fernando E. Ramos Miranda
Roxana Cortés Martínez
Sandra Liliana Hase
Erenio González Suárez

Introducción

Se puede asegurar que en el mundo han sido propuestas muchas formas y herramientas para la toma de decisiones, sobre todo las herramientas multicriterios, algunas basadas en métodos y herramientas relativamente recientes como la inteligencia artificial, el método Delphi y la lógica difusa (o la combinación de ellos: el Método Delphi Difuso). Algunos de estos métodos se han propuesto para bloques energéticos (Gomez-Sarduy *et al.*, 2008b, Gomez-Sarduy *et al.*, 2008a), también en otros campos como la ecología. La lógica difusa puede ser empleada para decidir cuál proyecto de conversión a biorefinería es más conveniente y añadirle componentes ambientales y sociales inherentes a la propia inversión (Ramos, 2014). De eso trata el presente trabajo.

Herramientas Multicriterio, el método Delphi y la lógica difusa

El Análisis Multicriterio se utiliza para emitir un juicio comparativo entre proyectos o medidas heterogéneas y en el ámbito de evaluación, se emplea especialmente en las definiciones de opciones de intervención. Existen más de 120 metodologías y herramientas asociadas al mismo. La aplicación del Análisis Multicriterio a evaluaciones como el impacto ambiental y el impacto social son reportados en la literatura (García, 2004a, Sarquis *et al.*, 2010). Muy asociado al Análisis Multicriterio está el Análisis y Toma de decisiones (Muñoz, 2006). En muchas de las decisiones que se toman actualmente, no se cuenta con la implementación de algún modelo cualitativo o cuantitativo, y más bien se fundamentan en variables diversas como la intuición, la experiencia o la historia, pero de cualquier manera, el directivo cumple una función importante en la manera como se resuelven los problemas de la organización.

Muchas veces, esto se debe a que en el proceso de toma de decisiones no siempre se dispone en el momento preciso de toda la información requerida, y mientras más compleja sea la decisión, más difícil resultará conocer todas las alternativas.

En el Análisis multicriterio, es muy importante la selección y adecuación de las herramientas que se utilicen para alcanzar los objetivos planteados. Algunas deben ser desarrolladas por los propios investigadores, y de su uso será el éxito que se alcance en la investigación.

El Método Delphi está considerado como el método heurístico más efectivo y de mayor utilización para la selección de variantes, toma de decisiones y otras aplicaciones. Para la aplicación del método existe un procedimiento general que está compuesto por una serie de pasos lógicos que culminan en la selección de la mejor variante, donde se utilizan una serie de herramientas estadísticas que no necesariamente hacen converger la opinión de los expertos. Con la asociación de conjuntos difusos al Método Delphi son resueltos los problemas de convergencia, de incertidumbre y vaguedad, bajo un enfoque no estadístico, además, se provee herramientas formalizadas para abordar la imprecisión intrínseca que presentan muchos problemas del entorno.

Otra de las ventajas del método es que evita el rechazo del experto por no cumplir una regla determinada como lo hacen los métodos tradicionales. Esto se resuelve mediante un factor de importancia que se le aplica a cada experto de acuerdo al nivel de incidencia que tenga en el proceso de toma de decisiones

Aplicaciones de este método son encontrados en las ciencias económicas administrativas y contables (Rico *et al.*, 2008), en la gerencia y recursos humanos (Chang *et al.*, 2009, González, 2007), en la aplicación de las herramientas Seis Sigma muy utilizadas en la ingeniería industrial (Taho Yang, 2009), en la predicción de la calidad del agua (Vergara *et al.*, 2008), en estudios ambientales (García, 2004b, Bilbao-Terol *et al.*, 2009), y en muchas áreas más. Lo que sí es contradictorio es que son escasas las aplicaciones en la ingeniería química. Algunas de estas excepciones son la simulación y control borroso de un horno de calcinación de níquel (Ramírez, 1998, García, 2004a, Ng *et al.*, 2013).

Ramos (2014), desarrolló una metodología para la toma de decisiones utilizando el Delphi Difuso y la inferencia difusa en la selección de la

siguientes alternativas para la conversión de un ingenio azucarero a biorefinería. En esta metodología se soporta el presente trabajo. Los principales procesos tecnológicos de reconversión que se proponen son:

- Esquemas con el jugo mixto para producir etanol.
- Esquemas para producir etanol con bagazo y/o miel en zafra y en período de no zafra.
- Esquema con bagazo sobrante para producir alimento animal (torula y miel urea bagacillo).
- Esquemas de producción de Biodiesel, otros coproductos de la destilación y CO₂.
- Esquema con todo el bagazo sobrante para generar electricidad (solo en zafra).
- Esquemas con turbogeneradores de contrapresión.
- Esquema con el bagazo sobrante para generar con RAC en un sistema de turbogeneradores de extracción-condensación (CEST) en zafra y en otro caso todo el año.
- Esquema con el bagazo sobrante para generar con RAC en un sistema de tecnologías de gasificación integrada (BIG-GT) en zafra y en otro caso todo el año.

Enfoque difuso de los criterios de expertos

El diagrama de bloques que describe de manera general el uso de estas herramientas se muestra en la Figura 6.1. En el mismo se destaca el desarrollo del método Delphi Difuso y las bases del modelo ADII de inferencia difusa para la toma de decisiones basado en el indicador de sostenibilidad ISA.

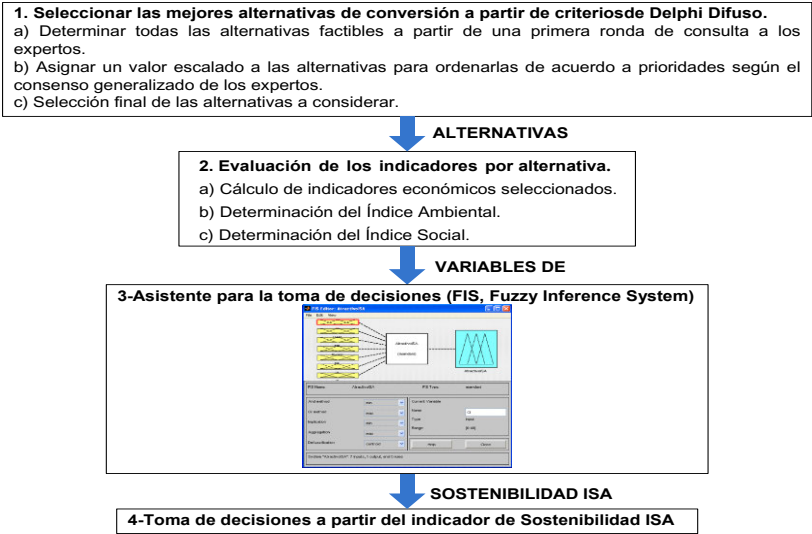


Fig.6.1 Pasos secuenciales de la aplicación de la lógica difusa en la metodología planteada.

Aplicación y validación de la metodología

Selección de los expertos

Inicialmente se seleccionan los expertos cuya estructura y composición se detallan en la Figura 6.2.

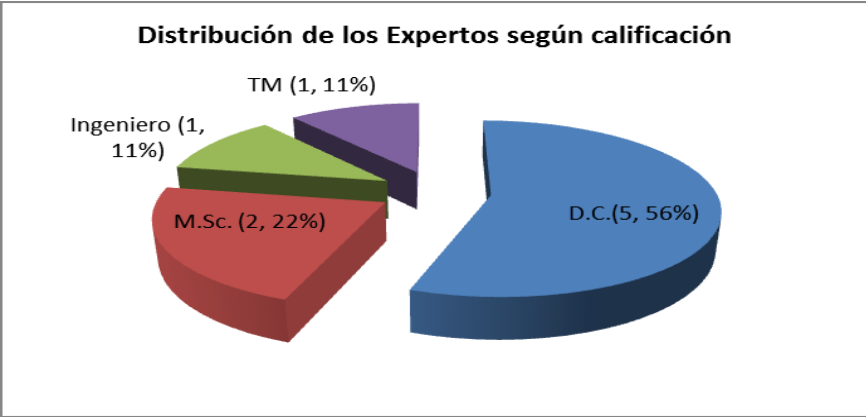


Fig.6.2 Composición de los expertos.

Las consideraciones tomadas en cuenta para convocar a cada uno de los miembros del Comité de Expertos son los siguientes:

1. Los conocimientos sobre la temática azucarera, la experiencia industrial y la vinculación con procesos inversionistas del territorio donde se propone el proyecto. El conocimiento y trabajo en proyectos de conversión, ambientales y sociales.
2. El compromiso legal (en el caso de los especialistas de AZCUBA y del CITMA de Cienfuegos, territorio donde se propuso y aprobó el proyecto), y formal y académico en el caso de los demás pertenecientes a las Universidades de Cienfuegos Carlos Rafael Rodríguez y a la Universidad Central Marta Abreu de las Villas.
3. La disponibilidad de expertos en inteligencia artificial.
4. La seriedad, voluntariedad y disponibilidad de los convocados.

Aplicación del método Delphi Difuso

En esta sección fue aplicado el modelo que se le ha llamado ADEII (Aplicación Difusa para la Evaluación Integral de Inversiones) que es un modelo metodológico elaborado para los fines de esta investigación, y que tiene como fin el procesamiento del Método Delphi-Fuzzy.m. planteado en la selección de alternativas de reconversión de la industria azucarera cubana con técnicas difusas.

El software fue validado como instrumento de apoyo. Primeramente con una matriz (escalada) de entrada de 10 alternativas de conversión dadas por los expertos para la selección de las mejores. La segunda validación se realizó de similar forma, pero utilizando como matriz escalada de entrada las cinco variables sociales seleccionados por los expertos que mejor caracterizan esta temática. La tercera validación se realizó de la misma forma anterior pero utilizando como matriz escalada los cinco variables ambientales seleccionados por los expertos que mejor caracterizan la temática ambiental.

A continuación se desarrolla toda la Metodología propuesta según el orden indicado en la Figura 6.1.

Desarrollo de la I fase. En esta fase se realiza una discriminación de alternativas tecnológicas de trece originalmente hasta seis mediante el método Delphi Difuso y el software Delphi_Fuzzy.m. Las alternativas procesadas por los expertos en la I ronda fueron

tomadas de la bibliografía disponible, de consultas privadas con especialistas de la Universidad Central “Marta Abreu” de las Villas, de la Universidad de Cienfuegos “Carlos Rafael Rodríguez”, IPROYAZ, AZCUBA, el CITMA y de los propios expertos seleccionados en dicha ronda. En ella se observa que se han manejado conjuntamente tanto las opciones puramente tecnológicas, como las logísticas y energéticas. Los tres grupos están representados en el análisis final.

Los expertos consideraron que en el caso de las alternativas numeradas como XI, XII y XIII no debía continuarse el análisis debido principalmente a que los jugos de la región son de alta pureza toda la zafra y es preferible mantener las instalaciones produciendo miel final y evitar convertirlas a fábricas de azúcar trabajando con miel B, entonces, con las diez restantes se procede a la II ronda donde se conforma una matriz escaladamente según el orden de importancia (el número más pequeño es la alternativa más importante). La Tabla 1 muestra la Matriz resultante, y la Tabla 6.1 muestra el resultado de la aplicación del Delphi_Fuzzy.m, donde se seleccionan finalmente las seis más importantes que serán evaluadas. En el Anexo 1 se muestra la codificación del software utilizado.

Tabla 6.1 Matriz de la segunda ronda de expertos de la I Fase

Alternativa	Expertos (E)								
	E1	E2	3	E4	E5	E6	E7	E8	E9
I	3	3	3	4	3	3	3	3	3
II	1	2	1	1	1	1	1	1	2
III	7	8	7	7	7	9	7	7	8
IV	6	6	6	5	5	6	5	6	6
V	4	4	4	2	4	4	4	5	4
VI	8	7	8	8	8	7	9	8	7
VII	5	5	5	6	6	5	6	4	5
VIII	9	9	9	9	9	10	10	9	9
IX	10	10	10	10	10	8	8	10	10
X	2	1	2	2	2	2	2	2	1
XI	11	12	13	11	11	11	11	11	12
XII	13	11	11	12	13	13	12	13	13
XIII	12	13	12	13	12	12	13	12	11

Tabla 6.2. Resultados del Delphi_Fuzzy.m para los datos de la matriz de la Tabla 6.1

Alternativa	a- θ	a	a+ λ
II	1	1,4	13
X	1	1,59	13
I	1	3,07	13
V	1	3,93	13
VII	1	5,16	13
IV	1	5,76	13
III	1	7,55	13
VI	1	7,57	13
VIII	1	9,15	13
IX	1	9,70	13

Las cuatro alternativas menos importantes son la III por considerarse que la habilitación de una caldera bagacera para petróleo resulta en una baja eficiencia de combustión, en la VI alternativa se consideró que aunque este tipo de evaluación es efectiva para otros escenarios, en el caso de la agroindustria azucarera cubana deben evaluarse separadamente las inversiones industriales de las cañeras debido a la complejidad de las tecnologías agrícolas y la forma de evaluar los indicadores dinámicos. La Alternativa VIII no se selecciona, debido a que precisamente uno de los objetivos de este trabajo es valorar la conveniencia de producir coproductos de alto valor agregado, cuestión que en ésta no se contempla. En la alternativa IX se considera que un sistema BIG-GT no debe ser evaluado para trabajar en zafra solamente, por el alto costo de inversión.

Las seis alternativas seleccionadas son las de las Figuras 39 a la Figura 46, reordenando la numeración de forma continua y realizando su diagrama de flujo y el balance de materiales:

I. Azúcar crudo de alta polarización como producto principal con todos los jugos; Producción de etanol y sus coproductos (alcoholes superiores y ésteres) a partir de la miel final y el jarabe lignocelulósico de la hidrólisis del bagazo sobrante de la generación: Generación de energía eléctrica con dos turbocompresores de contrapresión de 4 MW cada uno consumiendo aproximadamente el 90 % del bagazo total, entregando a la red nacional el excedente; a partir de la cachaza obtener biodiesel y del residual de la destilería

(vinaza) obtener levadura torula (crema) y sus residuales para riego; tiempo de operación: los días de zafra (Figura 6.3).

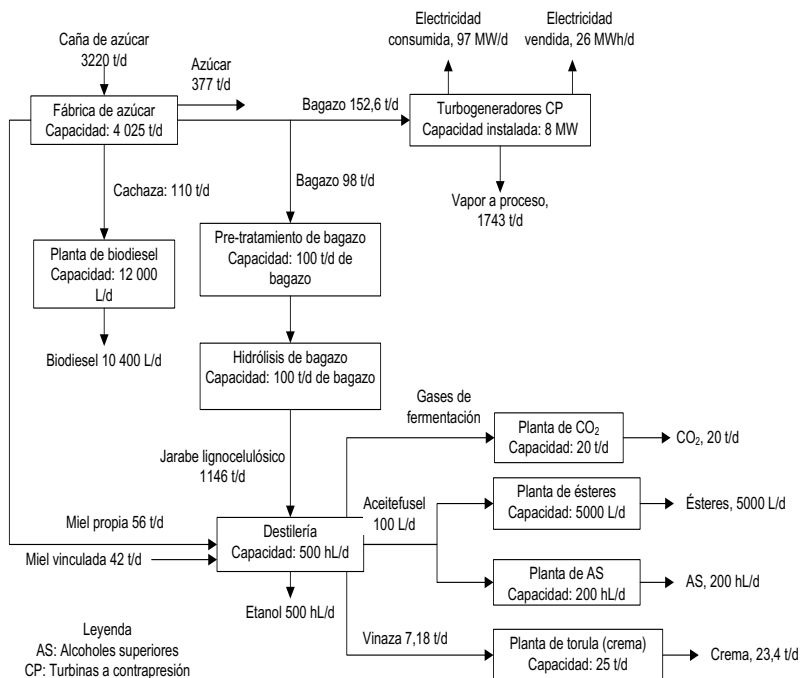


Fig.6.3 Flujo tecnológico de la I Alternativa (sólo zafra)

II. Producción de azúcar, extrayendo el jugo mixto para producir etanol, el resto de las condiciones iguales a la Alternativa I. En la Figura 6.4 se destaca como varían los flujos en el balance de masa debido a la extracción del jugo mixto clarificado en referencia a la I Alternativa, así, la disminución de vapor necesario y el bagazo disponible; la disminución de la azúcar a producir y el aumento de la producción de etanol y sus coproductos.

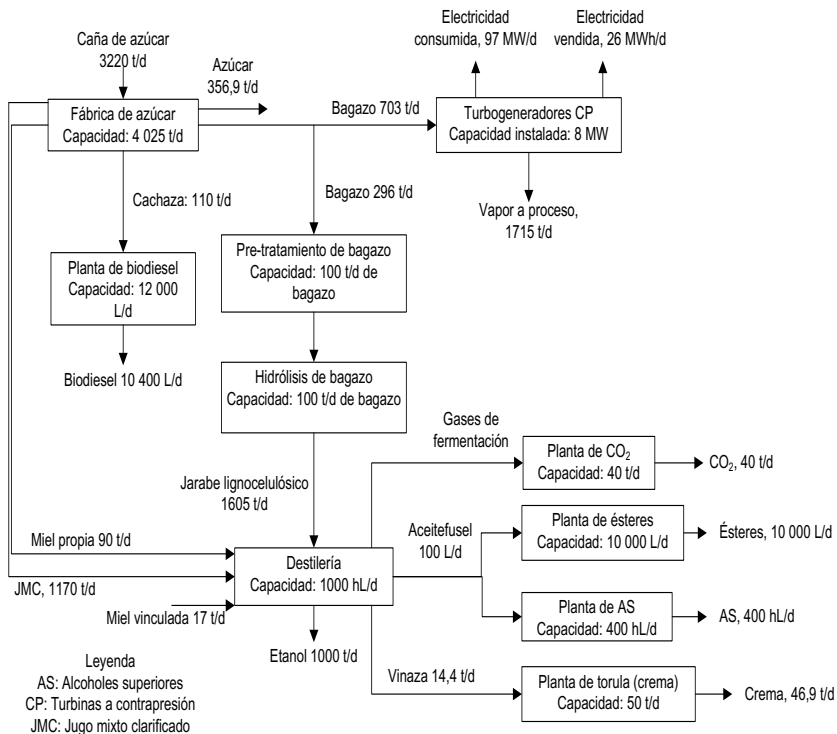


Fig. 6.4 Flujo tecnológico de la II Alternativa (sólo zafra)

III. Entregar todo el bagazo sobrante como alimento animal principalmente, y no invertir en obtener el jarabe lignocelulósico. El resto de las condiciones iguales a la II Alternativa. Esta alternativa tiene un alto componente social debido a la producción de alimento animal que se traduce en alimento para la población, además, la MUB es un alimento de tecnología simple y compacta, por lo que los costos de inversión son bajos. Los costos de producción también son bajos debido a las materias primas, fundamentalmente bagazo, y a los salarios relativamente bajos (operarios y personal auxiliar). Estas condiciones hacen que sus indicadores puedan ser significativamente favorables. La Figura 6.5 muestra el flujo tecnológico de esta alternativa en la que se destacan la nueva

producción de alimento animal (MUB) con la disminución de etanol y sus coproductos.

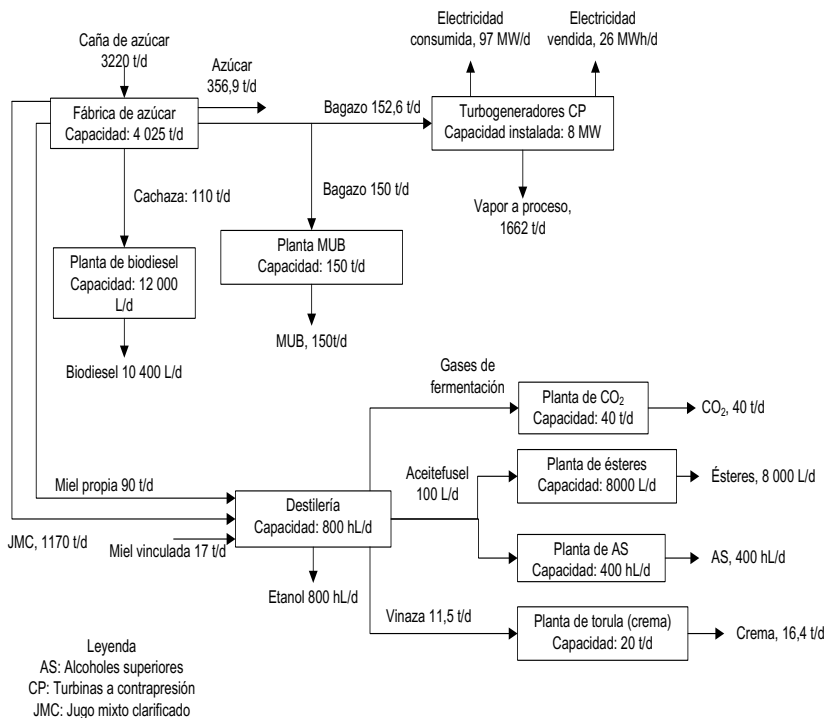


Fig.6.5 Flujo tecnológico de la III Alternativa (sólo zafra)

IV. Una conversión del ingenio, aprovechando los residuos agrícolas (RAC) como fuente energética para generar mezclado con bagazo; Generación eléctrica con el montaje de un ciclo de condensación (CEST) que mejoraría considerablemente la entrega de energía (100 kWh/t caña) y permitiría la flexibilidad del proceso. El montaje de una destilería con jugo mixto (filtros y segundo molino eventualmente), miel propia y jarabe lignocelulósico; El tiempo de operación: zafra. El flujo tecnológico se muestra en la Figura 6.6, destacándose el aumento sustancial de la generación eléctrica con todo el bagazo y el completamiento del balance con RAC. Esta

alternativa es muy conveniente desde el punto de vista del precio actual de compra de la electricidad, pero los costos de inversión son altos (aproximadamente 1600 \$/kW).

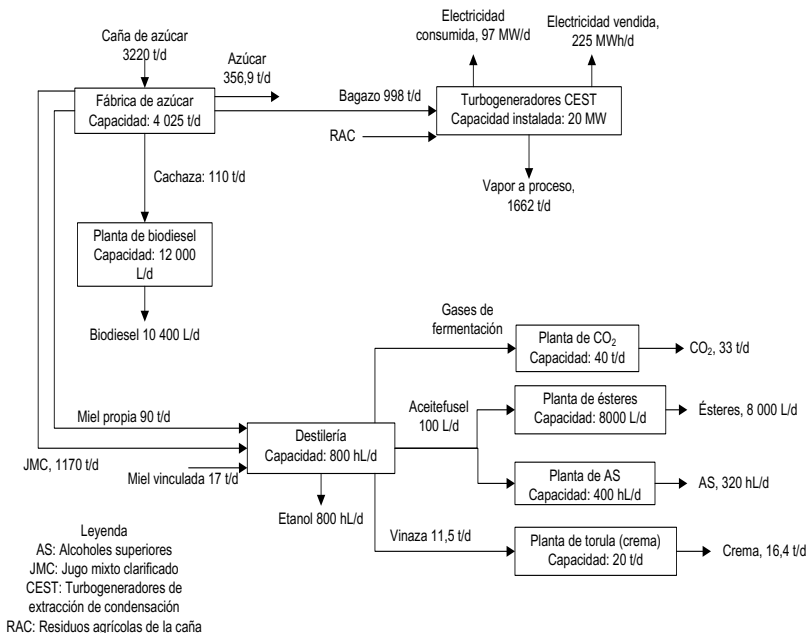


Fig.6.6 Flujo tecnológico de la IV Alternativa (sólo zafra)

V. Igual a la Alternativa IV pero con miel propia y vinculada para trabajar cien días más después de la zafra la destilería, el bloque energético y los coproductos El flujo tecnológico se muestra en la Figura 6.7 donde se destacan la generación eléctrica por un sistema de turbogeneradores de extracción condensación balanceando el combustible con RAC. La conveniencia de esta alternativa respecto a la anterior está en la la disminución de los costos de inversión al instalarse capacidades inferiores y los beneficios de la generación eléctrica por los buenos precios existentes (120 pesos/MWh) con bonificaciones adicionales. La desventaja está en los costos de inversión del sistema CEST (1600 \$/kWh).

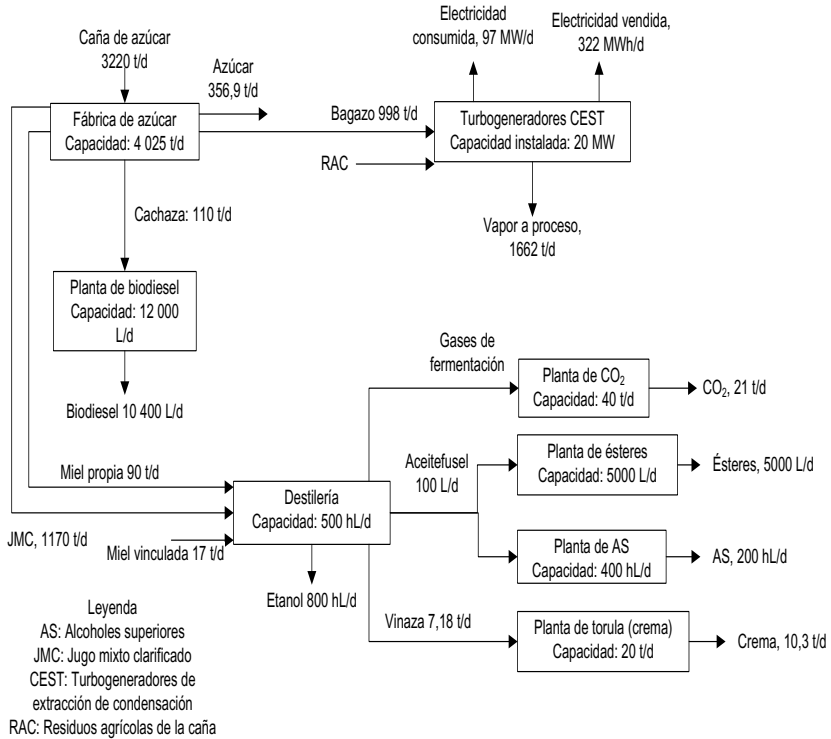


Fig.6.7. Flujo tecnológico de la V Alternativa (zafra más cien días más)

VI. Igual a la Alternativa V, pero con un sistema BIG-GT cien días más en período de no zafra. La generación se realiza quemando todo el bagazo y llegando al balance de 253 días con RAC. Los beneficios de esta alternativa está en la importante producción de electricidad a precios muy convenientes (120 pesos/ MWh) con bonificaciones adicionales, además, se disminuyen las capacidades de las instalaciones debido al aprovechamiento en cien días adicionales. La Figura 6.8 muestra el flujo tecnológico de esta alternativa.

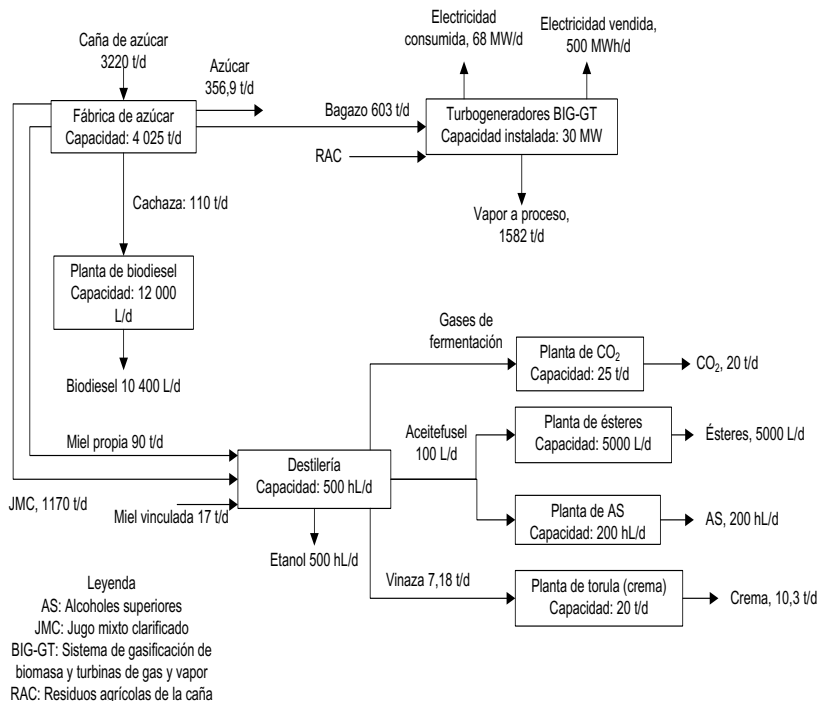


Fig.6.8 Flujo tecnológico de la V Alternativa (zafra más cien días más)

Es importante obtener las variables sociales y ambientales más importantes a juicio de expertos que influyen en la conversión de azúcar a Biorefinerías. Los resultados de la aplicación del Método Delphi Difuso son los siguientes:

Las variables sociales que pueden influir en una instalación convertida en biorefinería, según investigadores socioculturales consultados, la bibliografía revisada, especialistas de IPROYAZ, AZCUBA, CITMA, y de los propios expertos seleccionados son:

- Instalaciones de tecnología de punta.
- Generación de empleo.
- Construcción de viviendas.
- Mejoramiento de la calidad de vida.
- Mejoramiento de la Infraestructura urbanística.

- Generación de divisas o sustitución de importaciones.
- Disminución de la emigración del territorio.
- Desarrollo de un centro docente.
- Producción de alimentos para la población.

Mediante la aplicación de la segunda ronda y el Delphi_Difuso .m, se obtienen las cinco variables más importantes.

1. Producción de alimentos para la población. La producción de torula y de Miel Urea Bagacillo como alimento porcino y vacuno es muy significativo para desarrollar alimentos para la población.

2. Disminución de la emigración del territorio. Es uno de los problemas que más afectan el territorio.

3. Generación de empleo. El territorio caso de estudio es uno de los más afectados de la provincia debido a que sus fuentes de empleo eran los ingenios afectados por la reestructuración y sus dependencias.

4. Generación de empleos a mujeres. La situación es similar a la anterior.

5. Mejoramiento de la calidad de vida.

De la misma forma se hace para las variables ambientales que pueden influir en una instalación convertida en biorefinería, según los estudios de (Leiva- Mas, 2012, Contreras, 2008, Carvajal, 2013), la Bibliografía revisada, y la consulta a especialistas de IPROYAZ, AZCUBA, CITMA, y de los propios expertos seleccionados. Estas variables resultaron ser:

- Uso del bagazo
- Uso de los residuos agrícolas de la caña (RAC).
- Ciclo del agua cerrado
- Cumplimiento de la norma de uso del agua
- Aprovechamiento del calor de los condensados
- Eficiencia de sistemas energéticos.
- Suficiencia energética
- Uso de la cachaza
- Fabricación de compost
- Tratamiento interno y uso del fertirriego.
- Baja emisiones de humo e inquemados

- Uso de los subproductos (vinazas, cachaza, etc.)
- Aplicación y control de Proyecto P+L.
- Recuperación de sosa cáustica.

Después de desarrollar la primera (I) y la segunda (II) ronda de expertos y la aplicación del Delphi_Fuzzy.m se obtienen las cinco variables más importantes:

1. Uso del bagazo. El uso del bagazo se ha convertido en una meta importante para las fábricas de azúcar. Su buen uso no solo aumenta la rentabilidad de la fábrica, sino que crea alimento animal que es fuente de desarrollo de alimento proteico para la población y como biomasa energética, sustituye combustible fósil.

2. Uso del fertirriego. Los residuales líquidos son los contaminantes más

importantes en las fábricas de azúcar. En el último decenio han ocurridos varios derrames con la contaminación de pozos, presas y pérdidas significativas por muerte de peces y afectaciones a los agricultores y a la población.

3. Ciclo del agua cerrado. El uso correcto y eficiente del agua cobra gran importancia por ser un recurso agotable y vital para la humanidad.

4. Cumplimiento de la norma de uso del agua.

5. Eficiencia energética de sistemas energéticos. El desarrollo de nuevos tipos de generadores de vapor y ciclos combinados para las fábricas de azúcar se reportan en muchas partes del mundo. Los sistemas de gasificación con turbinas de gas y vapor han llegado a ser parte bien importante en los nuevos diseños de biorefinerías. Estos sistemas son capaces de llevar la generación de 40 kWh/t de caña hasta más de 500 kWh/t de caña, entregando bioelectricidad todo el año a partir de bagazo y RAC.

En la Tabla 6.3 se muestra la matriz de la II Ronda de expertos para identificar como contribuye cada alternativa tecnológica al medio social según criterio de expertos. En la Tabla 4 se muestra la misma matriz pero para el medio ambiente.

Desarrollo de la IV Fase. En esta fase se obtienen los índices globales para cada alternativa tecnológica Índice Social (IS) e Índice

Ambiental (IA) mediante la aplicación del Delphi_Fuzzy.m a las Tablas 6.3 y 6.4.

Tabla 6.3 Matriz de la ronda II de expertos para obtener el IS de cada alternativa.

Alter-nativa	Expertos								
	E1	E2	E3	E4	E5	E6	E7	E8	E9
I	0,41	0,44	0,45	0,41	0,44	0,43	0,42	0,42	0,45
II	0,52	0,5	0,54	0,52	0,54	0,54	0,52	0,5	0,52
IV	0,68	0,69	0,65	0,70	0,70	0,70	0,71	0,65	0,67
V	0,52	0,5	0,54	0,52	0,54	0,54	0,52	0,5	0,52
VII	0,49	0,5	0,53	0,49	0,5	0,5	0,52	0,5	0,54
X	0,52	0,48	0,51	0,51	0,47	0,47	0,49	0,45	0,48

Tabla 6.4 Matriz de la ronda II de expertos para obtener el IA de cada alternativa.

Alter-nativa	Expertos								
	E1	E2	E3	E4	E5	E6	E7	E8	E9
I	0,40	0,42	0,39	0,40	0,34	0,42	0,40	0,46	0,43
II	0,40	0,42	0,39	0,40	0,34	0,42	0,40	0,46	0,43
IV	0,42	0,42	0,42	0,42	0,42	0,42	0,42	0,42	0,42
V	0,38	0,37	0,39	0,42	0,35	0,43	0,41	0,46	0,43
VII	0,39	0,41	0,43	0,33	0,35	0,42	0,40	0,46	0,43
X	0,42	0,39	0,34	0,40	0,34	0,42	0,40	0,46	0,43

Las Tablas 6.3 y 6.4 son procesadas con el Delphi_Fuzzy.m obteniéndose las matrices mostradas de la Tabla 6.5 y la Tabla 6.6.

Tabla 6.5 Resultados de la corrida del software Delphi Fuzzy.m para los datos de la matriz de la Tabla 6.3.

Alternativa	a-Θ	a	a+λ
I	0,46	0,52	0,52
II	0,46	0,52	0,52
IV	0,46	0,67	0,52

V	0,46	0,49	0,52
VII	0,46	0,47	0,52
X	0,46	0,47	0,52

Tabla 6.6 Resultados de la corrida del software Delphi Fuzzy.m para los datos de la matriz de la Tabla 6.4.

Alternativa	a-θ	a	a+λ
I.	0,38	0,41	0,43
II	0,38	0,41	0,43
IV	0,38	0,42	0,43
V	0,38	0,40	0,43
VII	0,38	0,40	0,43
X	0,38	0,40	0,43

De la Tabla 6.5 se observa que la alternativa IV tiene un Índice Social considerablemente mayor que los demás (0,67), que se explica por la influencia de la producción de alimento animal que se traduce a la vez en alimento para la población. Los Índices Ambientales se comportan al mismo nivel por ser las tecnologías de las alternativas seleccionadas muy similares.

Después de obtenidas las seis mejores alternativas y los indicadores IA y IS, es necesario realizar el balance de masas para precisar los flujos que intervendrán en la propuesta, calcular las capacidades y costos de los equipos necesarios y posteriormente los indicadores de inversión.

Resumen de la evaluación económica

Los software utilizados son el BALANCE, FLUJOS y DEUDA, recomendados y validados en muchas evaluaciones nacionales del sector agroindustrial azucarero. Las informaciones básicas fueron obtenidas de las organizaciones de AZCUBA, del MFP y de reportes internacionales, fueron montadas en Excel y trabajadas con las herramientas propias de este software. En la Tabla 6.7 se muestran los resultados de la deuda, en la Tabla 6.8 se muestran los resultados del VAN y el TIR con el análisis de sensibilidad de estos indicadores para la I Alternativa variando la Tasa de interés del

10 al 14%, y en la Tabla 6.9 se muestra el resumen de los indicadores económicos para las seis alternativas.

Tabla 6.7 Salidas del Programa DEUDA para la Alternativa I

Período	1	2	3	4	5
PRESTAMOS BANCO	Todos los valores en MP				
Reembolsos			11 171,1	11 171,1	11 171,1
Saldo	33 513,2	33 513,2	22 342,2	11 171,1	
Intereses	3 351,3	3 351,3	2 234,2	1 117,1	

Tabla 6.8 Salidas del Programa FLUJOS para la Alternativa I

TIR:	34,455	%	p. recuperación	3,77	Años			
	MP	al %			Costo Inv.	MP		
VAN	38 520,2	10,00	RVAN	1,15	33 513,2	al	10,0	%
VAN:	35 309,0	11,00	RVAN:	1,05	33 513,2	al	11,0	%
VAN:	32 335,6	12,00	RVAN:	0,96	33 513,2	al	12,0	%
VAN:	29 579,5	13,00	RVAN:	0,88	33 513,2	al	13,0	%
VAN:	27 022,2	14,00	RVAN:	0,81	33 513,2	al	14,0	%

Tabla 6.9 Cálculo de los indicadores económicos.

Indicador	Alternativa					
	I	II	III	IV	V	VI
VAN, millones de \$	38,5	41,5	66,0	81,2	57,4	81,2
TIR, %	34,5	37,7	77,5	32,3	28,2	32,4
Período de recuperación, años	3,77	3,6	2,37	5,04	4,13	5,04
Costo de inversión, millones de \$	33,5	31,7	18,3	62,7	73,8	62,8

Ventas, millones de \$/año	34,2	29,1	34,4	57,3	41,1	57,3
Costo de operación/ ingreso, \$/\$	0,60	0,51	0,50	0,31	0,41	0,31
Costo total/ingreso, \$/\$	0,67	0,58	0,54	0,34	0,47	0,34

Aplicación del modelo ADEII y el módulo de herramientas de lógica difusa del Matlab

En la Tabla 6.10 se incluyen los valores de las seis alternativas, y en el Anexo 2 se muestran las reglas SI-ENTONCES (IF-THEN) correspondientes al modelo.

Tabla 6.10. Resultados del ISA para cada alternativa.

Indicador Alternativa	VAN, Millones de \$	TIR, %	IA	IS	ISA
I	38,5	34,5	0,41	0,52	0.451
II	41,5	37,7	0,41	0,52	0.490
III	66,0	77,5	0,42	0,67	0.787
IV	81,2	32,3	0,40	0,49	0.398
V	57,4	28,2	0,40	0,47	0.334
VI	81,2	32,4	0,40	0,47	0.405

En las Figuras 6.11, 6.12, y 6.13 se muestran tres de las superficies de respuestas del modelo planteado para la IV alternativa que es la que mejor indicador de sostenibilidad ISA tiene. Estos gráficos son de gran utilidad porque no solo nos muestra cuales son las zonas más favorables o desfavorables, sino también pueden ser utilizadas para realizar un pronóstico cuando sea necesario. En la Figura 6.11 se fija el IA = 0,5 e IS = 0,5 y se observa un cuadrante en $TIR \leq 20\%$ y $VAN \leq 10,0$ MMP, en el cuál el proyecto analizado es poco sostenible. A partir de estos valores y hasta $VAN = 20$ MMP y $TIR = 20\%$ son medianamente sostenibles, y a partir de $VAN = 30$ MMP y $TIR = 40\%$ son sostenibles.

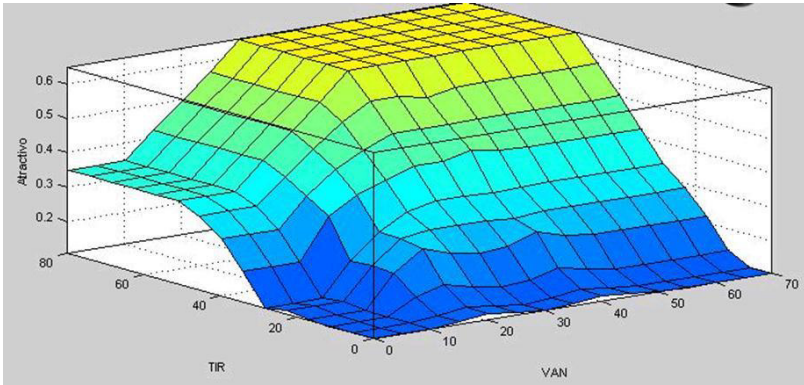


Fig.6.11 Superficie de respuesta de la IV Alternativa. Sostenibilidad ISA con el VAN y el TIR cuando se tiene $IA = 0,5$ e $IS = 0,5$

En la Figura 6.12 se ha fijado el $IA = 0,7$, e $IA = 0,7$, y se observa que toda la Figura sube en las coordenadas, lo que significa el peso que tienen el índice ambiental y el índice social en el modelo, aunque siempre permanece un cuadrante ($VAN \leq 10$ MMP y $TIR \leq 10\%$) que es inaceptable.

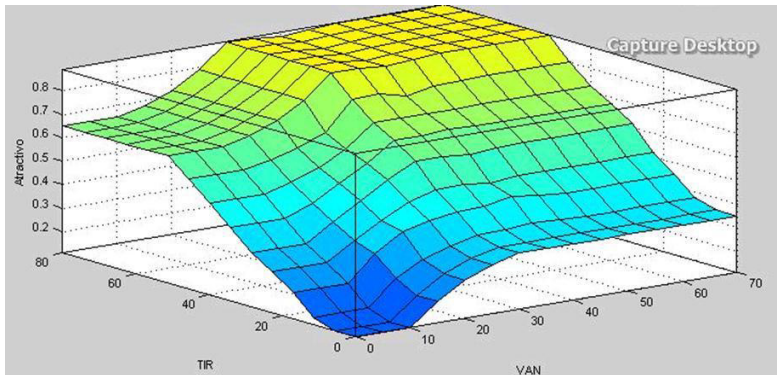


Fig.6.12 Superficie de respuesta da IV Alternativa. Sostenibilidad ISA con el VAN y el TIR cuando se tiene $IA = 0,7$ e $IS = 0,7$

En la Figura 6.13 se puede observar cómo se comporta el IA y el IS cuando se fijan el VAN = 35,0 MMP y el TIR = 40 %. Se observa un cuadrante IA = 0,5 e IS = 0,5 poca sostenibilidad, una zona a partir de IA = 0,5-0,6 e IS = 0,5-0,6 medianamente sostenibilidad, y una zona a partir de IA = 0,6 e IS = 0,6 ya sostenibilidad.

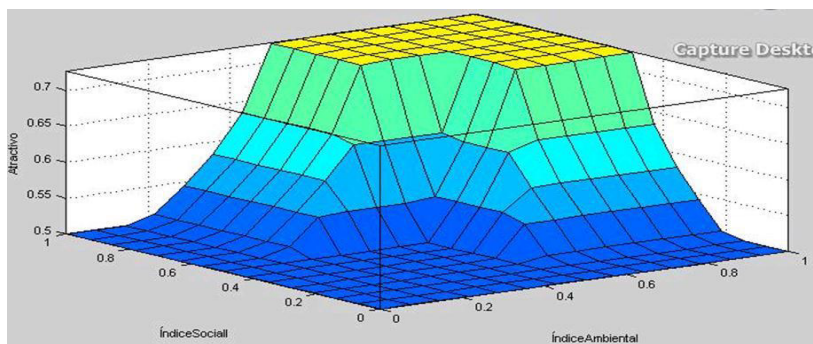


Fig.6.13 Superficie de respuesta de la IV Alternativa. Sostenibilidad ISA con el IA y el IS cuando se tiene VAN = 35 MMP de P y TIR = 40 %

Análisis de los Resultados

Del diagnóstico y el estudio de la proyección cañera de los productores asociados al ingenio estudiado se evidenció que con las condiciones tecnológicas actuales de la agricultura solo se tiene condiciones favorables para asegurar la materia prima de 153 días de zafra, por lo que es necesario realizar inversiones agrícolas o posponer la propuesta hacia fecha posterior.

Si se comparan las alternativas I y II no se aprecian diferencias significativas en los indicadores, lo que evidencia que las variantes de jugos pobres-jugos ricos no son tan influyentes en los indicadores con los precios y costos actuales. Por otra parte, cuando se comprara la I (o la II) con la IV, se evidencia que los relativos altos costos de inversión y operación que todavía existen en la tecnología lignocelulósica y que se proponen en las primeras dos alternativas, afectan significativamente en el resultado del indicador global Sostenibilidad ISA, lo que evidencia esta fuerte influencia. Esta circunstancia hace que la IV alternativa posea el mejor VAN (excepto el caso de la VII), debido principalmente a los relativos altos precios

del alimento animal y los también relativos bajos costos de producción. La IV Alternativa es beneficiada también al ser indirectamente una fuente de alimentos para la población lo que hace que se incremente significativamente el Índice Social. El índice ambiental se mueve en valores intermedios, lo que nos indica poca diferencia en las opiniones, ya que las tecnologías de las alternativas seleccionadas son similares y no se diferencian apreciablemente para afectar este indicador.

Conclusiones

1. El concepto de biorefinería es reportado mundialmente para la obtención de coproductos químicos, de alto valor agregado, siendo una oportunidad para el desarrollo de la industria de la caña de azúcar.
2. Tiene que ser considerado como entradas del sistema de inferencia difusa el VAN, la TIR, un Índice Ambiental y un Índice Social para obtener como salida una variable que se ha denominado Sostenibilidad ISA que caracteriza la alternativa más atrayente integralmente.
3. Aún sigue siendo muy influyente los costos de inversión de la tecnología lignocelulósica, más aun la tecnología para la combustión por gasificación y ciclos combinados con bagazo, lo que hace que el Sostenibilidad ISA sea inferior a la IV alternativa. Esta última alternativa también tiene una significativa influencia de su IS y su sostenibilidad ISA por la producción de alimentos, que es un componente muy sensible a la población.
4. A diferencia de otros métodos reportados en la literatura especializada, la metodología desarrollada en este trabajo permite seleccionar las alternativas, cuantificando el consenso del grupo de expertos en un número difuso global, obteniéndose un orden de importancia de las alternativas de conversión según la opinión del grupo de expertos.
5. El software desarrollado en ambiente Matlab para la automatización de los cálculos es una herramienta novedosa, que facilita la aplicación rápida y flexible, permitiendo una visualización gráfica como superficie de respuesta, de manera que se pueda ver en cualquier momento toda la información numérica y lingüística de las variables y las relaciones entre ellas. Su implementación facilita también realizar pronósticos adecuados para el análisis.

Recomendaciones

1. Que se evalúen con herramientas de criterios múltiples que consideren factores ambientales, sociales, así como las amenazas actuales y futuras, las posibles alternativas tecnológicas para la conversión de las fábricas de azúcar a biorefinería y en general plantas químicas.
2. Que sean consideradas como entradas del sistema de inferencia difusa para cada alternativa seleccionada el VAN, la TIR, el Índice Ambiental y el Índice Social.
3. Que en el análisis de desarrollo de Ciudad Caracas, no se incluyan la tecnología lignocelulósico para la producción de etanol, ni las tecnologías de combustión de gasificación y ciclos combinados con bagazo por los altos costos de inversión que aún son reportados.
4. Que se aplique la propuesta validada en este trabajo, para la evaluación de alternativas de desarrollo de industrias de la caña de azúcar
5. Que se utilice el software desarrollado en ambiente Matlab para la automatización de los cálculos que facilita una visualización gráfica de manera que se pueda ver en cualquier momento toda la información numérica y lingüística de las variables y las relaciones entre ellas.

Referencias Bibliográficas

1. ADEN, A., et al. 2002. Lignocellulosic biomass to ethanol process design and economics utilizing co-current dilute acid prehydrolysis and enzymatic hydrolysis for corn stover. . In: L.MONTAGUE, A. S., AND J.LUKAS HARRIS GROUP (ed.). Seattle, Washington: NREL, U.S.Department of Energy Laboratory.
2. AHLROTH, M. Potencial in bagasse biorefineries
3. ALBERNAS, Y., et al. 2009. Impacto económico de la producción de biodiesel en una fábrica de azúcar. In: (EDITOR), E. G. (ed.) Estrategia de procesos en la industria química y fermentativa en las nuevas tecnologías para la obtención de biocombustibles. Universidad Central “Martha Abreu”, Sta. Clara, Cuba: CYGED.
4. ALMEIDA, J. R. M., et al. 2012. Biotechnology for biofuels [Online]. Available: <http://www.biotechnologyforbiofuels.com/content/5/1/48> [Accessed:5/8/2013].

5. AZCUBA 2014. Información económica (no publicada).
6. BARRERA, E., et al. 2003. Un enfoque fuzzy para la prospectiva Delphi. Ingeniería & Desarrollo. Universidad del Norte. 14: 1-.
7. BARRETO-TORRELLA, S., et al. 2006. Eficiencia económica de dos plantas de biogás alimentadas con cachaza. Centro Azúcar, 33(1).
8. BARRETO, S., et al. 2009. Procedimientos para la toma de decisiones de
9. inversiones para la producción de biogás y nutrientes a partir de residuos. In: (EDITOR), E. G. (ed.) Estrategia de procesos en la industria química y fermentativa en las nuevas tecnologías para la obtención de biocombustibles. Universidad Central “Martha Abreu” de Las Villas, Sta. Clara, Cuba: CYGED.
10. BILBAO-TEROL, A., et al. 2009. Selección de carteras de fondos de inversión socialmente responsables mediante programación por metas con tecnología difusa. Rect@ Vol 10 Pp 29 - 57.
11. BRAUN, R., et al. 2010. Recent developments in bio-energy recovery through fermentation [Online]. Available: www.springer.com/978-3-642-04042-9 [Accessed: 15/10/2011 University of Natural Resources and Applied Life Sciences,].
12. CARVAJAL, Y. A. 2013. Procedimiento para la síntesis y el diseño óptimo de plantas discontinuas de obtención de bioetanol empleando bagazo de caña de azúcar. Tesis para Doctor en Ciencias Técnicas (Ph.D.), Universidad Central “Marta Abreu” de las Villas.
13. CASDELO-GUTIÉRREZ, N., et al. 2003. Caracterización de una emulsión obtenida con cera de caña y agua usando una solución de jabones de ácidos grasos como agente emulsificante. Centro Azúcar, 30(2).
14. CASDELO-GUTIÉRREZ, N., et al. 2004. Determinación de las condiciones de mezclado para obtener una emulsión de cera de caña y agua con la optimización de sus componentes. Centro Azúcar, 31(1).
15. CATÁ, Y. 2006. Metodología para la consideración de la incertidumbre en la integración de procesos en la industria azucarera y sus derivados. Tesis de Doctor en Ciencias Técnicas, Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas.

16. CEPAL 2013. Estudio económico de América Latina y el Caribe.
17. CITMA 1998. Elementos metodológicos para la introducción de prácticas de producción más limpia. Alternativas para el aprovechamiento económico de residuales.
18. CITMA 2010. Propuesta de proyecto: “Alternativas de desarrollo de instalaciones de la industria de la caña de azúcar en el concepto de biorefinería”.
19. COHEN, E., et al. 1995. Manual formulación, evaluación y monitoreo de proyectos sociales.
20. CONTRERAS-MOYA, A. M. 2007. Metodología para el análisis del ciclo de vida combinado con el análisis exergético en la industria azucarera cubana. Doctorado en Ciencias Técnicas (Ph.D.), Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas.
21. CONTRERAS, A. M. 2008. Ciclo de vida del azúcar. Facultad de Química y Farmacia de la Universidad Central “Marta Abreu” de las Villas. CYTED. ISBN 978-959-7136-58-3.
22. CORTES, Y. C., et al. 2002. Estudio de la miel b como fuente de carbohidratos para la fermentación alcohólica. Centro Azúcar 29(2): 9-15, abril-junio, 2002.
23. CHANG, T.-H., et al. 2009. Using the fuzzy multi-criteria decision making approach for measuring the possibility of successful knowledge management. Information Sciences, 355-370.
24. D.O.E 2006. Modeling tomorrow's biorefinery—the nrel biochemical pilot plant. U.S. Department of Energy.
25. DE LA CRUZ, R., et al. 2002. Posibilidades de la integración energética y material en la industria azucarera. Estudio de caso en una fábrica de azúcar y una planta de etanol. 49 Congreso de la ATAC.
26. DÍAZ, R. S. 2006. Empleo de la biomasa azucarera como fuente de alimento, energía, derivados y su relación con la preservación del medio ambiente (bazdream). Taller “Barreras y Oportunidades para la Generación de Energía utilizando Biomasa en América Latina y el Caribe”.
27. DIEZ, F., GARRIDO NORGE 2012. Bagazo de caña de azúcar: ¿energía o etanol carburante? Dos casos de estudio [Online]. La Habana. Available:

- <http://www.cubasolar.cu/biblioteca/Ecosolar/Ecosolar31/HTML/Articulo02N.htm> [Accessed: 3/7/2013].
28. FAO 2008. Bioetanol (estudio en Brasil).
 29. FERNANDES, A. C. (ed.) 2004. Biomass power generation. Sugar cane bagasse and trash. Project bra/96/g31.
 30. EYT-LEYVA, R., et al. 2008. Producción de biodiesel a partir de un residuo de la industria azucarera: La cachaza. Centro Azúcar 35(4): 45-53, octubre-diciembre, 2008.
 31. FEYT, R., et al. 2009. Obtención de biodiesel a partir de un residuo de la industria azucarera. Memorias de CIER 2009.
 32. FRANCISCO, A. M., et al. 2012. Simulation of 1st generation sugarcane biorefinery in emso platform. Centro Nacional de Pesquisa em Energia e Materiais (CNPEM). Associação Brasileira de Tecnologia de Luz Síncrotron (ABTLuS). Ministério da Ciência, Tecnologia e Inovação (Brasil). Campinas, SP, Brazil
 33. GALLARDO, I., et al. 2011. Obtención de acetato de isoamilo a partir de aceites fusel. Simulación del proceso. Centro Azúcar, 44-54.
 34. GARCÍA, L. A. 2004a. Aplicación de técnicas difusas y análisis multicriterio a la evaluación del impacto ambiental. In: Aplicación del análisis multicriterio en la evaluación de impactos ambientales. Tesis Doctoral, Universidad Politécnica de Cataluña.
 35. GARCÍA, L. A. 2004b. Aplicación del análisis multicriterio en la evaluación de impactos ambientales. Tesis Doctoral, Universidad Politécnica de Cataluña.
 36. GEPLACEA (ed.) 1988. Manual de los derivados de la caña de azúcar, La Habana: ICIDCA.
 37. GNANSOUNOU, E. 2010. Techno-economical and environmental evaluation of lignocellulosic biorefineries Journal of Scientific & Industrial Research, Vol. 67, Nov. 2008, pp. 1017-1030 [Online].
 38. GOMEZ-SARDUY, J., et al. 2008a. Diagnóstico del rendimiento en turbinas aplicando redes neuronales. Energética, Colombia, 41.
 39. GOMEZ-SARDUY, J., et al. 2008b. Inteligencia artificial aplicada a la distribución de carga en un sistema de cogeneración. Energética, Colombia, 39.

40. GONZÁLEZ-SUÁREZ, E. 2007. Asimilación de tecnologías en la producción de biocombustibles. In: CYTED (ed.) XII SEMINARIO LATINOIBEROAMERICANO DE GESTIÓN TECNOLÓGICA - ALTEC 2007.
41. GONZÁLEZ-SUÁREZ, E., et al. 2005. Análisis del impacto en los estudios previos inversionistas para la producción de biocombustibles de la incertidumbre en los balances de masa y energía de las fábricas de azúcar. . In: FQF (ed.). Universidad Central Marta Abreu de Las Villas. CYTED. ISBN 978-959-7136-58-3
42. GONZÁLEZ, Á. M. 2007. Metodología para validar un modelo de gestión del cliente interno en procesos empresariales [Online]. Available: monografias.com [Accessed:3/8/2010].
43. GONZÁLEZ, M., et al. 2005. Integración de los procesos de fabricación de bioetanol y azúcar para el desarrollo de tecnologías limpias. Dpto de Química y Farmacia, Universidad Central “Martha Abreu” de las Villas, Cuba. CYTED. ISBN 978-959-7136-58-3
44. GONZÁLEZ, T., et al., 2005. Posibilidades del incremento de la producción de etanol empleando diferentes materias primas para la fermentación.: Dpto de Química y Farmacia, Universidad Central “Martha Abreu” de las Villas, Cuba. CYTED. ISBN 978-959-7136-58-3
45. GUZMÁN, L. 2011. Un marco metodológico de selección de indicadores para medir el estado del manejo integrado de zonas costeras (mizc). Cub@: Medio Ambiente y Desarrollo, Año 11, No.20.
46. HATTI-KAUL, R. 2010. Biorefineries– a path to sustainability?. Crop Science Society of America 50, 5 March 2010
47. HERNÁNDEZ, M. T. 2005. Tendencias actuales en la producción de bioetanol. Facultad de Ingeniería - Universidad Rafael Landívar Boletín Electrónico No. 08 [Online].
48. JULIÁN, M. C., et al. 2007. Fermentación en estado sólido (i). Producción de alimento animal. TECNOLOGÍA QUÍMICA, XXVII,.
49. KAJASTE, R. 2014. Chemicals from biomass – managing greenhouse gas emissions in biorefinery production chains –

- a review. *Journal of Cleaner Production*. Jul2014, Vol. 75, p1-10. 10p.
50. KEMPENER, R. 2008. Stimulating sustainable development of bioenergy networks in emerging economies. Ph.D. Thesis, UNIVERSITY OF SYDNEY.
 51. KIM, M., et al. 2011. Composition of sugar cane, energy cane, and sweet sorghum suitable for ethanol production at louisiana sugar mills *Journal of Industrial Microbiology & Biotechnology*. Jul2011, Vol. 38 Issue 7, p803-807. 5p.
 52. LEIVA-MAS, J. 2012. Estudio medioambiental de la industria azucarera cubana. *Facultad de Química y Farmacia Universidad Central Marta Abreu de Las Villas*, 35, 45-53.
 53. LEIVA-MAS, J., et al. 2010. Energetic and environmental sustainability in sugar factory *Centro Azúcar*. jul-sep2010, Vol. 37 Issue 3, p47-50. 4p.
 54. LEÓN-BENÍTEZ, J. B. D., et al. 2007. Decoloración de la cera dura de caña de azúcar por vía física con carbón activado granular. *Centro Azúcar*, 34(3).
 55. LÓPEZ, E. 2008. Primera experiencia cubana de producción de etanol integrada a una fábrica de azúcar. MINAZ.
 56. LÓPEZ, F., et al. 2010. Biorrefinería de materiales lignocelulósicos. *Eucalyptus globulus*. CIDEU Departamento de Ingeniería Química. Facultad de Ciencias Experimentales Universidad de Huelva, 75-82.
 57. LOZANOFF, J., et al. 2007. Revisión de tecnologías para la producción de bioenergía en países emergentes [Online]. Available: www.caq.igam.gov.ar [Accessed 12/12/2010].
 58. LUCON, O., et al. 2006. Bioethanol. The way forward.
 59. LLANES, A. 2007. Producción de bioenergía a partir de la caña de azúcar en Cuba. El caso de la electricidad. *Maestría en Ciencias Económicas*, Universidad de la Habana.
 60. RAMOS-MIRANDA, F. E. 2011. Gestión de tecnología para la conversión de fábricas de azúcar MAC-MASTER, B. 2006. Es posible medir el impacto social [Online]. Available: <http://sroi.london.edu> [Accessed: 14/5/2010].
 61. MAPEMBA, L., et al. 2004. Lignocellulosic biomass harvest and delivery cost. *Southern Agricultural Economics Association annual meetings*, Tulsa, Oklahoma, .

62. MARTINEZ-HERNANDEZ, E., et al. 2014. Economic and environmental impact marginal analysis of biorefinery products for policy targets. *Journal of Cleaner Production*. Jul2014, Vol. 74, p74-85. 12p.
63. MEI, F., et al. 2005. Energy and mass balance model. *Corn-to-ethanol. Production process overview. Corn-To-Ethanol Plant. Washington University in St. Louis, 2005.*
64. MENDIZÁBAL, G. A., et al. 2003. Desarrollo de una guía de evaluación de impacto social para proyectos de i+d+i. *Universidad de Valladolid.*
65. MESA GARRIGA, L., GONZÁLEZ SUÁREZ, E., GONZÁLEZ CORTÉS, M., AGÜERO CHAPÍN, G 2005. Estudio de alternativas tecnológicas para la producción de alcohol carburante. Centro de Análisis de Procesos. Facultad de Química- Farmacia. Universidad Central "Martha Abreu" de Las Villas. Carretera a Camajuaní Km 5½. Santa Clara. Villa Clara. 2008.
66. MESA, L., et al. 2009. Alternativas de esquemas de pretratamiento para la obtención de etanol a partir del bagazo de la caña de azúcar. In: (EDITOR), E. G. (ed.) *Estrategia de procesos en la industria química y fermentativa en las nuevas tecnologías para la obtención de biocombustibles.* Universidad Central "Martha Abreu" , Sta. Clara, Cuba: CYGED.
67. MINAZ 2007a. La diversificación en la agroindustria azucarera e estructurada. Información del Ministerio del Azúcar. La Habana: CNCA.
68. MINAZ 2007b. Programa de reordenamiento energético en los ingenios que continúan en operaciones. Información del Ministerio del Azúcar. La Habana: CNCA.
69. MINAZ Información del ministerio del azúcar.
70. MONGE, J. J., et al. 2013. Economics of lignocellulosic ethanol production from energy cane. *Southern Agricultural Economics Association.* Orlando, Florida.
71. NÁPOLES, M., et al. 2006. Métodos usados en la estimación de la incertidumbre de las mediciones para realizar balances de masa y energía en fábricas de azúcar. *Centro Azúcar 33(2): abril-junio., 2006, 33.*
72. NAVARRO, A. 2007. Guía ambiental para puerto rico. *Universidad de Puerto Rico.*

73. NG, R. T., et al. 2013. Process synthesis and optimization of a sustainable integrated biorefinery via fuzzy optimization. *AIChE Journal*; Nov2013, Vol. 59 Issue 11, p4212-4227, 16p
74. NGUYEN, H. T., et al. 1997. A first course in fuzzy logic, CRC Press.
75. OGDEN, J. M., et al. 1990. Cogeneration applications of biomass gasifier/gas turbine technologies in the cane sugar and alcohol industries. In: TESTER, J. W. (ed.) *Energy and the Environment in the 21st Century*. Cambridge, Massachusetts: Energy Laboratory MTI, Cambridge, Massachusetts.
76. OMOLOLA, A. M. 2007. Anaerobic digestion of ethanol distillery waste-stillage for biogas production. M.Sc. Thesis, University College of Borås School of Engineering Sweden.
77. PARSIANI, N. D. 2006. Project evaluation using fuzzy logic and risk analysis techniques. Master of Science, UNIVERSITY OF PUERTO RICO.
78. PEDRAZA, J., et al. 2003. Incertidumbre en el diseño de plantas para producir acetaldehído y acetal a partir de bioetanol. *Centro Azúcar*, 30, 72-75.
79. PEREIRA, G. 2006. Situación actual y perspectivas del uso de biocombustibles en Cuba. *CIER* 2011.
80. PÉREZ, J. A., et al. 2013. Planta diversificada para la producción de alimento animal. *CIER* 2013. La Habana, Cuba.
81. QUINTERO, M., et al. 2012. Early design-stage biorefinery process selection. *Tappi Journal* (2002); Jan2012, Vol. 11 Issue 1, p9-16, 8p
82. RAM, R., et al. 2003. Energy and cogeneration targeting for a sugar factory. *Applied Thermal Engineering*. Aug2003, Vol. 23 Issue 12, p1567. 9p.
83. RAMÍREZ, M. 1998. Simulación y control borroso de un horno de calcinación de níquel. *Tecnología Química*, 18.
84. RAMOS-MIRANDA, F. E., et al. 2014a. Modelo de decisión para seleccionar alternativas de inversiones de reconversión azucarera y biorrefinerías basado en el método delphi con enfoque difuso. *ICIDCA sobre los derivados de la caña de azúcar*, 2014, vol. 48, No. 2, pp. 42 - 49.

85. RAMOS-MIRANDA, F. E., et al. 2009. Análisis y cálculo del costo evitado por emisiones de co2 para condiciones de cogeneración azucarera. CIER 2009.
86. RAMOS-MIRANDA, F. E., et al. 2014b. Metodología para la evaluación integral de proyectos de reconversión azucarera en el concepto de biorrefinería con enfoque difuso. Revista ICIDCA. Revista ICIDCA, Vol. 48, No. 2 de 2014.
87. RAMOS-MIRANDA, F. E., et al. 2014c. Modelo de decisión para seleccionar alternativas de inversiones de reconversión azucarera y biorrefinerías basado en el método delphi con enfoque difuso. Revista ICIDCA. Vol. 48, No. 3 de 2014
88. RAMOS-MIRANDA, F. E., et al. 2012. Posibilidades de desarrollo de una instalación de azúcar y etanol de caña de azúcar como biorrefinería. Centro de Análisis de Procesos, UCLV, Cuba.
89. RAMOS-MIRANDA, F. (2014). Metodología de evaluación para la conversión de fábricas de azúcar a biorrefinerías mediante lógica difusa, Tesis de doctorado. Universidad Centra de Las Villas “Marta Abreu”
90. REMEDIOS-CASTAÑEDA, P. D., et al. 2001. Incidencia de la temperatura y la composición sobre las características reológicas de la cera-resina y cera refinada de caña de azúcar. Centro Azúcar, 3.
91. REYES, J. F., et al. 2013. Technical and economical analysis of a combined biogas-ethanol-biodiesel plant in central Chile. *Agrociencia*: 47, 621-632.
92. RICO, M. A., et al. 2008. Matemática borrosa: Algunas aplicaciones en las ciencias económicas, administrativas y contables. Contaduría Universidad de Antioquia.
93. SANTIBAÑEZ-AGUILAR, J. E., et al. 2014. Optimal planning and site selection for distributed multiproduct biorrefinerries involving economic, environmental and social objectives. *Journal of Cleaner Production*. Feb 2014, Vol. 65, p270-294. 25p.
94. SARQUIS, M. T., et al. 2010. Evaluación social de proyectos. Universidad de Puebla.
95. SCHAIDLE, J. A., et al. 2011. Biorefinery sustainability assessment. *Environmental progress & Sustainable Energy*; December 2011, Vol. 30 Issue 4, p743-753, 11p.

96. SENDELIUS, J. 2005. Steam pretreatment optimization for sugarcane bagasse in bioethanol production. Master of Science Thesis, Lund University, Sweden.
97. SONG, H., et al. 2014. Techno-economic analysis of an integrated biorefinery system for poly-generation of power, heat, pellet and bioethanol. *International Journal of Energy Research*. Apr2014, Vol. 38 Issue 5, p551-563. 13p.
98. STEPHEN, J. D. 2008. Biorefinery feedstock availability and price variability: Case study of the Peace River region, Alberta. Master of science, British Columbia.
99. TAHO YANG, C.-H. H. 2009. Six-sigma project selection using national quality award criteria and delphi fuzzy multiple criteria decision-making method. *Expert Systems with Applications* 36 (2009) 36.
100. TOMÁS-PEJÓ, E., et al. 2008. Realist approach for full - scale bioethanol production from lignocellulose: A review. *Journal of Scientific & Industrial Research*,
101. TORRES, J., et al. 2008. La biomasa cañera para mitigar las emisiones del GEI. CITMA.
102. VILLEGAS, J. D., GNANSOUNOU, E. 2008. Techno-economic and environmental evaluation of lignocellulosic biochemical refineries: Need for a modular platform for integrated assessment (mpia). *Journal of Scientific & Industrial Research*, 67, 1017-1030.

Otros libros publicados

Abreviaturas

FI: Facultad de Ingeniería

UNaM: Universidad Nacional de Misiones, Argentina

EdUNaM: Editorial de la Universidad Nacional de Misiones

“Contribución del análisis de procesos al desarrollo de instalaciones de etanol de varias generaciones”

Autores: Erenio González Suárez, D. N. Concepción Toledo, Juan E. Miño Valdés y otros

Compiladores: Erenio González Suárez, D. N. Concepción Toledo, Juan E. Miño Valdés

Año 2019 // ISBN 978-950-86-2875-2 // Páginas 146 // con referato // Editorial FI - UNaM // Misiones Argentina

“Contribución de la ingeniería de las reacciones quím. al desarrollo de nuevos procesos industriales”

Autores: Erenio González Suárez, D. N. Concepción Toledo, Juan E. Miño Valdés y otros

Compiladores: Erenio González Suárez, D. N. Concepción Toledo, Juan E. Miño Valdés

Año 2019 // ISBN 978-950-86-2098-5 // Páginas 184 // con referato // Editorial FI - UNaM // Misiones Argentina

“Gestión de conocimientos en la estrategia de desarrollo de la industria de la caña de azúcar en el concepto de biorefinería”

Autores: Erenio González Suárez, D. N. Concepción Toledo, Juan E. Miño Valdés y otros

Compiladores: Erenio González Suárez, D. N. Concepción Toledo, Juan E. Miño Valdés

Año 2019 // ISBN 978-950-86-1282-9 // Páginas 121 // con referato // Editorial FI - UNaM // Misiones Argentina

“Las universidades capital intangible para desarrollar la industria de procesos quím.y fermentativos”

Autores: Erenio González Suárez Diana N. Concepción Toledo Juan Esteban Miño Valdés

Año 2018 // ISBN 978-950-579-497-3 // Páginas 168 // con referato //

EdUNaM // Posadas Misiones Argentina

“Gestión del conocimiento para la industria química y fermentativa con apoyo de la optimización”

Autores: E.González Suárez W.Quezada Moreno, I.González Herrera, D.Concepción Toledo J.E.Miño Valdés

Año 2018 // ISBN 978-950-579-133-4 // Páginas 168 // con referato // EdUNaM // Posadas Misiones Argentina

“Diseño de procesos para la obtención de aceites esenciales de Pimenta racemosa y Morinda citrifolia”

Autores: Amaury Pérez Martínez, Isnel Benítez Cortés y Juan Esteban Miño Valdés

Año 2018 // ISBN 978-950-579-493-5 // Páginas 84 // con referato // EdUNaM // Posadas Misiones Argentina

“Consultorías de innovación intangible para el desarrollo prospectivo de la industria quím.y ferment.”

Autores: Longina Brito Navarro, Erenio González Suárez y Juan Esteban Miño Valdés

Año 2018 // ISBN 978-950-579-479-9 // Páginas 134 // con referato // EdUNaM // Posadas Misiones Argentina

“Estudios sobre la efectividad de la fluoración de agua potable”

Autores: Juan Esteban Miño Valdés; Raúl M. Piris da Motta y Carolina Zacharzewski

Año 2017 // ISBN 978-950-579-445-4 // Páginas 78 // con referato // EdUNaM // Posadas Misiones Argentina

“La plataforma virtual universitaria para la gestión tecnológica en el vinculo universidad-empresa”.

Autores: Diana Niurka Concepción Toledo; Juan E Miño Valdés y Gonzalez Suarez Erenio.

Año 2017 // ISBN 978-950-579-450-8 // Páginas 90 // con referato // EdUNaM // Posadas Misiones Argentina

“Aplicaciones de la gestión de ciencia e innovación en la industria química y fermentativa”

Compiladores: Juan Esteban Miño Valdés; Gonzalez Suarez E. y Concepción Toledo D.

CoAutores: Juan E. Miño Valdés; Gonzalez Suarez Erenio;
Concepción Toledo D.y otros
Año 2017 // ISBN 978-950-579-451-5 // Páginas 114 // con referato //
EdUNaM // Posadas Misiones Argentina

“Estrategia de colabor. de la comunidad cient. Sur-Sur para desarrollar la industria quím.de Angola”

Compiladores: Juan Esteban Miño Valdés y Gonzalez Suarez Erenio
CoAutores: Juan Esteban Miño Valdés; Gonzalez Suarez Erenio;
Muto Lubota D.y otros
Año 2016 // ISBN 978-950-579-406-5 // Páginas 90 // con referato //
EdUNaM // Posadas Misiones Argentina

“La formación en la gestión de ciencia e innov. desde la univ. para el desarrollo: los residuos sólidos”

Compiladores: Juan Esteban Miño Valdés; Gonzalez Suarez E.y
Concepción Toledo D.
CoAutores: Juan E Miño Valdés; Gonzalez Suarez Erenio;
Concepción Toledo D.N.y otros
Año 2016 // ISBN 978-950-579-409-6 // Páginas 68 // con referato //
EdUNaM // Posadas Misiones Argentina

“Política científica y tecnológica para el incremento de las oportunidades de negocios en beneficio del desarrollo local”

Compiladores: Juan Esteban Miño Valdés; Gonzalez Suarez E. y
Concepción Toledo D.
CoAutores: Juan E. Miño Valdés; Erenio Gonzalez Suarez;
Concepción Toledo D.y otros
Año 2016 // ISBN 978-950-579-408-9 // Páginas 68 // con referato //
EdUNaM // Posadas Misiones Argentina

“Vías para la gestión de conocimientos con apoyo de la comunidad científica: para contribuir a la mitigación del impacto ambiental de la industria quím.y fermentativa”

Compiladores: Juan Esteban Miño Valdés y Gonzalez Suarez Erenio
CoAutores: Juan E Miño Valdés; Gonzalez Suarez E.; Ana C.de
Armas Martinez; y otros.
Año 2015 // ISBN 978-950-579-368-6 // Páginas 160 // con referato //
EdUNaM // Posadas Misiones Argentina

“Estrategia innov.en el desarrollo de una tecnología: para elaborar vino blanco con uvas no viníferas”

CoAutores: Juan E.Miño Valdés; Gonzalez Suarez Erenio y José Luis Herrera Garay

Año 2015 // ISBN 978-950-579-369-3 // Páginas 78 // con referato // EdUNaM // Posadas Misiones Argentina

“Acciones para la correcta terminación y valoración de resultados en la industria química y ferment.”

Compiladores: Juan Esteban Miño Valdés y Gonzalez Suarez Erenio
CoAutores: Juan Esteban Miño Valdés; Gonzalez Suarez Erenio y otros

Año 2015 // ISBN 978-950-579-379-2 // Páginas 90 // con referato // EdUNaM // Posadas Misiones Argentina

“Aspectos de la estrategia de procesos para aprovechar la biomasa: fuente de prod.qcos y biocomb.”

Compiladores: Juan Esteban Miño Valdés y Gonzalez Suarez Erenio
CoAutores: Juan Esteban Miño Valdés; Gonzalez Suarez Erenio y otros.

Año 2014 // ISBN 978-950-579-339-6 // Páginas 120 // con referato // EdUNaM // Posadas Misiones Argentina

“Aportes de la academia al desarrollo local y regional: experiencias en América latina”

Compiladores: Mario J. Mantulak Stachuk; Juan C. Michalus Jusczyyszczyn y J.E. Miño Valdés

CoAutores: J.E. Miño Valdés; M.J. Mantulak Stachuk; J.C. Michalus Jusczyyszczyn y otros.

Año 2014 // ISBN 978-950-579-366-2 // Páginas 168 // con referato // EdUNaM // Posadas Misiones Argentina

“Desarrollo tecnol.para elaborar vino blanco con vitis no vinifera cultivada en Misiones, Argentina”.

Autor: Juan Esteban Miño Valdés

Año 2013 // ISBN 978-950-579-310-5 // Páginas 178 // con referato // EdUNaM // Posadas Misiones Argentina

“Estrategias de cooperación internacional entre universidades

sur-sur: orientadas a superar limitaciones económicas de tecnologías agroindustriales”

Compiladores: Juan Esteban Miño Valdés y Erenio Gonzalez Suarez
Autores: Juan Esteban Miño Valdés; Erenio Gonzalez Suarez y otros.
Año 2013 // ISBN 978-950-579-311-2 // Páginas 136 // con referato //
EdUNaM // Posadas Misiones Argentina

“Experimentar con vino blanco a escala matraz en un desarrollo tecnológico”

Autor: Juan Esteban Miño Valdés
Año 2012 // ISBN 978-950-579-259-7 // Páginas 88 // con referato //
EdUNaM // Posadas Misiones Argentina

“Fundamentos para elaborar vino blanco común en un desarrollo tecnológico”

Autor: Juan Esteban Miño Valdés
Año 2013 // ISBN 978-950-579-260-3 // Páginas 84 // con referato //
EdUNaM // Posadas Misiones Argentina

Nuestro pequeño aporte está en el contenido de este libro:

Las herramientas matemáticas en la búsqueda de las condiciones óptimas: un intangible para la intensificación de procesos químicos. - Usos de la programación lineal en la industria de procesos químicos: estudios reales. - Modelación matemática de procesos en la industria química y fermentativa - Análisis de procesos aplicados en las industrias del: papel, electroquímica, neumáticos y textil. - Neutralización de compuestos sulfurosos con sosa cáustica en la obtención de gas licuado del petróleo. - Aplicación del Método Delphi Difuso en la industria azucarera para evaluar alternativas de conversión a biorefinerías.

ISBN 978-987-86-5856-6



9 789878 165856



www.fio.unam.edu.ar