

GESTIÓN DEL CONOCIMIENTO PARA LA INDUSTRIA QUÍMICA Y FERMENTATIVA CON APOYO DE LA OPTIMIZACIÓN

Erenio González Suárez
Walter Francisco Quezada Moreno
Inti González Herrera
Diana Niurka Concepción Toledo
Juan Esteban Miño Valdés



UNIVERSIDAD
NACIONAL DE
MISIONES

**GESTIÓN DEL CONOCIMIENTO PARA LA INDUSTRIA
QUÍMICA Y FERMENTATIVA
CON APOYO DE LA OPTIMIZACIÓN**

Erenio González Suárez

Walter Francisco Quezada Moreno

Inti González Herrera

Diana Niurka Concepción Toledo

Juan Esteban Miño Valdés

**GESTIÓN DEL CONOCIMIENTO PARA LA INDUSTRIA
QUÍMICA Y FERMENTATIVA
CON APOYO DE LA OPTIMIZACIÓN**

Erenio González Suárez
Walter Francisco Quezada Moreno
Inti González Herrera
Diana Niurka Concepción Toledo
Juan Esteban Miño Valdés

UNIVERSIDAD NACIONAL DE MISIONES

Miño Valdés, Juan Esteban

Gestión del conocimiento para la industria química y fermentativa con apoyo de la optimización / Juan Esteban Miño Valdés. - 1a ed . - Posadas: Universidad Nacional de Misiones, 2018.

168 p. ; 225 x 155 cm.

ISBN 978-950-766-133-4

1. Industria Química. 2. Medio Ambiente. 3. Estrategia del Desarrollo. I. Título.

CDD 540

Impreso en Argentina

ISBN: 978-950-579-133-4

Universidad Nacional de Misiones, Posadas, 2018

SOBRE LOS AUTORES

Concepción Toledo Diana Niurka (dianac@uclv.edu.cu)

Licenciada en Educación, Máster en Gerencia de Ciencia e Innovación y Dra.en Ciencias de la Educación / Egresada de la Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas / Cuba.

Profesora Auxiliar e Investigadora / Facultad de Ciencias Sociales, Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas / Cuba.

González Herrera Inti (inti.glez@gmail.com)

Licenciado en Ciencias de la Computación, Master en Ciencias de la Computación / Egresado de la Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas / Cuba.

Dr.en Informática / Egresado del Institut de Recherche en Informatique et Systèmes Aléatoires (INRIA) Equipo Diverse, Université de Rennes 1 / Francia. Trabaja en la Compañía Software Enginner R&D / Criteo, Paris, Francia.

González Suárez Erenio (erenio@uclv.edu.cu)

Ingeniero Químico, Dr. en Ciencias Técnicas, Dr. en Ciencias / Egresado de la Universidad Central “Marta Abreu” de las Villas / Cuba.

PosDr.en Gestión Ambiental y Seguridad Industrial / Egresado de la Universidad de Magdeburg, Alemania.

Profesor Titular y Emérito / Facultad de Química y Farmacia / Universidad Central “Marta Abreu” de las Villas / Santa Clara, Villa Clara Cuba.

Premio Nacional de Ingeniería Química 2013 de la Asociación de Química de Cuba.

Miembro de Mérito de la Academia de Ciencias de Cuba.

Quezada Moreno Walter Francisco (mfrancisco473@gmail.com)

Ingeniero Químico, MSc.en Agroindustria y Dr.en Ciencias Técnicas / Egresado de la Universidad Central “Marta Abreu” de las Villas / Santa Clara, Villa Clara Cuba.

Profesor e investigador / Facultad de Ingeniería Industrial, Universidad Técnica de Cotopaxi / Ecuador

Miño Valdés Juan Esteban (minio@fio.unam.edu.ar)

Laboratorista Químico Industrial, Ingeniero Químico, Especialista en Gestión de Ambiente-Producción y Máster en Tecnología de los Alimentos / Egresado de la Universidad Nacional de Misiones, Argentina.

Dr. en Ciencias Técnicas, PosDr. en Gestión de Ciencia e Innovación en la Industria Química, PosDr. en Política Científica I+D+i para el desarrollo local y PosDr. en Universidad capital intangible para desarrollar la industria química / Egresado del Dpto. de Ingeniería Química, Facultad de Química y Farmacia, Universidad Central "Marta Abreu" de las Villas/ Cuba.

Profesor Titular Regular e Investigador Categoría II / Facultad de Ingeniería, Universidad Nacional de Misiones / Argentina.

ÍNDICE

Presentación	13
---------------------------	-----------

Capítulo I

La Optimización en la gestión del conocimiento	15
1.1. Introducción.....	15
1.2. La optimización de procesos de la industria química y fermentativa	17
1.3. Aplicaciones de la optimización de las condiciones de diseño y operación de equipos	19
1.4. Conclusiones del capítulo	20
1.5. Referencias bibliográficas	21

Capítulo II

Aplicaciones de métodos clásicos a soluciones de problemas operacionales y de diseño de equipos	23
2.1. Introducción.....	23
2.2. El caso del sistema de generación de vapor de una fábrica de papel	23
2.3. La optimización de la relación aire/combustible en un horno rotatorio de producción de clinker	25
2.4. Cálculo del espesor óptimo del aislante de una línea de vapor de una instalación de la industria textil.....	27
2.5. Determinación del espesor óptimo del ladrillo refractario de un horno de cemento en la zona de clinkerización de un horno de cemento.....	29
2.6. Determinación del ciclo óptimo de reposición del refractario de la zona de clinkerización de un horno rotatorio de cemento	31

2.7. Optimización de la proporción de mezcla de pastas a nivel industrial para la producción de cartón para ondular.....	35
2.8. Evaluación de las posibilidades de incorporar una nueva pulpa a la producción de papel para ondular.....	38
2.9. Conclusiones.....	44
2.10. Referencias bibliográficas	45

Capítulo III

Solución a problemas complejos con ayuda de métodos directos de optimización.....	49
3.1. Introducción.....	49
3.2. Uso de la técnica de Fibonacci en el diseño óptimo de una torre de absorción de etanol en agua	50
3.3. Diseño óptimo económico de la etapa de preparación de residuos de destilerías de etanol para producir crema nutritiva.....	52
3.4. Uso de la técnica de Fibonacci en el diseño óptimo de una torre de absorción de etanol en agua	57
3.5. Diseño óptimo económico de la etapa de preparación de residuos de destilerías de etanol para producir crema nutritiva	61
3.4. Aplicación del método del paso ascendente en la búsqueda de las condiciones óptimas del blanqueo de poliéster algodón con hipoclorito de sodio.....	72
3.5 Conclusiones	76
3.6. Referencias bibliográficas	76

Capítulo IV

Aplicaciones de la Programación lineal.....	81
4.1. Introducción.....	81
4.2. Estudio de la macrolocalización de una nueva destilería de etanol considerando los problemas de transportación de mieles.....	82
4.3 Optimización de las condiciones de operación de la planta de pulpa de una fábrica de papel para ondular	84
4.4. La determinación de las condiciones óptimas de operación de una instalación productora de pulpa para papel blanco.....	90

4.5 Aplicación para la asimilación de una Tecnología para la obtención de biodiesel de cachaza de la industria de la caña de azúcar	93
4.6 Conclusiones	105
4.7. Referencias bibliográficas	105

Capítulo V

Combinación y análisis alternativo de métodos Optimización	109
5.1. Introducción.....	109
5.2. Determinación de las condiciones optimas de operación.....	110
5.3. Efecto estimado del desgaste de los discos y la calidad del tipo de bagazo en la eficiencia de la producción de cartón para ondular.....	115
5.4. Influencia del porcentaje de mezcla en el efecto de la calidad y tipo de bagazo sobre el desgaste óptimo permisible de los discos del refinador de simple disco	120
5.5. Conclusiones	122
5.6. Referencias bibliográficas	123

Capítulo VI

Los métodos de optimización en la evaluación de alternativas inversionistas.....	127
6.1. Determinación de la capacidad inicial de una destilería considerando la incertidumbre en la demanda y de las materias primas	127
6.2. Incorporación, en destilerías existentes de alcohol, de otras materias primas como fuentes de azúcares fermentables	129
6.3 Necesidad de incluir los estudios de la fiabilidad de los equipos en los estudios previos inversionistas	142
6.4. Generación y optimización de tecnologías alternativas de asimilación de tecnologías utilizando la biomasa como fuente de productos químicos	151
6.5. Conclusiones.....	160
6.6. Referencias Bibliográficas	161

PRESENTACIÓN

Como se conoce, lo que distingue las épocas económicas una de otras no es lo que se hace, sino el cómo se hace, por ello cada instalación de la industria transformativa lleva la impronta estratégica de su época. Los nuevos procesos de la industria química y fermentativa se diseñan evaluando los mejores esquemas y alternativas de su realización y conducción. Los procesos deben desde la etapa de diseño ser intensificados para que tenga la mejor competitividad económica sin afectar el medio ambiente.

La función clave en la intensificación de un proceso de la industria química es la optimización de procesos, por ello siempre que se quiere gestionar el impacto de los nuevos conocimientos debe evaluarse su efecto en condiciones óptimas de la nueva técnica, resultado de ese nuevo conocimiento, y el impacto de la vieja técnica producto del conocimiento existente en su momento.

También por ello, un aspecto clave en la estrategia de desarrollo de la industria de procesos químicos y fermentativos es la optimización.

Independientemente de que cada vez más los métodos matemáticos y los poderosos software existentes nos posibilitan enfrentar el procesamiento y análisis de alternativas cada vez más complejas, el paso clave en la solución de un problema de optimización es la formulación de la función objetivo y las restricciones del problema en función de las variables independientes y susceptibles de ser fijadas en aquellos valores que nos brindan los mejores resultados.

Muchas son las situaciones que enfrenta un Ingeniero en su vida profesional y la capacidad de formular las funciones objetivos que permiten decidir sobre la mejor alternativa requieren de un conocimiento profundo del fenómeno estudiado y una capacidad de abs-

tracción para imaginar una representación del mismo que permita determinar una mejor solución.

Sobre la base de la propia experiencia de trabajo se ofrecen ejemplos de varios investigadores, sobre la aplicación de los métodos de optimización en la industria de procesos químicos y fermentativos, reportados en la literatura científica, con los cuales los autores han colaborado.

Es propósito de este libro demostrar cómo, en la práctica diaria de la profesión, pueden, los Ingenieros Químicos, aplicar los métodos de optimización en la Búsqueda y evaluación de nuevos conocimientos, los métodos de optimización son una herramienta útil y posible, que sin duda resaltan su lugar esencia en los modernos métodos de investigación. La obra es también un tributo a los que participaron en estos estudios y un legado a los que nos suceda.

Realmente hemos tomado ideas nuestras ya antes publicadas por nosotros mismos, pero tanta importancia le damos al problema, que nos aferramos a la máxima de Alfred Hitchcock de que “autoplagiar-se es estilo”.

Los autores
Julio del 2018

CAPÍTULO I

LA OPTIMIZACIÓN EN LA GESTIÓN DEL CONOCIMIENTO

1.1. Introducción

La industria moderna se distingue por el interés de los fabricantes en intensificar los procesos productivos con vista a lograr artículos de primera calidad con menores costos de producción. Para el desarrollo de la industria se concede un papel fundamental al crecimiento de la eficiencia empresarial, lo que en la industria de procesos químicos y fermentativos está íntimamente vinculado al perfeccionamiento de la efectividad en cada proceso tecnológico.

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.

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.

El interés de la sociedad para su desarrollo sostenible puede concretarse en los siguientes objetivos empresariales fundamentales:

- Consolidar la política de ahorro y uso de la energía y continuar reduciendo los índices de consumo energético.
- Garantizar un uso adecuado de los recursos materiales.
- Reducir los índices de consumo, las pérdidas e incrementar la recuperación de desechos de materias primas y otros productos reutilizables.
- Ampliar el aprovechamiento de las capacidades productivas. Mejorar progresivamente la calidad de la producción
- Fomentar un aporte más efectivo de la ciencia y la técnica al desarrollo socio-económico del país.
- Acelerar la introducción de los avances científicos en la producción

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.

Por ello, la Gestión de Conocimientos en la industria de procesos químicos y fermentativos está, actualmente, estrechamente vinculada a poder decidir cuáles son las condiciones óptimas de diseño o conducción de un proceso, y realmente también del desarrollo y mejora de las tecnologías con base a los adelantos de la ingeniería de las reacciones químicas y fermentativas, así como de los adelantos y asimilación industrial de los fenómenos de transporte, pues lo que distingue las épocas económicas, unas de otras, no es lo que se hace, sino el cómo se hace y en la industria de procesos químicos y fermentativos nos toca actuar con mejores decisiones en las estrategias de proceso y equipos tecnológicos más eficientes y de menos costo comparativo.

1.2. La optimización de los procesos de la industria química y fermentativa

En la época moderna, los modernos métodos matemáticos se han convertido en un poderoso arsenal metodológico para la solución de problemas actuales y prospectivos y posibilitan, “no solo el desarrollo de los procesos óptimos, sino también la dirección de estos con vista a mantenerlos siempre en los regímenes óptimos y la rutas deseadas” (Kafarov; 1976). Entre ellos 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 poseen un nivel práctico si los mismos reflejan de un modo suficientemente adecuado, las situaciones reales y satisfacen determinado grado de exactitud.

En la teoría de los sistemas se ha demostrado “que no se puede plantear el problema de alcanzar, simultáneamente, el extremo para dos o más funciones de una o varias variables” (Orudzhev, 1978), por ello, antes de que un óptimo pueda estimarse, deben seleccionarse un “criterio de optimización” que pueda ser una variable del proceso, tal como, el rendimiento de un producto, el mínimo costo de un producto con determinadas especificaciones de salida, etc.

En base al criterio de optimización, se desarrolla la función objetivo, la cual relaciona el “criterio de optimización” con las variables del proceso y en este análisis está la verdadera clave de la optimización de un proceso. La base de la optimización de todo proceso lo constituye un adecuado conocimiento del mismo, lo que permite modelar su comportamiento y con ello evaluar alternativas de conducción o diseño de los procesos tecnológicos industriales. No debe olvidarse que “los modelos no son siempre rígidos, sino que requieren una actualización en la misma medida que cambian los aspectos económicos y técnicos productivos en las empresas” (Domínguez y Friedman; 1980).

La estrategia de modelación de los sistemas, basada en la división en subsistemas factibles de ser estudiados y modelados en forma paralela, permite elaborar con un mínimo de trabajo experimental y en relativo corto tiempo, modelos de sistemas industriales (González;

1982) lo que abre las perspectivas de aplicación en cualquier e instalación industrial de los métodos de optimización. Existen muchas definiciones de optimización, aceptemos para unificar ideas el que señala que: “*Optimización es el proceso colectivo de encontrar el conjunto de condiciones requeridas para llegar a resultados superiores*”.

El mejoramiento o resultado superior de un proceso se conoce como *Criterio de Efectividad o Parámetro de Optimización*.

Lógicamente el parámetro de optimización depende de otras variables que son las que dan lugar a un valor de respuesta, así en un sistema cualquiera se tiene:

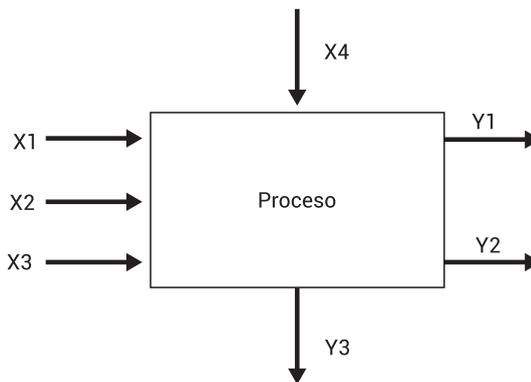


Figura 1.1: Esquema de caja negra en un proceso tecnológico de la industria química.

Donde el Vector $[Y]$ es el parámetro de optimización (contiene a Y_1 , Y_2 y Y_3), y las variables independientes son: X_1 , X_2 , X_3 y X_4 .

La tarea primordial del ingeniero químico en la búsqueda de mejores condiciones de operación o diseño de una instalación de la industrial es el planteo de la Función Objetivo (FO), que consiste en definir el conjunto de FO para describir cuantitativamente el comportamiento del sistema en estudio.

La FO no es más que la expresión matemática de la relación que existe entre las variables que afectan el funcionamiento de un sistema con el Criterio de Efectividad (Parámetro de Optimización) seleccionado, que puede ser económico, tecnológico, ambiental, entre otros.

Definir las restricciones que representan limitaciones inherentes a la naturaleza interna del sistema o son artificialmente impuestas por requerimientos en costos, dimensionamiento, etc.

El objetivo general de la optimización de un sistema es seleccionar los valores de las variables independientes, sujeto a restricciones, las cuales produzcan la respuesta óptima para el problema que se está examinando.

En general la optimización de los sistemas multivariables requiere de dos aspectos:

- a) El establecimiento del modelo de optimización,
- b) La selección de un método de optimización para la solución del problema,

Se ha propuesto como resumen del proceso general de optimización el siguiente (Beveridge y Schechter, 1970):

1. Definir el objetivo del problema que se estudia
2. Examinar las restricciones impuestas al problema por factores externos
3. Seleccionar un sistema o sistemas para el estudio
4. Examinar la estructura de c/sistema y las interrelaciones de los elementos del sistema.
5. Construir un modelo para el sistema. En esta etapa el objetivo debe ser definido en término de variables del sistema.
6. Examinar y definir las restricciones internas de las variables del sistema,
7. Simular el problema mediante un modelo del sistema, considerando las variables del sistema.
8. Analizar el problema y reducirlo a sus rasgos esenciales
9. Verificar que los propósitos del modelo están representando el sistema que es estudiado.
10. Determinar la solución óptima para el sistema y discutir la naturaleza de las condiciones óptimas.
11. Utilizar la información obtenida y repetir el procedimiento hasta que sea encontrado un resultado satisfactorio.

1.3. Aplicaciones de la optimización de las condiciones de diseño y operación de equipos

En los procesos industriales existentes la tarea básica de los ingenieros químicos es la conducción de los procesos tecnológicos en las mejores condiciones posibles, respetando criterios de eficiencia económica, impacto ambiental y calidad de los productos. Esta acción en su conjunto se identifica como intensificación de los procesos

productivos, la función clave en la intensificación es la optimización (González; 1991). Es una práctica común que la optimización de un proceso sea un propósito ya desde su etapa de diseño e incluso una línea conductora en el desarrollo de nuevas tecnologías (Mesa; 2010) (Oliva; 2010).

Se refuerza el criterio de que siempre se debe y se puede analizar alternativas mejores de conducción de los procesos de la industria química y fermentativa, tanto en la etapas de diseño e inversión de las instalaciones como en las de operación e intensificación de las industrias ya existentes, así como se ratifica que a través de métodos, ya formalizados se diferentes complejidad y con apoyo del Análisis Matemático, se puede discernir, en cada caso, cual es la mejor alternativa para los requerimientos y objetivos establecidos por los decisores.

Por otro lado, se confirma que mediante un esfuerzo creativo en la formulación de funciones objetivos, con un adecuado uso de los métodos matemáticos se pueden lograr aplicaciones concretas en la búsqueda de conocimientos para determinar las mejores alternativas en diversas condiciones de trabajo de la industria de procesos químicos y fermentativos, haciendo hincapié que hay necesidad y posibilidad en la era del conocimiento de investigar en cualquier situación en la cual nos estemos desarrollando.

1.4. Conclusiones del capítulo

- Como se ha dicho, dos de las tareas más importantes de la Ingeniería Química son la proyección óptima de las instalaciones industriales para el procesos y el control óptimo del proceso, en lo que debe considerarse la palabra control en su acepción más amplia (Mayo; 2005), siendo 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 (Toure et al.; 2016).
- Para ello, en su labor, el ingeniero químico, debe ser capaz de formular el problema de optimización de procesos y luego identificar aplicar los métodos en cada caso específico.
- En la práctica diaria de la profesión pueden, los Ingenieros Químicos, aplicar los métodos de optimización en la gestión del

conocimiento con vista a mejorar la eficiencia económica, ambiental y energética de los procesos industriales.

1.5. Referencias bibliográficas

Beveridge G. S. G.: R. S Schechter (1970)

Optimization: Theory and practice. “McGraw-Hill. 1970.

Domínguez H. y Friedman P. (1980)

Un Modelo Matemático para la producción de neumáticos. Economía y Desarrollo, Nro 58. Ciudad de La Habana, 1980, 43-54.

González Suárez, E; (1982)

Modelación y optimización de un proceso tecnológico para la producción de cartoncillo para corrugar. Tesis en opción al grado científico de doctor en Ciencias Técnicas. UCLV, Cuba.

González, E. (1991)

Aplicación del Análisis de Procesos en intensificación de distintas industrias de Cuba. Tesis en opción al Grado Científico de Doctor en Ciencias (II y mas alto nivel en Cuba). la Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas.

Kafarov, V. (1976)

Problemas científicos actuales en la Ingeniería Química. Control, Cibernética y Automatización. Año VIII, Nro 4, La Habana, pp 38-47.

Mayo, O. (2005)

Técnicas Básicas de Optimización. Ed. Pueblo y Educación, La Habana.

Mesa Garriga, L. (2010)

Estrategia investigativa para la tecnología de obtención de etanol y coproductos del bagazo de la caña de azúcar. Tesis en opción al Grado científico de Doctor en Ciencias Técnicas.- UCLV, Cuba.

Oliva Conyedo, Layanis Mesa Garriga, Erenio González, Víctor González Morales (2010)

Estrategia investigativa para el escalado industrial de una nueva tecnología de obtención de etanol de bagazo de caña de azúcar. 37. *Centro Azúcar* 2 abril –junio/2010.92-100.

Toure; B. M, González Suárez, E. A. Curbelo Sánchez, L. M. Peralta Suarez, W: F. Quezada Moreno (2016)

El lugar de las herramientas de investigación para incrementar el impacto de las ciencias en la industria química. Ponencia Simposio Internacional Química, Villa Clara. Cayo Santa María, 2016.

Urudzhev, Z. N. (1978)

“La dialéctica Sociales, La Habana, página 239.

CAPÍTULO II

APLICACIONES DE MÉTODOS CLÁSICOS A SOLUCIONES DE PROBLEMAS OPERACIONALES Y DE DISEÑO DE EQUIPOS

2.1. Introducción

Los profesionales de la Ingeniería Química al insertarse a los procesos productivos deben asimilar el conocimiento concreto sobre estas tecnologías que debe ayudar a conducir diariamente de la mejor manera posible, buscando mayor eficiencia energética, en uso de las materias primas y de competitividad económica sin agredir al medio ambiente, lo que constituyen sus metas profesionales.

La búsqueda de la eficiencia diaria pasa por muchas decisiones que frecuentemente deben tomarse en la conducción del proceso productivo y a las cuales se enfrenta un Ingeniero Químico y las cuales en muchas ocasiones serán resueltas en pequeñas paradas de mantenimiento, reparaciones capitales u otros momentos inversionistas en las que el profesional podrá actuar buscando cambios en los equipos instalados que permitan una quizás modestas contribuciones a sus metas profesionales. Para ello, el profesional deberá auxiliarse de la información disponible a su alcance y de métodos sencillos de solución de los problemas de optimización de las decisiones, lo que en muchos casos se alcanza con los métodos clásicos sin y con las restricciones que la realidad impone.

2.2. El caso del sistema de generación de vapor de una fábrica de papel

2.2.1. Naturaleza del problema

En la operación de una instalación industrial productora de papel para ondular, los balances de energía hicieron evidente la necesidad

de ejecución de una reposición del sistema de regulación de la relación aire/combustible para incrementar la eficiencia energética de la caldera de vapor (González et al; 1986).

2.2.2. Solución del Problema

Para determinar si es factible o no la inversión en un moderno y más fiable sistema de control automático, de la relación aire/combustible, se decidió estudiar el efecto de la relación aire/combustible en las pérdidas de calor, sabiendo que al minimizar estas se obtiene los mejores resultados. Las pérdidas de calor se determinaron a partir de la composición de los gases de la combustión analizados directamente en la instalación con diferentes valores de la relación aire/combustible (A).

El experimento dirigido a determinar las condiciones óptimas se hizo con el propósito de utilizar el método clásico de optimización para determinar un mínimo de pérdidas derivando una expresión obtenida del procesamiento estadístico de los resultados experimentales obtenidos en varias ensayos hechos secuencialmente a breves intervalos de variación de la variable independiente A. En la Tabla 2.1, se muestran los resultados experimentales del efecto de la relación aire/combustible (A) en los % de pérdida de calor (P) en la caldera instalada.

Tabla 2.1: Resultados experimentales de la relación aire/combustible sobre las pérdidas de calor

N ensayos	A relación aire/combustible	P % pérdidas de calor en caldera instalada
1	20	8.02
2	23	7.89
3	26	7.88
4	29	7.98
5	39	8.22

Ajustando los valores experimentales de la Tabla 1.2, para los estudios realizados a nivel industrial para determinar las pérdidas de calor mediante el método de los mínimos cuadrados, se obtuvo, la expresión para el porcentaje (%) de pérdidas de calor (P) en función de la relación aire/combustible (A), de la siguiente manera:

$$P = 12,04 - 0,337 \cdot A + 0,0068 \quad (\text{Ec.2.1})$$

Partiendo de esta función se determinó, mediante la derivación de P con respecto a A, un valor de mínimas pérdidas para $P=7.864673$, cuando A se ajusta a los valores de 24.7794.

2.2.3. Resultados

Aquí se pudo concluir que la reposición del sistema de regulación permite un efecto económico superior a los 30 000 USD anuales (González et al; 1986).

2.3. La optimización de la relación aire/combustible en un horno rotatorio de producción de clinker. (González y Damas; 1988b)

2.3.1. Naturaleza del problema:

En un horno rotatorio de cemento el portador energético de fuel-oil es quemado en presencia de oxígeno del aire para lograr la energía calorífica.

En la combustión del fuel-oil debe añadirse la suficiente cantidad de oxígeno contenido en el aire para lograr una combustión completa. Una deficiencia de oxígeno durante la combustión supone que no todo el carbono se oxide hasta CO_2 y aparezca monóxido de carbono (CO).

La presencia de cualquier cantidad de CO representa una pérdida de calor por cada kilogramo de carbono, por lo que es evidente la necesidad de usar una cantidad de aire superior a la teórica para asegurar suficiente oxígeno para la combustión, sin embargo en los gases producto de la combustión se pierde una cantidad apreciable de calor que se incrementa en la medida en que aumenta su masa, de manera que una inapropiada cantidad de oxígeno y con ello de aire trae como consecuencia un incremento de las pérdidas de calor en los gases que no siempre compensa la mayor eficiencia de la combustión.

Es por ello que es aconsejable, cuando se produzca la combustión del fuel-oil con el aire, encontrar la relación aire-combustible, que produce una mayor eficiencia térmica para poder mantener estable esta relación durante la operación.

2.3.2. Solución del problema:

En el estudio del exceso de aire óptimo para la operación de un horno de cemento, se realizaron corridas experimentales con diferentes valores de la variables estudiada y se calcularon, en cada caso, el valor de las pérdidas de calor en los gases de combustión y los kg de combustibles consumidos por ton de clinker que permite medir la eficiencia de combustión.

En la Tabla 2.2 se ofrecen los resultados experimentales, utilizando como parámetro de respuesta el consumo de combustibles con relación a las toneladas de Clinker.

Para no ofrecer datos industriales, y respetar la veracidad de la información, se codificaron los valores de respuesta, siendo el 100 % de consumo de combustible por tonelada de Clinker el consumido cuando se utiliza el 1.05 en exceso de aire que se considera como norma de trabajo que puede ser mejorada.

Tabla 2.2: Resultados experimentales del efecto del aire en exceso en un horno rotatorio de cemento por vías húmeda

Exceso de aire (X)	1.05	1.10	1.15	1.20	1.25	1.30	1.35	1.40	1.45
Kg fuel-oil / t clinker % (Y)	100	83.76	83.76	83.9	84.3	84.34	84.54	84.75	85.1

Para determinar las condiciones óptimas, se ajustaron los valores de las cuatro primeras corridas mediante el método de los mínimos cuadrados y se obtuvo una ecuación de la forma:

$$Y = 102.28885 - 33.544567X + 15.160729X^2 \text{ (Ec.2.2)}$$

Derivando con respecto a X e igualando a 0, se obtiene:

$$dy/dx = -33.54456 + 2(15.160729) X = 0 \text{ (Ec.2.3)}$$

Luego habrá un mínimo en: $X = 1.10633$, donde $Y = 83.73$ Kg de fuel oil/ t de clinker

2.3.3. Resultados

Se observa de este resultado que una relación óptima aire combustible permitirá un ahorro de 16.27% del combustible utilizado hasta el momento de la determinación y ajuste de las condiciones óptimas.

2.4. Cálculo del espesor óptimo del aislante de una línea de vapor de una instalación de la industria textil (Villanueva; 1988).

2.4.1. Naturaleza del Problema

La instalación textil, en estudio, es altamente consumidora de energía, por lo que el trabajo que aquí se presenta se realizó con el objetivo de determinar el espesor mínimo que requiere el aislante de las tuberías de la línea principal de vapor para lograr mínimas pérdidas de calos con lo que se podrán minimizar los consumos de combustible, lo que es de amplia aplicación en el sector de la industria química y fermentativa.

2.4.2. Solución del problema

Al conducir el vapor por tuberías aisladas existen cuatro resistencias al flujo de calor en forma de ecuación, ellas son (Kern, 1999):

1. Resistencia del vapor al condensador y ceder calor a la superficie interna del tubo (q)

$$q = h_s \pi D_s' (t_s - t_s') \quad (\text{Ec.2.4})$$

Donde: h_s = conductancia del sistema;
 D_s' = diámetro interior de la tubería;
 t_s = temperatura del vapor;
 t_s' = temperatura del interior de la tubería.

2. Resistencia del tubo metálico

$$q = 2 k_b \pi (t_s' - t_s'') / \ln (D_s'' / D_s) \quad (\text{Ec.2.5})$$

Donde: k_b = conductividad térmica del material de la tubería;
 D_s'' = diámetro exterior de la tubería
 t_s'' = temperatura exterior de la tubería

2. Resistencia del aislante

$$q = 2 k_c \pi (t_s' - t_1) / \ln (D_1 / D_s'') \quad (\text{Ec.2.6})$$

Donde: k_c = conductividad térmica del aislante;
 D_1 = diámetro exterior del aislante;

t_1 = temperatura exterior del aislante

3. Resistencia del aire que rodea el aislante, o sea resistencia del medio.

$$Q = ha \pi D_1 (t_1 - t_a) \quad (\text{Ec.2.7})$$

Donde: ha = coeficiente combinado de convección y radiación;
 t_a = temperatura ambiental

En la práctica, se ha demostrado que las dos primeras resistencias son muy pequeñas por lo que se desprecian, considerándose solamente las resistencias que ofrecen el aislante y el medio. Combinando las ecuaciones 2.6 y 2.7 se obtiene la ecuación 2.8 que se utiliza para los cálculos:

$$q = (t_s - t_a) \pi / [1/2 k_c) (\ln (D_1/D_s'' + 1/h_a D_1)] \quad (\text{Ec.2.8})$$

Los datos fueron obtenidos del proceso industrial en estudio y como aislante se escogió el Silicato de Calcio de conductividad térmica $0.053498 \text{ W / m }^\circ\text{k}$ (González; 1980).

El procedimiento consistió en un proceso de búsqueda directa de los valores mínimos de costo total para diferentes espesores de aislante con el objetivo de determinar el espesor óptimo.

En la Tabla 2.3 se muestran los resultados para diferentes espesores del aislante

Tabla 2.3: Costo total de producción (Y) según el espesor del aislante (X)

N	(X)	(Y)
	espesor aislante (m)	Costo total USD
1	0.0413	190.81
2	0.0513	1 094.65
3	0.0650	929.72
4	0.0738	900.11
5	0.0913	795.92
6	0.1013	833.99
7	0.1143	869.39

2.4.3. Resultados

De los resultados de la Tabla 2.3 se pudo obtener la ecuación que relaciona el parámetro de respuesta Y (costo total) con la variable independiente X (espesor del aislante).

Las características de las relaciones se ofrecen en la figura 2.1.

$$Y = 2\,010 - 24\,923 X + 130\,381 X^2 \quad (\text{Ec.2.9})$$

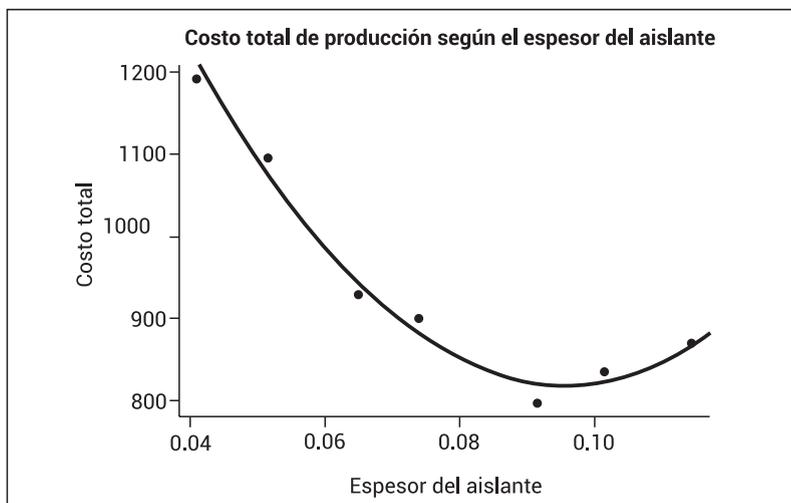


Figura 2.1: Relación entre el espesor del aislante y los costos totales.

Derivando la función se obtiene un costo total mínimo de 818,96 USD para $X = 0.0955$ m.

Para esta solución teórica hay que buscar la disponibilidad de espesores de aislante en el comercio.

2.5. Determinación del espesor óptimo del ladrillo refractario en la zona de clinkerización de un horno de cemento (Damas y González; 1987).

2.5.1. Naturaleza del Problema

En el proceso de fabricación óptimo de cemento por vía húmeda, el consumo de energía calorífica es alto; específicamente, en la zona de clinkerización de los hornos rotatorios donde se trabaja a temperaturas superiores a los 1 400 k, lo que origina grandes pérdidas de calor por radiación, reportándose en la literatura hasta el 22,08 %

del calor consumido en la etapa (Papadaski y Vermant; 1968); es por ello que se le brinda una especial atención al aislamiento de esta parte, en los hornos rotatorios.

Como se conoce, a mayor espesor del ladrillo refractario menores serán las pérdidas por radiación; sin embargo, el costo del aislamiento se incrementa con el espesor del refractario (Peters - Timmerhauss; 1981)

En el análisis de las vías para intensificar el aprovechamiento de energía calorífica en el horno rotatorio se encontró como punto débil las pérdidas de calor en el horno, por lo que se procedió a determinación de la cantidad de calor que se utiliza en cada uno de los procesos que se desarrollan en el horno, así como las pérdidas que hay en el mismo por radiación, gases de salida etcétera, que se distribuyen como sigue:

- calor de formación de clinker, Q1
- calor que se pierde con el CO₂ de crudo, Q2
- calor perdido con el clinker, Q3
- calor necesario para evaporar el agua, Q4
- calor para sobrecalentar el vapor de agua, Q5
- calor perdido con los gases del combustible, Q6
- Un aspecto determinante, por el impacto en los costos de producción y en los gastos inversionistas en el momento de construcción y mantenimiento del horno es la determinación del espesor óptimo del ladrillo refractario en la zona de clinkerización.

2.5.2. Solución del problema

Los cálculos de los consumos de energía se determinaron de los procedimientos referidos en la literatura científica y que fueron resumidos en estudios previos (Damas; 1985).

El espesor óptimo se determinó con ayuda de la expresión de costo: Donde

Ct = costo total vinculado a las pérdidas de energía

Cc = costo de combustible empleado

Ca = costo del aislante empleado

El valor de Cc puede determinarse en función del espesor del aislante mediante la aplicación sucesiva del balance de calor para los diferentes valores que inicialmente puede tomar según la inversión que se decida, de donde:

Cc = f (espesor del ladrillo)

El valor de C_a es de fácil expresión en función del espesor del ladrillo, luego:

$C_a = f$ (espesor del ladrillo) de manera que es posible escribir

$C_t = f$ (espesor del ladrillo)

De acuerdo con los valores de costos totales vinculados a las pérdidas de energía calculados para diferentes espesores iniciales de ladrillos, disponibles en el mercado, se puede construir la tabla 2.4 que soluciona la contribución del costo del ladrillo y del combustible.

Tabla 2.4: Costo total por consumos energéticos y su ahorro según espesor del ladrillo aislante

Ladrillo espesor (m)	C_c (USD)	C_a (USD)	Costo total (USD)
0.16	147 793	20 224	168 017
0.18	136 154	21 771	157 925
0.20	126 840	23 132	149 972
0.22	147 793	20 224	144 170

2.5.3. Resultados

Se concluye que de los ladrillos disponibles el espesor más conveniente para la zona de clinkerización es el de 0.22 m, pues el crecimiento del costo del ladrillo se compensa ampliamente con el ahorro de combustible.

Aquí no es factible encontrar una función entre el espesor del ladrillo y los costos porque los ladrillos se fabrican en valores estandarizados de forma discreta y la decisión se debe tomar por simple observación directa.

2.6. Determinación del ciclo óptimo de reposición del refractario de la zona de clinkerización de un horno rotatorio de cemento (González y Damas; 1988a)

2.6.1. Naturaleza del Problema

En la producción de cemento por vía húmeda las pérdidas de calor se atenúan con un adecuado recubrimiento en los hornos rotatorio. En trabajos anteriores se encontró que específicamente en la zona de clinkerización era recomendable emplear ladrillos refractarios de 0.22 m de espesor (Damas y González; 1988a); sin embargo, en el propio proceso de producción se origina un deterioro continuo del ladrillo refractario que hace que su espesor se reduzca hasta valores de 0.04 m de altura; a esta altura el ladrillo cae porque no pue-

de mantenerse pegado a la pared. La práctica industrial indica que debe cambiarse el recubrimiento refractario sólo en ese momento, es decir, que es necesario aprovechar al máximo la vida del ladrillo refractario.

Esta práctica permite disminuir los gastos de mantenimiento del horno rotatorio pues alcanza los ciclos de reposición de la pared aislante; no obstante en la medida en que se desgasta el ladrillo se incrementan las pérdidas por calor en la zona de clinkerización de manera que si bien con el uso extremo del ladrillo se disminuyen los gastos por mantenimiento anual, los gastos totales se incrementan por pérdidas de calor en el horno.

El propósito de este trabajo fue determinar el ciclo óptimo de reposición del ladrillo refractario medido como espesor mínimo admisible

2.6.2. Solución del problema

Para la determinación del ciclo óptimo de reposición del ladrillo refractario en la zona de clinkerización del horno rotatorio de cemento partimos como se plantea en casos similares en la literatura, del balance económico en una zona (Damas; 1985) y su combinación con los costos; de manera que el costo en esa etapa estará determinado por:

$$\text{Costo} / t_{\text{cemento}} = (cf + cp + gc + gm + gp) / t_{\text{cemento}} \quad (\text{Ec.2.7})$$

Donde:

cf = cargas fijas;

cp = costo de pérdida;

gc = gasto de calor;

gm = gasto de mantenimiento;

gp = gasto de materia prima

t_{cemento} = toneladas de cemento

Al analizar cada uno de estos términos se tiene que:

a) Carga fijas por toneladas de cemento

Depende del valor de los fondos básicos de la instalación fabril, así como de su tasa de amortización y de su eficiencia mecánica que en gran medida está influida por el tiempo que se emplea para la reposición de los ladrillos de manera que:

$$\text{Carga fija} / t_{\text{cemento}} = \text{FB Ta} / P (TT - Nc Tc) \quad (\text{Ec.2.8})$$

Donde:

FB = valor de los fondos básicos, (USD);

Ta = tasa de amortización, (fracción)

P = producción de cemento t/h en cada horno;

TT = tiempo total disponible para el proceso

Nc = número de cambios de los ladrillos;

Tc = tiempo necesario para el cambio de los ladrillos refractarios.

b) Costo de pérdida de energía por tonelada de cemento

Depende de las pérdidas de energía que se producen en cada momento en dependencia del espesor de los ladrillos refractarios que se utilizan y desgastan. Es un valor acumulativo que crece en el componente de costo de la fracción de cemento en el desgaste de los ladrillos influido también por el tiempo que se requiere para el cambio de manera que:

$$\text{Costo de pérdida} / t_{\text{cemento}} = \frac{\int_{e_i}^{e_f} VP \, dc}{P (TT - Nc Tc)} \quad (\text{Ec. 2.9})$$

Donde:

$\int_{e_i}^{e_f} VP \, dc \int_{e_i}^{e_f} VP \, dc$ = expresión del valor de las pérdidas de energía que se producen desde que el ladrillo se

desgasta del espesor e_i hasta el valor final e_f en el cual se decide el cambio.

VP = función de (calor perdido / tiempo) y tiempo de desgaste desde (e_i hasta e_f).

c. Gastos de mantenimiento por tonelada de cemento

Se refiere esencialmente a los gastos que se hacen para lograr los cambios de ladrillos que se decidan en el año y está determinado por el valor de los ladrillos el costo de su reposición y desde luego el número de cambios; entonces:

$$\text{Gasto de mantenimiento} / t_{\text{cemento}} = (L + \text{Inst}) Nc / P (TT - Nc Tc) \quad (\text{Ec.2.10})$$

Donde: L = valor de los ladrillos y otros materiales;

Inst = costo de la instalación de los ladrillos

Tc = 15 días (Nc).

d. Gastos de materia prima por tonelada de cemento

Está determinado por la composición de la mezcla empleada que, por interés de la estabilidad de la marcha del horno se mantiene constante y fija el consumo teórico de calor y las temperaturas necesarias en cada punto del horno (Lazo; 1970).

Se presentó un estudio para la dosificación de la composición de las pastas por Castresana y Bao (1986) que permitió el control de la dosificación de las pastas mediante un ordenador lo cual garantiza la no variación de la composición

A los efectos del presente trabajo se puede considerar el gasto de materia prima por tonelada de cemento y el gasto por consumo teórico de calor como constantes y no tenerlos en cuenta en el análisis del espesor óptimo de cambio de los ladrillos refractarios por lo que la variación de costo se reduciría a:

$$\Delta \text{Costo} / t_{\text{cemento}} = (\Delta \text{carga fijas} + \Delta \text{costo de pérdida} + \Delta \text{gasto de mantenimiento}) / t_{\text{cemento}} \quad (\text{Ec.2.11})$$

De acuerdo con esto se pueden lograr tres curvas de costo si graficamos cada uno de estos componentes contra el desgaste e, al que cambiamos los ladrillos figura 2.2

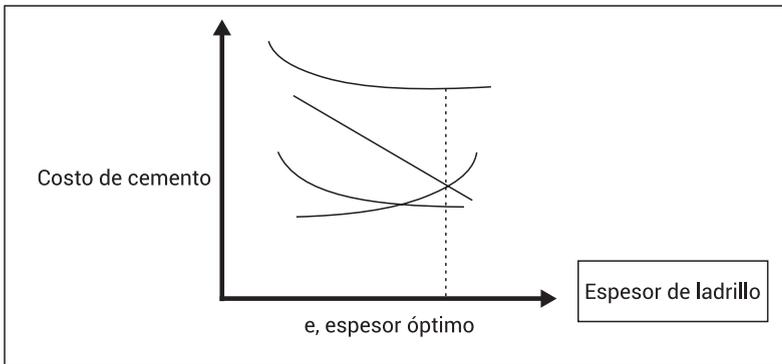


Figura 2.2: Curvas del costo total y sus componentes vs. Espesor de aislante

Donde:

a. Representa la evolución de los cargos fijos unitarios con el desgaste permitido y se observa que disminuye.

b. Pérdidas de calor que se incrementan en la misma medida en que se demore el cambio de los ladrillos refractarios.

c. Al producirse los cambios, a menor desgaste, se incrementan también los gastos de mantenimiento.

La curva sumatoria de a) + b) + c) nos permite una función de costo vs espesor de cambios, a partir del cual puede ser determinado el óptimo.

En la Tabla 2.5 se relaciona el cambio de espesor de aislante con la contribución al costo total, en por cientos (%). Cuando el espesor de cambio es 0.04 m, el % de contribución al costo total alcanza al 100 %, este valor se toma como la base de referencia.

Tabla 2.5: Contribución al costo total según el espesor de cambio

N	Espesor de cambio (m)	% de contribución al costo total (en %)
1	0.160	115,64
2	0.160	105,80
3	0.140	102,0
4	0.120	99,95
5	0.080	98,96
6	0.060	98,67
7	0.040	100,00

2.6.3. Resultados

De los datos e la Tabla 2.5 se encontró, mediante la aplicación del método de los mínimos cuadrados, una expresión del tipo:

$$\text{Costo} = 110.4 - 333.3 (\text{esp}) + 2\,240.54 (\text{esp}^2) \quad (\text{Ec.2.12})$$

Esta expresión derivada e igualada a cero, permitió encontrar un mínimo de pérdidas, con un espesor de cambio de 0,074 m, que, para la producción teórica anual, posibilita un ahorro de unos 64 648 USD/ año.

2.7. Optimización de la proporción de mezcla de pastas a nivel industrial para la producción de cartón para ondular (González; 1982)

2.7.1. Naturaleza del Problema

En la producción de cartón para ondular se puede utilizar una mezcla de pulpa de madera, pulpa de bagazo y papel recuperado. Es interés de los productores no emplear en el proceso tecnológico pulpa de madera de importación, reduciendo la mezcla solo a pulpa de bagazo y papel recuperado.

El objetivo del trabajo fue obtener pulpas de buena calidad para la producción de papeles industriales a través de un proceso con un mínimo impacto ambiental. Además al aumentar la selectividad de la lignina existe la posibilidad de la utilización de la misma en productos de alto valor agregado contribuyendo positivamente a la eficiencia económica del proceso.

El reciclado de papel desperdicio proporciona fibras largas y flexibles, las cuales no generan propiedades de respuesta que se exigen para el papel para ondular como son el Factor de Estallido, si estas fibras se someten a un proceso de características de flexibilidad de la fibra larga, por lo cual el papel onda no cumple con las propiedades que se exigen al papel para corrugar.

En este sentido se consideró oportuno estudiar la mejor alternativa de mezclado de las pastas de pulpa semiquímica y papel reciclado en la mezcla fibrosa para fabricar papel en la fabricación de papel para ondular sin utilizar pulpa de madera.

2.7.2. Solución del problema

Para determinar las formulaciones necesarias para la mezcla fibrosa, se parte de que estamos en un problema real que se analizará con dos componentes manera que si hasta ahora no hemos tenido en cuenta un problema que presenta en los procesos reales de optimización, que es la existencia de restricciones, debemos proceder a considerar los métodos que nos permiten considerar las restricciones en el momento de encontrar una solución óptima a un proceso tecnológico.

Las restricciones pueden estar dadas por muchos factores tanto inherentes a las condiciones reales de las materias primas, como a la propia tecnología o equipos instalados en el proceso productivo, que es la existencia de restricciones en el momento de encontrar una solución óptima a un problema de producción.

Solución de problemas de optimización que presenten restricciones asociadas a las variables de la Función Objetivo.

En un problema real podemos considerar que: $Y = f(X)$; $g = g_j(X)$

$$F(X, \lambda) = Y(X) + \sum \lambda_i q_j(X) \quad (\text{Ec.2.13})$$

Siendo: $\lambda_1 = [\lambda_1 + \lambda_2 + \dots + \lambda_m]$ Vector de Lagrange (Mayo; 2005)

Considerando que la expresión de las calidades de las pastas resultado del mezclado de diferentes tipos de pulpa (de madera, de bagazo semiquímica y de papel reciclado) se encontró como una expresión de la forma:

$$Y_{\text{est}} = b_0 + b_1 X_1 + b_2 X_2 + b_3 X_3 + b_{12} X_1 X_2 + b_{13} X_1 X_3 + b_{23} X_2 X_3 + b_{123} X_1 X_2 X_3 \quad (\text{Ec.2.14})$$

donde si decide la supresión X_3 (pulpa de madera) = 0, entonces la expresión se reduce para una expresión de mezcla binaria como:

$$Y_{\text{est}} = b_0 + b_1 X_1 + b_2 X_2 + b_{12} X_1 X_2 \quad (\text{Ec.2.15})$$

Lo que para el caso de la Tecnología de Papelera Damují fue reportado como (González; 1982):

$$Y_{\text{est}} = 13.69 + 8 X_1 + 7 X_2 + 3 X_1 X_2 \quad (\text{Ec.2.16})$$

Lo que nos situó en un problema clásico con igualdades como restricciones.

Luego, si se quiere encontrar un Máximo valor en la respuesta con la restricción de que:

$X_1 + X_2 = 1$, aplicando el método de Lagrange haremos la restricción una igualdad del tipo:

$$0 = 1 - X_1 - X_2 \quad (\text{Ec.2.17})$$

Luego:

$$Y_{\text{est}} = 13.69 + 8 X_1 + 7 X_2 + 3 X_1 X_2 + \lambda_1 (1 - X_1 - X_2) \quad (\text{Ec.2.18})$$

Entonces la función de Lagrange será:

$$Y_{\text{est}} = 13.69 + 8 X_1 + 7 X_2 + 3 X_1 X_2 + \lambda_1 - \lambda_1 X_1 - \lambda_1 X_2 \quad (\text{Ec.2.19})$$

2.7.3 Resultados

De manera que aplicando el método multidimensional de derivadas parciales y derivando con respecto a X_1 , X_2 y λ_1 tendremos:

$$\delta Y / \delta X_1 = 8 + 3 X_2 - \lambda_1 \quad (\text{Ec.2.20})$$

$$\delta Y / \delta X_2 = 7 + 3 X_1 - \lambda_1 \quad (\text{Ec.2.21})$$

$$\delta Y / \delta \lambda_1 = 1 - X_1 - X_2 \quad (\text{Ec.2.22})$$

Pero siendo $1 = X_1 + X_2$, entonces por ecuaciones 2.19 y 2.17, tenemos:

$$8 + 3(1 - X_1) = \lambda_1 \quad (\text{Ec.2.23})$$

Por ecuación 2.20, tenemos: $7 + 3 X_1 = \lambda_1$ (Ec.2.24)

Luego, tendremos entonces: $8 + 3(1 - X_1) = 7 + 3 X_1$ (Ec.2.25)

$X_1 = 4/6 = 0.667$ fracciones de pulpa de bagazo y $X_2 = 0.333$ de pulpa de recorte, para lo cual

$$Y_{\text{est}} = 21.99$$

2.8. Evaluación de las posibilidades de incorporar una nueva pulpa a la producción de papel para ondular

2.8.1 Naturaleza del Problema

En la producción de cartón para ondular se puede utilizar una mezcla de pulpa de madera, pulpa de bagazo y papel recuperado. Es interés de los productores no emplear en el proceso tecnológico pulpa de madera de importación, reduciendo la mezcla solo a pulpa de bagazo y papel recuperado.

El objetivo del trabajo fue obtener pulpas de buena calidad para la producción de papeles industriales a través de un proceso con un mínimo impacto ambiental. Además al aumentar la selectividad de la lignina existe la posibilidad de la utilización de la misma en productos de alto valor agregado contribuyendo positivamente a la eficiencia económica del proceso.

El reciclado de papel desperdicio proporciona fibras largas y flexibles, las cuales no generan propiedades de respuesta que se exigen para el papel para ondular como son el CMT, si estas fibras se someten a un proceso de refinación más intenso pueden generar fibra recortada pero con las características de flexibilidad de la fibra larga, por lo cual el papel onda no cumple con las propiedades que se exigen al papel para corrugar.

En este sentido se consideró oportuno estudiar la utilización de pulpas Organosolv, (etanol-agua) a partir de bagazo de caña, (Turra-

do et al, 2001) en la fabricación de papel para ondular en lugar de pulpa de madera.

En el estudio fue necesario tener en cuenta que los valores mínimos exigidos como requisito de CMT son de 140,58 (Turrado et al; 2001).

2.8.2. Solución del problema

Para la solución del problema y en contexto de un proyecto de investigación binacional Cuba - México, se estudiaron las posibilidades de mezclas fibrosas de pulpas producidas con bagazo mexicano y con bagazo cubano mezclados con papel reciclado.

Aunque generalmente el comportamiento de las propiedades de las pulpas no es lineal, se seleccionó para el estudio del comportamiento de las mezclas de pulpa, un método de enrejado simplex para facilitar el trabajo experimental (Turrado et al; 2001).

Los requerimientos para el mismo son que las pruebas se efectúan a 6 puntos de composición del enrejado. Para la mayoría de las propiedades una medida a cada punto del enrejado es suficiente, pero es importante que se realicen algunas replicas aun punto que se sitúa convenientemente en cualquier zona del enrejado, con el fin de lograr un cálculo del error experimental, o sea, el error al mezclar, al probar, etc, que es posible en cualquier parte del análisis.

Las respuestas medidas en los 6 puntos de composición del diseño cuántico de tres componentes se representan por un polinomio general simplificado de 6 términos como aparece a continuación (González; 2003):

$$Y = b_1 X_1 + b_2 X_2 + b_3 X_3 + b_{12} X_1 X_2 + b_{13} X_1 X_3 + b_{23} X_2 X_3 \quad (\text{Ec.2.26})$$

A través de dicho polinomio se puede obtener la superficie de respuesta de cada propiedad en dependencia de la variación de la composición. De este diagrama obtenido se aprecia una zona de trabajo, en la cual están los valores de composición que tienen magnitudes similares de propiedades según las restricciones de los procesos

Para la formación de las hojas la pulpa fue refinada de acuerdo a ISO 5264/III-1979-e en un molino Jokro a diferente grado de refinación Schopper Riegler (SR) según el comportamiento de la curva de molida de los diferentes componentes (Turrado et al; 2001), así el papel reciclado y las pulpas semiquímicas de bagazo se refinaron durante 6 minutos hasta 21 y 22 SR las pulpas Organosolv, tanto

para la variante establecida en base a la experiencia de la Universidad de Guadalajara México, como la experiencia de la Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas con 1,5 % de sosa se refinó durante 15 minutos y 11 SR, y para las variantes de 3 % de sosa la refinación fue de 10 minutos para 13,5 SR, con las pulpas obtenidas se hizo un diseño enrejado simple de 6 puntos y se formaron hojas de 135 g/m² de acuerdo a T 205, las cuales se evaluaron de acuerdo a T 809 para obtener el aplastamiento de la forma ondulada CMT en sus valores puros como vértices de un triángulo de estudio de:

- Mezclas ternarias y mezclas al 50% de:
- Reciclado y bagazo semiquímico Reciclado y Organosolv mexicana
- Reciclado y Organosolv cubana

Esta concepción de diseño se repitió para el caso de pulpas al 1,5 y el 3 % de sosa obteniendo ecuaciones del tipo:

$$\text{CMT} = b_1 X_1 + b_2 X_2 + b_3 X_3 + b_{12} X_1 X_2 + b_{13} X_1 X_3 + b_{23} X_2 X_3 \quad (\text{Ec.2.27})$$

Donde:

$b_1 = Y_1 = \text{CMT del componente puro 1 (Pulpa Organosolv)}$

$b_2 = Y_2 = \text{CMT del componente puro 2 (reciclado)}$

$b_3 = Y_3 = \text{CMT del componente puro 3 (semiquímica de bagazo)}$

$b_{12} = 4 Y_{12} - 2 Y_1 - 2 Y_2$

$b_{13} = 4 Y_{13} - 2 Y_1 - 2 Y_3$ $b_{23} = 4 Y_{23} - 2 Y_2 - 2 Y_3$

Siendo:

$X_1 = \text{Fracción del componente 1 puro;}$

$X_2 = \text{Fracción del componente 2 puro;}$

$X_3 = \text{Fracción del componente 3 puro;}$

$$1 = X_1 + X_2 + X_3 \quad (\text{Ec.2.28})$$

Los resultados encontrados para los cuatro tipos de Pulpa Organosolv obtenidas y las diferentes composiciones de las mezclas con hojas formadas en el laboratorio son las siguientes:

A) Para alta aplicación de sosa (alto por ciento (%)) de sosa):

Tabla 2.6: Resultados experimentales para las mezclas con aplicación de alto % de sosa

Respuesta Y	Pulpa Mexicana	Pulpa Cubana	Formulación
Y ₁	74	74	Organosolv
Y ₂	211	211	Reciclado
Y ₃	178	178	Semiquímica
Y ₁₂	103	115	Organosolv - Rec
Y ₁₃	102	108	Organosolv - Semiquímica
Y ₂₃	140	140	Reciclado - Semiquímica

B) Para mínima aplicación de sosa (bajo % de sosa)

Tabla 2.7: Resultados experimentales para las mezclas con aplicación de bajo % de sosa

Respuesta Y	Pulpa Mexicana	Pulpa Cubana	Formulación
Y ₁	99	74	Organosolv
Y ₂	211	211	Reciclado
Y ₃	178	178	Semiquímica
Y ₁₂	137	115	Organosolv - Rec
Y ₁₃	148	108	Organosolv - Semiquímica
Y ₂₃	140	140	Reciclado - Semiquímica

De donde se obtiene los siguientes modelos:

a) Alto % de sosa cáustica. Para pulpa mexicana a un 3% de sosa:

$$CMT = 74.39 X_1 + 211.77 X_2 + 178.13 X_3 - 157.64 X_1 X_2 - 94.28 X_1 X_3 - 226.48 X_2 X_3 \quad (\text{Ec.2.29})$$

Para pulpa cubana a un 3 % de sosa:

$$CMT = 74.331X_1 + 211.77X_2 + 178.13X_3 - 111.72 X_1X_2 - 71.68 X_1X_3 - 217.48X_2X_3 \quad (\text{Ec.2.30})$$

Para pulpa mexicana con 1.5 % de sosa:

$$CMT = 96.62X_1 + 211.77X_2 + 178.13X_3 - 226.48X_1X_2 - 73.04X_1X_3 - 38.06X_2X_3 \quad (\text{Ec. 2.31})$$

Para pulpa cubana a un 1.5 % de sosa

$$\text{CMT} = 92.655 X_1 + 211.77 X_2 + 178.13 X_3 - 226.48 X_1 X_2 - 127.11 X_1 X_3 - 43.77 X_2 X_3 \quad (\text{Ec. 2.32})$$

Para determinar las formulaciones necesarias para cada tipo de Pulpa Organosolv, se parte de que estamos en un problema real que se analizará con dos componentes de manera que si hasta ahora no hemos tenido en cuenta un problema que se presenta en los procesos reales de optimización, que es la existencia de restricciones, debemos proceder a considerar los métodos que nos permiten considerar las restricciones en el momento de encontrar una solución óptima a un proceso tecnológico.

En un problema real podemos considerar que:

Para pulpa mexicana a un 3% de sosa:

$$\text{CMT} = 74.39 X_1 + 211.77 X_2 + 178.13 X_3 - 157.64 X_1 X_2 - 94.28 X_1 X_3 - 226.48 X_2 X_3 \quad (\text{Ec.2.33})$$

Tendremos para $X_3 = 0$ que la ecuación se reduce a:

$$\text{CMT} = 74.59 X_1 + 211.77 X_2 - 157.64 X_1 X_2 \quad (\text{Ec.2-34})$$

Lo anterior implica que la fracción X_1 : fracción de pulpa de bagazo organosolv

X_2 : fracción de pulpa de papel reciclado están restringido a que $X_1 + X_2 = 1$

Esto nos lleva a un problema de optimización con restricciones.

Luego, si se quiere encontrar un Máximo valor en la respuesta con las restricciones de que:

$X_1 + X_2 = 1$, aplicando el método de Lagrange haremos la restricción una igualdad del tipo:

$$0 = 1 - X_1 - X_2$$

$$0 = \text{CMT} - (74.59 X_1 + 211.77 X_2 - 157.64 X_1 X_2)$$

Luego:

$$\text{CMT} = 74.59 X_1 + 211.77 X_2 - 157.64 X_1 X_2 + \lambda_1 (1 - X_1 - X_2) \quad (\text{Ec.2.35})$$

Entonces la función de Lagrange será:

$$\begin{aligned} \text{CMT} = & 74.59 X_1 + 211.77 X_2 - 157.64 X_1 X_2 + \lambda_1 - \lambda_1 X_1 - \lambda_1 X_2 + \\ & + 140.58 \lambda_2 - 74.59 \lambda_2 X_1 - 211.77 \lambda_1 X_2 + 157.64 X \quad (\text{Ec.2.36}) \end{aligned}$$

De manera que aplicando el método multidimensional de derivadas parciales y derivando con respecto a X_1 , X_2 y λ_1 tendremos:

$$\delta Y / \delta X_1 = 74,59 - 157,64 X_2 - \lambda_1 \quad (\text{Ec.2.37})$$

$$\delta Y / \delta X_2 = 211,77 - 157,64 X_1 - \lambda_1 \quad (\text{Ec.2.38})$$

$$\delta Y / \delta \lambda_1 = 1 - X_1 - X_2 \quad (\text{Ec.2.39})$$

$$\delta Y / \delta \lambda_2 = 140,58 - 74,59 X_1 - 211,77 X_2 + 157,64 X_1 X_2 \quad (\text{Ec.2.40})$$

y despejando: $140,58 = 74,59 X_1 + 211,77 X_2 - 157,64 X_1 X_2$
(Ec.2.41)

Luego de ecuaciones 2.40 y 2.41 se tiene sustituyendo la primera en la última la siguiente expresión:

$$140,58 = 74,59 X_1 + 211,77 (1 - X_1) - 157,64 X_1 (1 - X_1) \quad (\text{Ec.2.42})$$

Resolviendo algebraicamente se obtiene la ecuación de segundo grado:

$$0 = 71,19 - 188,19 + 73,04 X_1^2 \quad (\text{Ec.2.43})$$

De donde se puede determinar X_1 resolviendo la ecuación de segundo grado, en la cual aparecerán dos soluciones de X_1 una con signo positivo y otra negativo, deseamos esta por no ser real y obtenemos a $X_1 = 0,6729$ es decir 67.29 %, lo que significa 32.71 % de la pulpa de papel reciclado.

El mismo procedimiento aplicado para las otras alternativas de Pulpa Organosolv arroja los siguientes resultados:

Para pulpa mexicana a un 3% de sosa:

$$\text{CMT} = 74,39X_1 + 211,77X_2 + 178,13X_3 - 157,644X_1X_2 - 94,28X_1X_3 - 226,48X_2X_3 \quad (\text{Ec.2.44})$$

Para pulpa cubana aun 3 % de sosa:

$$\text{CMT} = 74,33X_1 + 211,77X_2 + 178,13X_3 - 111,72X_1X_2 - 71,68X_1X_3 - 217,48X_2X_3 \quad (\text{Ec.2.45})$$

Para pulpa mexicana con 1.5 % de sosa:

$$\text{CMT} = 96.62X_1 + 211.77X_2 + 178.13X_3 - 226.48X_1X_2 - 73.04X_1X_3 - 38.06X_2X_3 \quad (\text{Ec.2.46})$$

Para pulpa cubana a un 1.5 % de sosa

$$\text{CMT} = 92.655X_1 + 211.77X_2 + 178.13X_3 - 226.48X_1X_2 - 127.11X_1X_3 - 43.77X_2X_3 \quad (\text{Ec.2.47})$$

2.8.3. Resultados

De acuerdo a los modelos obtenidos y fijando como requerimiento 140.58 Concora Medium Test (CMT) de acuerdo a los valores que se obtienen con una formulación de 50% de Recorte y Pulpa Semi-química de Bagazo tal y como se emplea actualmente, se obtuvieron las siguientes relaciones:

1. Mezcla de 65% Recorte y un 35% de Pulpa Organosolv obtenida con 1.5% de Sosa y de Bajo nivel de Etanol.
2. Mezcla de 33% de Recorte y un 67% de Pulpa Organosolv obtenida con 1.5% de Sosa y Alto nivel de Etanol.
3. Mezcla de 85% Recorte y un 15% de Pulpa Organosolv obtenida con 3.0% de Sosa y de Bajo nivel de Etanol.
4. Mezcla de 74% de Recorte y un 26% de Pulpa Organosolv obtenida con 3.0% de Sosa y Alto nivel de Etanol.

2.9. Conclusiones

1. Los métodos clásicos de optimización son aplicables a problemas reales, sencillos y frecuentes de diseño, operación y mantenimiento de la industria de procesos químicos, para los cuales la formulación de la Función Objetivo debe arribar a obtener una función continua y derivable en el rango de interés de investigación y que no esté sujeta a restricciones.

2. La búsqueda de nuevos conocimientos referentes a los parámetros de conducción de los procesos y las inversiones en la industria química y fermentativa se pueden lograr con eficiencia mediante el uso de métodos clásicos de optimización

3. La consideración de las restricciones emanadas de las realidades de los procesos físicos químicos en condiciones industriales es

factible con los métodos disponibles y permite soluciones de real aplicación en la industria. La aplicación de los métodos clásicos de Optimización son factibles con los escasos recursos de computo y en todos los casos enteramente disponibles para los especialistas que laboran en las instalaciones de la industria química

2.10. Referencias bibliográficas

Castresana J. M. C. Bao (1986)

Dosificación de cementos Portland con ayuda de ordenadores. Ponencia III conferencia de Ciencias Técnicas; UCLV. Santa Clara, Cuba.

Damas Carreras. S. (1985)

Consideraciones para el consumo de energía en un horno de cemento. Trabajo de diploma Universidad Central Marta Abreu de Las Villas

Damas Contreras, S, E. González Suárez; (1987)

Determinación del espesor óptimo del ladrillo refractario de la zona de clinkerización de un horno rotatorio de cemento. Revista Tecnología Química. Año VIII No. 3 1987, 72-77. ISSN: 0253-9276. Editado por la Universidad de Oriente.

González Suárez, E. (1980)

Transferencia de Calor. Editorial Libros para la Educación. La Habana.

González Suárez, E. (1982)

Modelación y optimización de un proceso tecnológico para la producción de cartoncillo para corrugar. Tesis en opción al grado científico de doctor en Ciencias Técnicas. UCLV, Cuba.

González, E.; L. Hernández; A. Ribot Enríquez (1986)

Efecto económico de la modernización del sistema de control de la relación aire combustible en una caldera de vapor". Rev. Tecnología Química, 7 (3): 38-43. ISSN: 0253- 9276. Editado por la Universidad de Oriente.

- González Suárez, E. Damas Carreras, Salvador. (1988a)
Determinación del ciclo óptimo de reposición del refractario de la zona de clinkerización de un horno de rotatorio de cemento. Tecnología química Año IX, Nro 2, pp 27-31 ISSN: 0253-9276. Editado por la Universidad de Oriente.
- González Suárez, E. Damas Carreras, S. (1988b)
Posible efecto económico de la optimización de la relación Aire-combustible en horno rotatorio de cemento. Tecnología química Año IX, Nro 4, pp 85-88 ISSN: 0253-9276. Editado por la Universidad de Oriente.
- González Suárez, E. (2003)
Análisis de Procesos en la industria de pulpa y papel considerando la incertidumbre. Edición. CYTED. Argentina. pp 165. ISBN 950-9898-04-X.
- Kern, D. (1999)
Procesos de transferencia de Calor, Capítulo 6, Ed. Continental SA, México, pp. 131-143.
- Lazo V. (1970)
Experiencias sobre la automatización de hornos de cemento. Revista Tecnología Química 4. 24-27. ISSN: 0253-9276. Editado por la Universidad de Oriente.
- Mayo, O. (2005)
Técnicas Básicas de Optimización. Ed. Pueblo y Educación, La Habana.
- Papadaski, M.; M Vermant (1968)
Fabricación, características y aplicaciones de los diferentes tipos e cemento. Barcelona. 85-94
- Peters, M. S. ; K. D. Timmerhaus (1981)
“Plant Design and Economics for Chemical Engineering” . McGraw-Hill International Editions.

Turrado Saucedo, J. M. Pajón Poblet, E. González, A. R. Saucedo, S. Salvador Pérez. (2001)

Medium Test value of Médium Paper Using Sugar Bagasse in the Furniture. IPPTA Journal. India. Vol 12, Nro 2, June, 3-9.

Villanueva Ramos, G. (1988)

Cálculo del diámetro óptimo de una línea principal de vapor de la planta de acabado del Combinado Textil “Desembarco del Granma”. En González Suárez, E. (compilador). Aplicaciones en el diseño y análisis operacional de equipos e instalaciones de la industria de procesos. Monografía. Editorial UCLV. Cuba.

CAPÍTULO III

EJEMPLOS DE SOLUCIÓN A PROBLEMAS COMPLEJOS CON AYUDA DE MÉTODOS DIRECTOS DE OPTIMIZACIÓN

3.1 Introducción

Hasta el momento, los métodos de optimización que hemos utilizado encuentran el óptimo del problema estudiado mediante procedimientos analíticos, partiendo de la formulación de la función objetivo, sin embargo, en la vida real pueden presentarse problemas en los cuales la función objetivo es muy compleja, dependiendo incluso de pasos intermedios de cálculo en el proceso, para estos casos se emplean métodos de Programación no lineal, de ellos haremos hincapié en los métodos búsqueda directa o métodos directos de optimización.

Los métodos de búsqueda directa se aplican en aquellos casos que se tiene una función objetivo compleja, por ejemplo que el Parámetro de Optimización estando en función de una sola variable $Y = \varphi(X)$ que puede ser en varios pasos de cálculo, como es el caso, para señalar un ejemplo, el diseño del área óptima de transferencia de calor de un intercambiador o la altura de una columna de destilación, la solución puede ser obtener el valor de la variable de respuesta para varios valores de X .

La idea básica que a todos se nos puede ocurrir es hacer la evaluación del Parámetro de Optimización (Y) a valores que cambien periódicamente de X . Esa es sin duda una variante a tener en consideración en toda la región de los valores de Y , luego por comparación encontrar el mejor.

Realmente los Métodos de Búsqueda directa tienen un procedimiento general y es el siguiente:

1. Seleccionar un punto base o de referencia que represente una solución básica posible, evaluando para ello la función objetivo.
2. De acuerdo con el método seleccionado se busca un nuevo punto, y se evalúa en él, la función objetivo y se comparan los resultados con el anterior.
3. De acuerdo con el resultado de la comparación, se escoge un nuevo punto y se repite el ciclo, hasta llegar a un punto en el cual cualquier otro empeora los resultados de la función objetivo.

De acuerdo con este procedimiento general la selección de los nuevos puntos, se puede realizar según diferentes métodos, y esto radica en la forma que se viaja de un punto a otro.

Un importante aspecto es definir el intervalo de variación de las variables. Acorde con lo anterior y fijando dos puntos, es decir, el punto inicial y uno comparación.

Entre los métodos utilizados se resaltan los siguientes:

- Métodos de distribución uniforme. Este método que no aprovecha los resultados anteriores, consiste en realizar un cierto número de experimentos (pueden ser teóricos) distribuidos uniformemente y luego hacer el estudio gráfico Para eliminar las regiones en las cuales no pueda existir el óptimo.
- Método dicotómico uniforme. En este método se comparan los resultados de cada evaluación por pasos. El intervalo se divide en $N/(2+1)$ áreas iguales, donde N es el número de experiencias.
- Método Dicotómico Secuencial. En este método se aprovechan los resultados anteriores, y los pasos a seguir son los siguientes:
 - a) Se divide la región experimental alrededor de un centro "a".
 - b) Se considera un delta (Δ) de variación \pm es decir si $a \pm \Delta$.

3.2. Método de Fibonacci y el Método de la Regla de Oro (Golden Section)

Entre los métodos de búsqueda directa tiene una importancia trascendental por la eficacia que se logra con su aplicación el Método de Fibonacci y el Método de la Regla de Oro (Golden Section).

Método de Fibonacci

Este es un método de búsqueda directa secuencial que aprovecha los resultados de experiencias anteriores. El método se fundamenta en el aprovechamiento de la serie de los números de Fibonacci don-

de al aplicarlo se utilizan al menos dos experiencias por ciclo, para posteriormente eliminar la región en la cual no hay posibilidades de encontrar el óptimo y al final de este ciclo el nuevo intervalo de investigación utilizará al menos un experimento anterior por lo que sólo tendrá que añadirse un experimento en cada ciclo.

En forma general el método se desarrolla con los siguientes pasos:

1. Se realizan las experiencias en el primer intervalo situados a una misma distancia de los extremos de la región experimental.
2. Se comparan los valores obtenidos y de acuerdo a ellos, se elimina la región donde no se encuentra el óptimo.
3. Se tomará el mínimo intervalo resultante y se situará una experiencia ya que la otra coincidirá con una del anterior intervalo inicial.
4. Se repetirán los pasos 2 y 3 hasta agotar el número de experiencias.

Para decidir los intervalos se emplea la serie de Fibonacci que se forma según:

$$(F_0 = 1 \text{ para } N = 0); (F_1 = 1 \text{ para } N = 1)$$

$$F_N = F_{N-2} + F_{N-1} \quad \text{para } N > 1 \quad (\text{Ec.3.1})$$

A partir de aquí se forma la siguiente tabla.3.1.

Tabla 3.1: Números de Fibonacci

Posición, N	0	1	2	3	4	5	6	7	8
Número de Fibonacci	1	1	2	3	5	8	13	21	34

La serie se puede confeccionar de las ecuaciones

$$F_N = F_{N-2} + F_{N-1}$$

$$F_2 = F_0 + F_1 = 1 + 1 = 2$$

$$F_3 = F_1 + F_2 = 1 + 2 = 3$$

$$F_4 = F_2 + F_3 = 2 + 3 = 5$$

$$F_5 = F_3 + F_4 = 3 + 5 = 8$$

Pasos: Se sitúan los dos primera dos experiencias a una distancia equidistante de los extremos del intervalo de incertidumbre, dado por:

$$D1 = (FN - 2 / FN) L1 \quad (\text{Ec.3.2})$$

Donde: D1: distancia desde el extremo del intervalo de incertidumbre;

FN - 2: número de Fibonacci en la posición N -2

FN: número de Fibonacci en la posición N.

L1: Longitud del intervalo de incertidumbre,

N: Número de experimentos a realizar.

Método de la Regla de Oro (Golden Section)

El método de Fibonacci a pesar de ser el más eficiente de todos los métodos, es algo engorroso, en la práctica se utiliza el conocido como “Regla de Oro” o “Golden Section”, que es ligeramente menos eficiente que el de Fibonacci, y consiste en poner las experiencias en distancias equidistantes de los extremos dado por 0, 618 L, donde “L” es la longitud del intervalo. De aquí esta distancia es calculada como $D0 = 0,618 L$.

3.3. Métodos de búsqueda directa para sistemas multidimensionales

Los métodos de búsqueda directa de la Regla de Oro y de Fibonacci permiten como métodos de búsqueda directa para sistemas unidimensionales alcanzar rápidamente la región y las condiciones óptimas, sin embargo, en los problemas reales de la industria de procesos químicos y fermentativos muchos problemas están influidos por más de una variable y necesitan ser estudiados como procedimientos de análisis multidimensional, por lo que se requiere que conozcamos los métodos de Programación no lineal para sistemas multidimensionales, una característica de los métodos de Programación No lineal Multidimensional es que tienen el propósito, de dado al alto número de variables que se pueden incluir, buscar caminos multidimensionales de mover la investigación hacia la región del óptimo aceleradamente. Aunque varios son los métodos desarrollados con este propósito, por su importancia deben resaltarse dos de ellos, el Método de Hooke - Jeeves y el método de Box-Wilson.

Cuando se trata de sistemas multidimensionales, los métodos de optimización experimentales requieren de diseños de experimentos o planes experimentales para obtener modelos, por lo cual recordaremos algunos conceptos sobre esta temática:

- a. *Diseño de experimento*: Selección y planificación de ensayos para cubrir el máximo de condiciones variantes con un mínimo número de experimentos
- b. *Factor*: un de las variables cuyo efecto está siendo estudiado en el experimento, puede ser cuantitativa (Ejemplo: presión, temperatura) o cualitativa (Ejemplo: tipo de catalizador).
- c. *Niveles*: Valores del Factor estudiado.
- d. *Corrida*: Combinación de los niveles de todos los factores a los cuales se hace cada experimento.

Existen diferentes tipos de experimentos:

1. Factorial completo (2^k)
2. Factorial Fraccionado (2^{k-p}) Box –Hunter
3. Factorial Fraccional Saturado. Plackett- Bürman.

En el Factorial completo el número de corridas N es igual a 2^k

Para realizar los experimentos se ejecutan las corridas de acuerdo a la matriz de

diseño previamente planificada la cual tiene la estructura del tipo siguiente:

Ensayo. $X_1, X_2, X_3, \dots, X_{k-1}, X_k$

Respuesta: 1, 2, ..., N

Se define:

Nivel básico: $X_{10}, X_{20}, X_{30}, \dots, X_{k-1}, X_k$

Nivel Superior: $X_{10} + m_1, X_{20} + m_2, X_{30} + m_3, \dots, X_{k-1} + m_{k-1}, X_k + m_k$

Nivel Inferior: $X_{10} - m_1, X_{20} - m_2, X_{30} - m_3, \dots, X_{k-1} - m_{k-1}, X_k - m_k$

En la matriz de diseño se utilizan los valores codificados de las variables vistas a facilitar el cálculo, las codificaciones d se efectúan como sigue:

Valor codificado = (Valor Real – Nivel base) / módulo

Donde: Módulo = Nivel superior - Nivel básico

A los efectos de la codificación, los valores altos serán +1 y los valores bajos -1.

Un diseño típico 2^k permite para 3 variables, 8 ensayos del tipo, con las réplicas en cada ensayo Y^1 y Y^2 , se muestra en la Tabla 3.2.

Tabla 3.2: Diseño Factorial completo 3²

N	X1	X2	X3	Y ¹	Y ²	S _i ²
1	+	+	+			
2	+	+	-			
3	+	-	+			
4	+	-	-			
5	-	+	+			
6	-	+	-			
7	-	-	+			
8	-	-	-			

Donde: $S_i = (Y - \bar{Y}) / n - 1$ (Ec.3.3)

Esto permite determinar un modelo del tipo:

$$Y = b_0 + b_1X_1 + b_2 X_2 + b_3X_3 + b_{12} X_1 X_2 + b_{13} X_1 X_3 + b_{23} X_2 X_3 + b_{123} X_1 X_2X_3 \quad (\text{Ec.3.4})$$

Donde: $b_0 = \sum Y/N$; $b_i = \sum(X_iY)/N$; $b_{ij} = \sum(X_iX_jY)/N$, $b_{ik} = \sum(X_iX_kY)/N$, $b_{jk} = \sum(X_jX_kY)/N$ y $b_{ijk} = \sum(X_iX_jX_kY)/N$

Una vez concluido el procesamiento de los resultados, se determina la significación de los coeficientes mediante la expresión: $\Delta b_j = \pm S_{bj} \cdot t_p$

Siendo: $S_{bj} = \pm [S Y^2 / N]^{1/2}$ (Ec.3.5)

Donde: $S Y^2 = \sum S_i^2 / N$ (Ec.3.6)

Los métodos que estaremos estudiando para la búsqueda de las condiciones óptimas con sistemas multidimensionales, son métodos de búsqueda directa secuencial que aprovecha los resultados de experiencias anteriores y se fundamenta en buscar el óptimo sobre la base de un ascenso en direcciones paralelas a los ejes de las coordenadas.

La diferencia entre el método de Hooke-Jeeves y el Método de Box-Wilson consiste en cómo construir el dispositivo de avance.

En el método de Hooke-Jeeves las exploraciones se realizan en las direcciones paralelas a los ejes de las coordenadas y no se regresa al punto básico para analizar la dirección de las otras variables.

En el método de Box-Wilson se realizan exploraciones en ambas direcciones pero se regresa al punto básico para alizar la dirección de la otra variable.

Método de Hooke y Jeeves

Este método también conocido como métodos de búsqueda por patrón, se basa en determinar una dirección hacia el óptimo a partir de las perturbaciones de cada variable. Para ello, los pasos para la aplicación del método de Hooke y Jeeves son los siguientes:

1. Se parte de un punto dentro del intervalo de incertidumbre (puede y debe estar fundamentado en los estudios de Vigilancia Tecnológica) que se define como $(X_{10}; X_{20})$, en el cual se halla el valor correspondiente, en ese punto, del Parámetro de Optimización, siendo esta la primera base permanente, es decir $Y_0 = b_{10}$.

2. Se toma el punto de la primera base permanente, X_b , o inicial y se incrementa en un valor fijo una de las variables, manteniendo las demás constantes.

3. Si la función disminuye en el punto hallado se parte de éste aplicando un incremento fijo en la variable siguiente y así se prosigue con las demás variables. En el caso que la función objetivo aumenta se aplica un decremento en la variable siguiente. Estos puntos constituyen una fase exploratoria y el vector que una el punto inicial X_0 con el punto final X_f de esta fase define una dirección probable hacia el óptimo.

4. Con la definición de la dirección probable hacia el óptimo se aplica a partir del punto final con la expresión:

$$X_b^{i+1} = X_f^i + (X_f^i - X_b^{i-1}) = 2X_f^i - X_b^{i-1}; \quad X_f^{-1} = X_b^0$$

Estos pasos se repiten realizando movimientos exploratorios y búsqueda por patrón hasta que en la fase exploratoria no se logre un avance y entonces se disminuye el tamaño de los pasos exploratorios.

Se decide terminar la búsqueda del óptimo cuando los incrementos a aplicar en la fase exploratoria sean tan pequeños como los valores inicialmente para la comprobación de la convergencia.

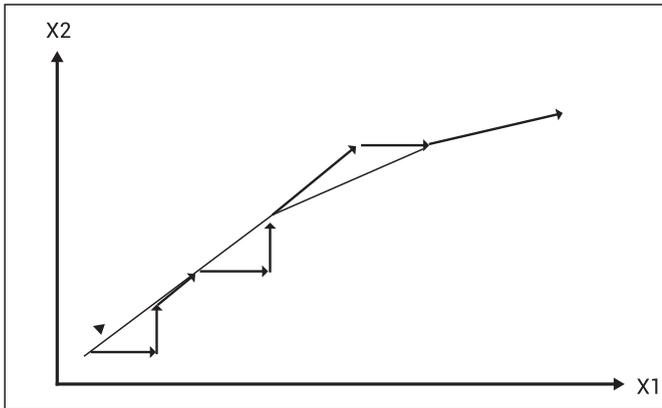


Figura 3.1: Búsqueda de las condiciones óptimas con el método de paso ascendente

A partir de esta base, se incrementa la variable X_i en un valor ΔX_i y se obtiene el punto:

$(X_{10} + \Delta X_i; X_{20})$, en el cual se determina el valor del Parámetro de Optimización, siendo la primera base temporal de la variable 1, donde para X_{11} se obtiene $b_{11} = f(X_{11}; X_{20})$, a continuación se compara b_{11} con b_{10} , y si es mejor, se continua estudiando su incremento, si empeora se gira a 180 grados y se repite el proceso ahora decreciendo es decir a $(X_{10} - \Delta X_i; X_{20})$. $b_{11} > b_{10}$. Se incrementa el valor de la variable siguiente. $b_{11} < b_{10}$. Se decrece el valor de la variable.

2) A continuación se analiza el valor de la variable (X_2) también paralela al eje pero sin regresar al punto básico original y hallamos la primera base temporal de la variable X_2 .

Entonces si $b_{11} = f(X_{10} \pm \Delta X_i; X_{20}) = f(X_{11}; X_{20})$ y $b_{12} = f(X_{11}; X_{20} \pm \Delta X_2)$

Se compara entonces con b_{11} , si mejora se incrementa el valor de la variable X_2 , en caso contrario, se gira a 180° y se decrece el valor de la variable X_2 .

Entonces será la segunda base permanente, es decir la primera base temporal de la variable X_2 .

Primera base permanente $b_{11} = f(X_{11}; X_{20})$,

Segunda base permanente $b_{12} = f(X_{11}; X_{21})$,

Con la primera y segunda base permanente se construye el dispositivo de ascenso.

$$X_1 = 2 b_2 - b_1$$

$$X_2 = 2 b_2 - b_1$$

Como: $b_2 = f(X_{11}; X_{21})$, $b_1 = f(X_{10}; 20)$, se tiene que: $X_1 = 2(X_{11} + X_{21}) - (X_{10} + X_{20})$

3.4. Uso de la técnica de Fibonacci en el diseño óptimo de una torre de absorción de etanol en agua (González; 1970)

3.4.1 Naturaleza del problema

Se requiere el diseño óptimo económico de una torre (columna) de absorción de etanol en agua pero no existen posibilidades de elaborar una función objetiva que de forma directa relaciones el parámetro de optimización con las variables de diseño de la torre

3.4.2. Solución del Problema

Para solucionar el problema se utilizó el método de eliminación directa de la Técnica de Fibonacci, realizando seis evaluaciones de la relación L/mG dentro de un rango adecuado de las mismas, pues se sabe que esta relación liquido/gas (L/G), limitará las dimensiones de la torre, así como también sus costos de adquisición y operación.

Así el establecer una relación del tipo: $C_t = f(L/mG)$ se dificulta, pero no obstante pueden evaluarse para un valor dado de (L/mG), las dimensiones, costos de adquisición, costos de operación, etc. y con ello el costo total anual, permitiendo mediante la Técnica de Fibonacci escoger los valores de la razón liquido-gas dentro de un intervalo inicial predeterminado.

El primer paso es seleccionar el número de evaluaciones a realizar según el número de subdivisiones que se deseen tener en el intervalo inicial de trabajo. Es además es necesario escoger el intervalo inicial de la relación (L/mG) o factor de Absorción "A" que según se refiere en la literatura (Treybal, 1978) en valores en el rango de 1.25 a Inc. 2, escogiéndose en el caso en estudio entre 1 y 1.5 pues valores mayores a ese punto cortarían la curva de equilibrio (González; 1970).

Si consideramos que para 13 subdivisiones se necesitan 6 evaluaciones (Wilde; 1964) podemos seleccionar esas condiciones para la investigación.

Posteriormente se pasa a la localización de las dos primeras evaluaciones, para ello:

$$\Delta_2 = 0.5 (5/13) = 0.192; \quad X_1 = 1.00 + 0.192 = 1.192; \quad \text{y} \quad X_2 = 1.50 - 0.192 = 1.308$$

Para cada uno de estos valores de A se calculan las dimensiones del equipo por los métodos reflejados en la literatura (Treybal, 1978), o sea por medio de balances de materiales,

$L (X_1 - X_2) / G (Y - Y_2)$ se determina la concentración de salida y de ahí el número de unidades de transferencia N. Después se calcula la altura de la unidad de transferencia según:

$$H_{t\text{og}} = H_{t\text{g}} + H_{t\text{L}}/A \quad (\text{Ec.3.7})$$

Pudiéndose evaluar la altura del empaque y el tamaño de la torre, el área de la torre será evaluada por medio de W/G' donde G' se toma considerando los problemas de inundamientos. Se evalúa la caída de presión de soplado del gas y bombeo del líquido, y con todos estos valores se hacen evaluaciones del costo del equipo y de los costos de operación, consiguendo el costo total anual.

Un análisis de los valores del costo total anual para cada una de las A usadas permiten decidir el intervalo de trabajo para las próximas evaluaciones, ya que se eliminaría una sección equivalente a 0.192 en la parte donde el mínimo buscado no se encuentre.

Las evaluaciones sucesivas, así como la aplicación total del método de eliminación directa para este se muestran en la Tablas 3.3 los parámetros tecnológicos.

Tabla 3.3: Tabulación de las dimensiones de los absorbedores (Rey; 1969)

Y ²	A	N _{tog}	G'	L'	S	N _{tg}	N _{tl}	H _{tog}	Z	Z+4	AP/Z	H _p gas	H _p liq
0.0007	1.308	5.40	1380	1325	14.2	1.60	0.772	2.19	11.83	15.83	3.01	6.35	0.48
0.0017	1.192	3.75	1400	1225	13.9	1.62	0.760	2.26	8.50	12.50	3.05		0.35
0.0023	1.116	3.00	1450	1180	13.5	1.60	0.693	2.30	6.90	10.90	3.54	7.00	0.28
0.00138	1.232	4.20	1355	1200	16.3	1.61	0.760	2.23	9.40	13.40	2.73	4.92	0.38
0.00200	1.156	3.40	1404	1185	13.93	1.46	0.759	2.12	7.21	11.21	3.02	4.18	0.30
0.00204	1.152	3.30	1413	1188	13.45	1.41	0.705	2.02	6.73	10.67	3.05	3.91	0.29
0.00220	1.133	2.98	1417	1171	13.81	1.69	0.738	2.24	6.96	10.96	1.54	2.06	0.16

Se muestran los valores estimados de los costos de operación para las diferentes alternativas en la Tabla 3.4.

Tabla 3.4: Cargos fijos potencia y costos, para diferentes diseños de absorbedores

A	CARGOS FIJOS (USD/año)		POTENCIA		COSTOS (USD/año)		
	torre	otros	totales	gas	liquido	Operación	totales
1.308	244	367	611	1125	85	1210	1821
1.192	178	297	475	875	61	936	1411
1.116	149	273	422	1239	50	1289	1711
1.232	236	350	586	871	68	939	525
1.156	157	268	425	740	53	793	1218
1.152	145	255	400	693	50	743	1143
1.133	153	242	395	365	28	393	788

Estos resultados se han graficado en la figura 3.2 de forma progresiva en la medida que se realizaron los cálculos permitiendo la discriminación de cada una de las áreas que se alejan de la región del óptimo.

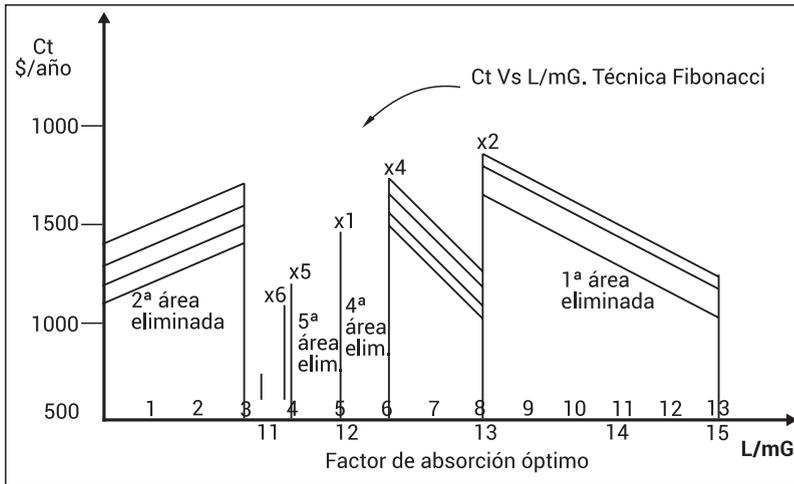


Figura 3.2: Aplicación de la Técnica de Fibonacci al estudio de la relación entre el Costo Total (Ct) y el factor de Absorción (A)

Una vez obtenido el intervalo final de trabajo, es posible la suposición de que un rango pequeño (1.116 a 1.1565) de A, la función $Ct = F(L/mG)$, cumple una relación cuadrática similar a la de una parábola, de la forma:

$$Ct = a + b(A) + c(A)^2 \quad (\text{Ec.3.8})$$

En la Tabla 3.5 se ofrecen estos resultados estimados de forma directa para este intervalo y que permiten el ajuste para aplicar un método de búsqueda indirecta del óptimo que complementa el de búsqueda directa que nos lleve a la región del óptimo.

Tabla 3.5: Datos para el ajuste de los valores en la región del óptimo.

N	A	Costo total (USD/año)
1	1.156	1218
2	1.152	1143
3	1.133	788
4	1.116	1711

De manera que ajustando los valores de los tres puntos cercanos al menor valor e incluyendo este según tabla 3.5., por el método de los mínimos cuadrados la ecuación 3.8 sería para este caso:

$$CT = 2336298 - 4101261 A + 180047 A^2 \quad (\text{Ec.3.9})$$

Derivando la función 3.9 e igualando a cero se obtiene un valor para el mínimo.

El valor de $A = 1.139$ para las condiciones óptimas.

3.4.3 Resultados

1. Se ha podido hallar, con el menor esfuerzo, las condiciones óptimas de diseño para una columna (torre) de absorción a pasar de que no existe una función objetivo que relacione directamente el parámetro de optimización con la principal variable de diseño, evitándose evaluaciones excesivas y esfuerzo inútil por causa de realizar evaluaciones en regiones en las cuales el óptimo no existe.

2. En las regiones evaluadas, con resultados cercanos al óptimo, es factible suponer una relación cuadrática similar a la de una parábola y con estos valores estimar los parámetros de la ecuación que una vez derivada, con relación a la variable en estudio, permite determinar las condiciones óptimas de diseño.

3.5. Diseño óptimo económico de la etapa de preparación de residuos de destilerías de etanol para producir crema nutritiva (Jiménez et al; 2015)

3.5.1. Naturaleza del problema

Las vinazas constituyen un residuo en las producciones de etanol. Son un líquido agresivo al medio ambiente por lo que su utilización como materia prima para otros procesos fermentativos, como la producción de crema de levadura *Torula*, pudiera ser una opción a los grandes volúmenes obtenidos.

La levadura *Torula* se usa como fuente proteica en todas las especies animales incluido el hombre, aun cuando los mejores resultados son con proteína de origen animal, cada vez es más amplio el uso de la levadura como suplemento proteico. La obtención de levadura *Torula* es un proceso fermentativo de la miel o las vinazas de destilería. Es de interés obtenerla a partir de vinazas de la destilería de etanol.

Las vinazas aportan sulfatos, fosfatos y otros nutrientes que son necesarios para cubrir los requerimientos nutricionales de la levadura en crecimiento, (Almazán et al., 1982). El proceso de producción de la levadura incluye fermentación aeróbica con desprendimiento de calor, Hernández (1986).

Por ello el crecimiento de la levadura es mucho más riguroso en presencia de oxígeno y se hace necesario suministrar grandes volúmenes de aire. Adicionalmente debe disponerse de algún sistema de evacuación del calor. Es necesario suministrar, además de oxígeno, azúcar, fósforo, nitrógeno y pequeñas cantidades de magnesio, potasio y calcio. El pH debe mantenerse en un rango de 3,5 - 4,0 para impedir el desarrollo de microorganismos contaminantes. En la producción de levaduras, deben asegurarse temperaturas permisibles, cercanas alrededor de la óptima de crecimiento (36 °C), para lograr la máxima eficiencia en el proceso de fermentación, ICIDCA (1988).

Las vinazas son recibidas con una temperatura entre 85-90° C, por tanto se tiene un sistema de enfriamiento que permite que el medio fermentativo no sea afectado. Este enfriamiento se logra con intercambiadores de calor de placas que disminuyen entre 34 y 36° C mediante intercambio de calor entre las vinazas y el agua procedente de las torres de enfriamiento, lográndose de este modo las temperaturas óptimas para el proceso de fermentación, Rodríguez (2010).

Dada la importancia de la preparación de las vinazas para la producción de crema de *Torula*, se planteó como problema científico la

escasa información existente en la literatura, de un óptimo y económico diseño de la etapa de preparación de las vinazas.

Por este motivo, el objetivo general del estudio fue realizar un diseño óptimo y económico de la etapa de preparación de las vinazas residuales en el proceso de producción de crema de Torula en una destilería de etanol.

Para lograr una correcta rentabilidad de estos procesos tecnológicos se requiere optimizar los costos inversionistas de la instalación industrial, para ello es necesario o determina el diseño óptimo de la etapa de preparación de las vinazas para obtener condiciones óptimas de fermentación en el proceso de producción de crema de Torula en una destilería de etanol.

3.5.2. Solución del Problema

Para alcanzar el objetivo propuesto se emplearon balances de materia y energía para calcular los valores de los parámetros operacionales de estudio como caudal del agua de enfriamiento requerido para el tratamiento de las vinazas; metodologías estandarizadas de cálculo de intercambiadores de calor de placas, de Chemical Engineering, (1980), con adecuaciones de Espinosa (2015) y de torres de enfriamiento de agua, de Treybal (1978); por la complejidad de la función objetivo para buscar las condiciones óptimas se utilizó un método de búsqueda directa de programación no lineal (Beveridge y Schechter; 1970) y en específico se selecciono para la investigación el método de optimización de la Regla de Oro (Golden Section) para la determinación de las óptimas condiciones de operación y el mínimo costo de operación de ambos equipos. Estos resultados fueron integrados para la optimización de la etapa de preparación de las vinazas en su conjunto.

En la figura 3.3, se muestra el esquema de la etapa objeto de análisis, con los correspondientes equipos e interconexiones.

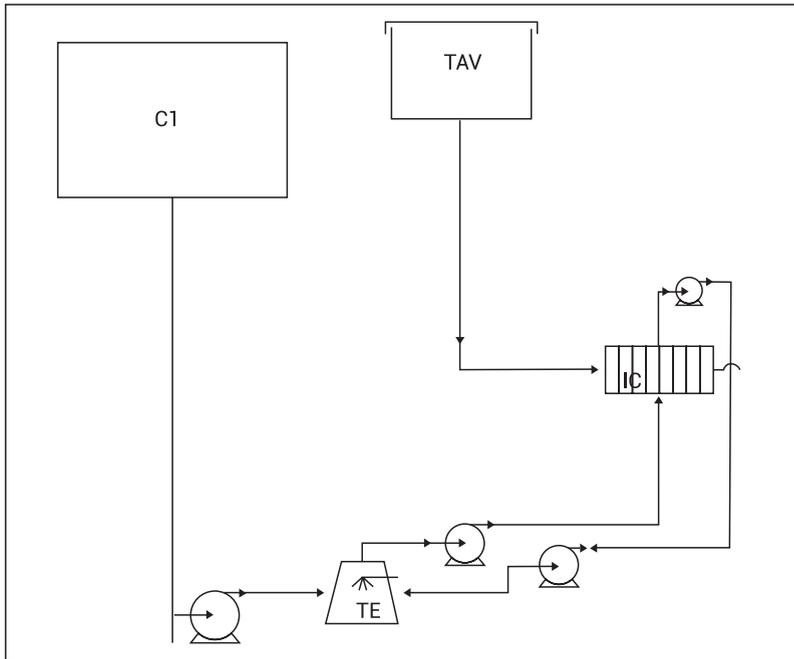


Figura 3.3: Esquema tecnológico de la etapa de preparación de vinaza (Jiménez et al; 2015). C1:- Cisterna, TE: Torre de enfriamiento, TAV: Tanque de vinaza, IC: Intercambiador de calor de placas.

El estudio comenzó por la ejecución de los balances de masa y energía de la etapa de preparación de las vinazas a fin de conocer las cantidades de vinazas a procesar. Los balances de masa en la destilería objeto de estudio, se realizaron sobre la base de su producción de etanol puro más alta en los últimos años (553 hL_{ap}/día), el grado alcohólico promedio de esa campaña fue del 5,62% con la producción de levadura *Saccharomyces*, en sus fondajes. El año para el estudio fue el considerado para diseñar con cobertura suficiente y que en todas las condiciones las vinazas producidas sean asimiladas por la planta de torula en crema. Los volúmenes de producción proyectados, son de 8,4 t/día y 2 772 t/año.

Se generan en la destilería 943 m³/día de vinazas, a una temperatura aproximada de 85°C. Según ICIDCA (1988), la temperatura óptima para la etapa de fermentación es de alrededor de 36°C, por lo que se realizaron los balances de materia y energía para determinar caudales de agua de enfriamiento requeridos, considerando variantes de temperaturas de salida del agua de enfriamiento de 40-42°C, la alternativa de colocar 1 ó 2 enfriadores de placas y considerando

cambio de la temperatura intermedia de las vinazas de 60-62°C, lo cual ocasionó variaciones poco significativas en los valores de los flujos másicos de agua calculados, pero variaciones al fin.

Se dispuso de los datos de la Tabla 3.6 y de la Tabla 3.7 para Intercambiadores de Calor (IC)

Tabla 3.6: Datos para un IC de placas

Fluidos manejados	Flujo másico (kg/h)	Calor específico kcal/kg°C	Temperatura entrada °C	Temperatura salida °C
Vinazas	40 594,17	0,952	85	34,5
Agua	?	0,99	29,5	38; 40; 42

Tabla 3.7: Datos para dos IC de placas

Fluidos manejados	Flujo másico (kg/h)	Temperatura intermedias °C	Temperatura entrada °C	Temperatura salida °C
Vinazas	40594,17	58; 60; 62	85	34,5
Agua	?		29,5	38; 40; 42

Rango del coeficiente U_d (kcal/h m²°C) para el proceso: (3000-5000) (α -Laval, 2004)

Las ecuaciones a emplear según Kern, (1999) son:

$$\text{Calor sensible: } Q_{\text{vinazas}} = m C_p \Delta T \quad (\text{Ec.3.10})$$

Diferencia media logarítmica de temperaturas:

$$MLDT = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{h \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} \quad (\text{Ec. 3.11})$$

Ecuación general de diseño para la transferencia de calor:

$$Q = U_d A MLDT \quad (\text{Ec.3.12})$$

Los mejores resultados obtenidos por concepto de menor flujo másico de agua de enfriamiento requerido, aunque las diferencias entre los valores fueron mínimas, debido a la variación de la temperatura intermedia de las vinazas considerada, se resumen a continuación:

Tabla 3.8: Resultados de los balances de materiales y energía

Para un IC	Para dos IC
$T_{s_{\text{agua}}} = 42^\circ \text{C}$ $Q_{\text{vinazas}} = 1\,951\,333,72 \text{ kcal/h}$ $\text{MLDT} = 17,66^\circ \text{C}$ $A_{\text{IC}} = 36,83 \text{ m}^2$ $m_{\text{agua}} = 156\,262,96 \text{ kg/h}$	$T_{s_{\text{agua}}} = 42^\circ \text{C}; T_{\text{int}} = 60^\circ \text{C}$ $Q_{\text{vinazas}} = 1\,951\,333,727 \text{ kcal/h}$ $\text{MLDT}_1 = 36,39^\circ \text{C}; \text{MLDT}_2 = 10,15^\circ \text{C}$ $A_{\text{IC}} = 41,21 \text{ m}^2$ $m_{\text{agua}} = 156\,106,6945 \text{ kg/h}$
	$T_{s_{\text{agua}}} = 42^\circ \text{C}; T_{\text{int}} = 58^\circ \text{C}$ $Q_{\text{vinazas}} = 1\,951\,333,727 \text{ kcal/h}$ $\text{MLDT}_1 = 35,25^\circ \text{C}; \text{MLDT}_2 = 9,46^\circ \text{C}$ $A_{\text{IC}} = 41,87 \text{ m}^2$ $m_{\text{agua}} = 156\,106,667 \text{ kg/h}$
	$T_{s_{\text{agua}}} = 42^\circ \text{C}; T_{\text{int}} = 62^\circ \text{C}$ $Q_{\text{vinazas}} = 1\,951\,333,727 \text{ kcal/h}$ $\text{MLDT}_1 = 37,505^\circ \text{C}; \text{MLDT}_2 = 10,82^\circ \text{C}$ $A_{\text{IC}} = 40,63 \text{ m}^2$ $m_{\text{agua}} = 153\,226,64 \text{ kg/h}$

La temperatura de salida del agua de enfriamiento fue de 42°C (Tabla 3.4), se obtuvo una $m_{\text{agua}} = 153\,226,64 \text{ kg/h}$ (mínimo flujo másico de agua de enfriamiento requerido) para la combinación de dos intercambiadores de calor con temperatura intermedia de 62°C .

Con estos valores, se continuó con el diseño de los intercambiadores de placas.

Diseño óptimo de los equipos de la etapa de preparación de vinazas

El diseño de los intercambiadores de placas se realizó a partir de la metodología reportada en Chemical Engineering (1980), con adecuaciones de Espinosa, (2015).

Las dimensiones de las placas necesarias para los cálculos, longitud de la placa (L), ancho de placa (W1), fueron tomadas de Schmidt-Bretten (2006) en función de la elección de un modelo de equipo, el intercambiador modelo SB7, cuyas características principales son: número máximo de placas 150, caudal máximo $40 \text{ m}^3/\text{h}$; que cumple con los requerimientos de capacidad del proceso. El espesor (x) y el espaciado entre placas (b) se escogieron de α -Laval (2004).

Las propiedades físicas densidad (ρ), viscosidad (μ), conductividad térmica (k) fueron calculadas como funciones de la concentración en $^\circ\text{Brix}$ de las vinazas y la temperatura en el agua, mientras que la conductividad térmica de la placa (k_{placa}) así como los factores de obstrucción de ambos fluidos (R_{dc}, R_{df}), se encontraron en Kern, (1999).

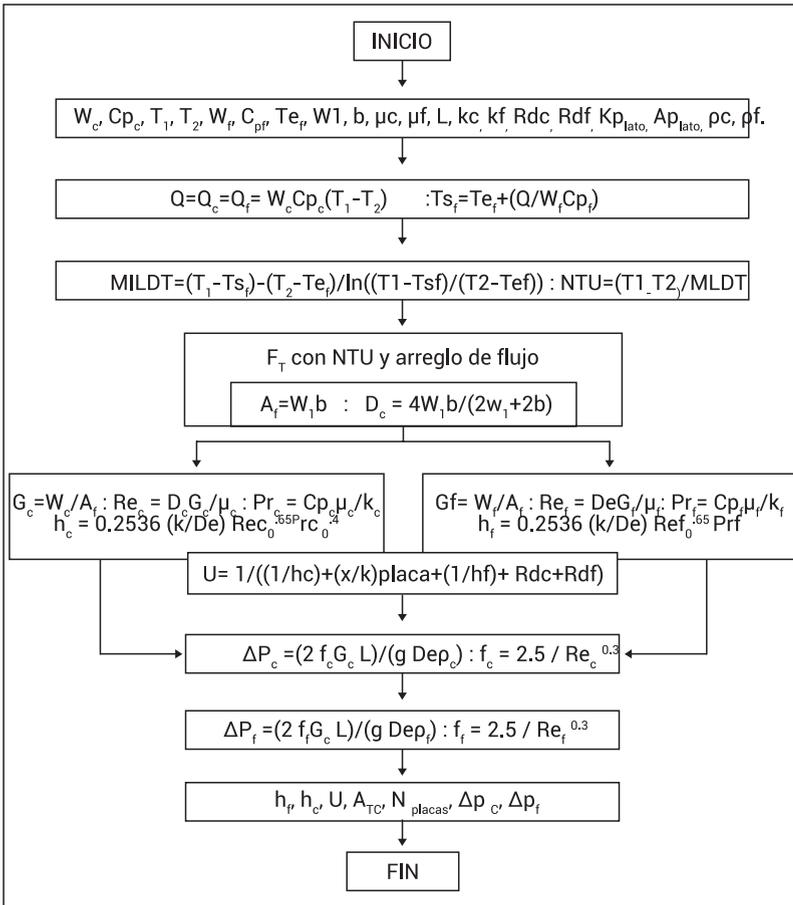


Figura 3.4.: Metodología de diseño para intercambiadores de calor de placas

Los resultados del diseño de intercambiadores de placas se resumen en la Tabla 3.9

Tabla 3.9: Resultados del diseño de los intercambiadores de placas

1 IC	2 IC	2 IC,	2 IC
$T_{s_{\text{agua}}} = 42^{\circ}\text{C}$	$T_{s_{\text{agua}}} = 42^{\circ}\text{C}; T_{\text{int}} = 60^{\circ}\text{C}$	$T_{s_{\text{agua}}} = 42^{\circ}\text{C}; T_{\text{in}} = 58^{\circ}\text{C}$	$T_{s_{\text{agua}}} = 42^{\circ}\text{C}; T_{\text{int}} = 62^{\circ}\text{C}$
$m_{\text{agua}} = 156262,9$ kg/h	$m_{\text{agua}} = 156106,69$ kg/h	$m_{\text{agua}} = 156106,667$ kg/h	$m_{\text{agua}} = 153\ 226,64$ kg/h
$U = 1\ 094$	$U = 1\ 080$	$U = 1080,4$	$U = 1\ 080$
Kcal/h m ² °C ATC = 100	Kcal / h m ² °C ATC _{1,2} = 20,98(89,85) m ²	Kcal / h m ² °C ATC _{1,2} = 24,53(90,02) m ²	Kcal / h m ² °C ATC _{1,2} = 24,62 (90,8) m ²
$N_{\text{placas}} = 10$	$N_{\text{placas}} 1,2 = 2(9) = 11$ ΔP-	$N_{\text{placas}} 1,2 = 2(9,5)$	$N_{\text{placas}} 1,2 = 3(9) = 12$
ΔPc = 1	c _{1,2} = 1,61 Pa ΔPf _{1,2} = 2,47(2,50)	= 12 ΔPc _{1,2} = 1,61 Pa	ΔPc _{1,2} = 1,61 Pa
ΔPf = 4	Pa	ΔPf _{1,2} = 2,61(2,37) Pa	ΔPf _{1,2} = 2,33(2,589) Pa

Como se observa en los resultados anteriores, considerando temperaturas intermedias en el enfriamiento de las vinazas se divide la operación en dos etapas de intercambio de calor, con la inclusión de un enfriador de placas en cada una. La alternativa de mejores resultados la constituye el enfriamiento en dos etapas de intercambio de calor considerando temperatura intermedia de las vinazas de $T = 62^{\circ}\text{C}$, para la cual se necesita una masa de agua de 153 226,64 kg/h y dos enfriadores de placas que proporcionen un área de transferencia de calor total de 115,42 m², con 12 placas y caídas de presión por los lados de los fluidos frío y caliente promedio de 2,455 Pa y 1,61 Pa, respectivamente.

Por otra parte, el diseño de las torres de enfriamiento se rige por la metodología reportada en Treybal (1978) y que se representa en la figura 3.5:

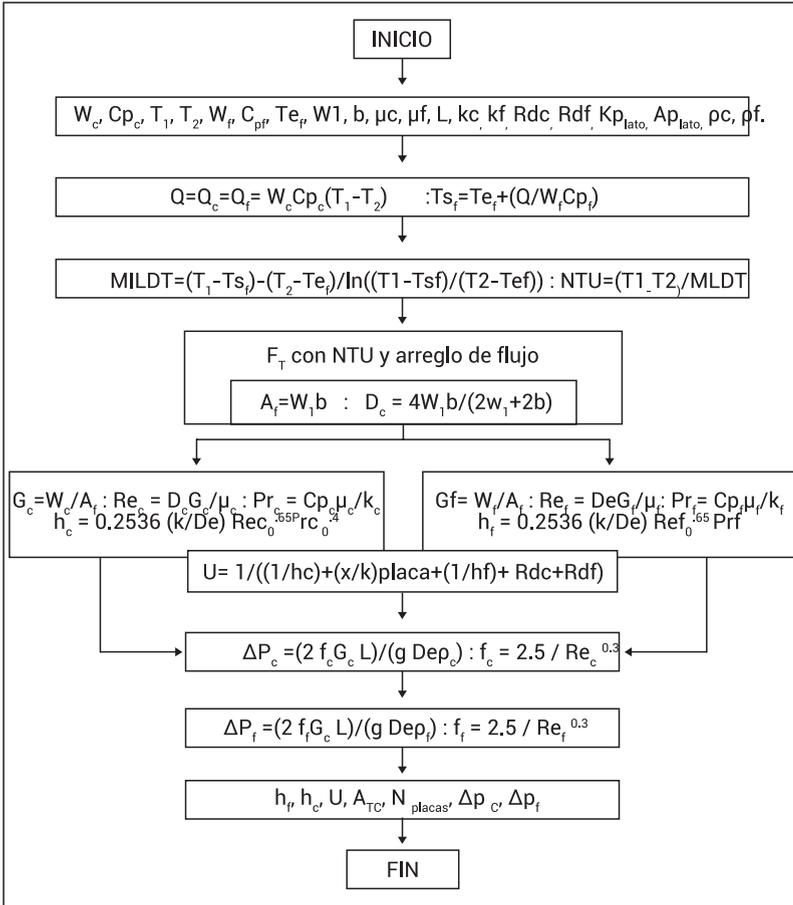


Figura 3.5: Metodología de diseño para torres de enfriamiento

La integración de ambos equipos demanda que el flujo de agua a tratar en la torre de enfriamiento sea el requerido para el intercambio de calor con las vinazas. De ahí que en la torre se trabaja con los flujos óptimos de agua y las temperaturas para enfriamiento hallados en el cálculo de los intercambiadores de calor.

En la tabla 3.10 se resumen los resultados del diseño de la torre de enfriamiento, para diferentes valores de L/G ; $m_{\text{agua}} = 153\ 226,64\ \text{kg/h}$ y $T_{\text{ent agua}} = 42^\circ\ \text{C}$

Tabla 3.10: Resultados del diseño de la torre de enfriamiento

L/G = 1,927	L/G = 1,955	L/G = 1,97	L/G = 1,9815
z=13,43 m	z=13,38 m	z = 13,35 m	z = 13,335 m
A=32,96 m ²	A=32,49 m ²	A = 32,24m ²	A = 32,06 m ²
D=6,48 m	D=6,43 m	D = 6,409 m	D = 6,39 m

Como se observa en los resultados previos, fijando la masa de agua requerida para enfriamiento y la temperatura de entrada del agua a la cual el costo de operación es mínimo, la torre de enfriamiento óptima es la que cumple con una relación de flujos de alimentación de 1,97; con valores de sus parámetros de diseño altura de empaque de 13,35 m, área de 32,24 m² y diámetro de 6,409 m.

En el diseño de la torre de enfriamiento se aplicó el método de optimización del Sector Áureo para encontrar la relación de flujos de entrada L/G óptima para el equipo.

El método del Sector Áureo es un método directo, ligeramente menos eficiente que el de Fibonacci y consiste en poner las experiencias en distancias equidistantes de los extremos, dado por 0,618 L, donde L es la longitud del intervalo Mayo (2005). Se realizaron los cálculos de la función a optimizar y se desecharon intervalos donde era improbable que se hallara el óptimo; repitiéndose el procedimiento hasta encontrar el valor óptimo de la variable analizada.

El valor de la relación L/G varía entre 1,5 y 2.

Los valores de dicha relación para los cuales se hicieron los cálculos de diseño fueron 1,927; 1,955; 1,97; 1,9815; obtenidos con la aplicación del método Sector Áureo, desechando los intervalos de la relación donde no era posible hallar el óptimo. El valor mínimo del costo de operación es, en última instancia, el que determina la relación óptima de flujos de trabajo para el equipo.

En la determinación de las condiciones de diseño y operativas óptimas de la torre de enfriamiento se procedió a determinar el comportamiento de los costos de operación para la variación de la relación L/G, como se muestra en la Figura 3.6.

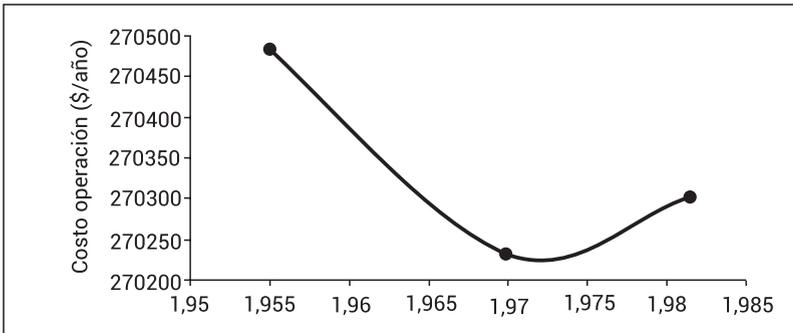


Figura 3.6: Costo de operación vs L/G para $T = 42\text{ }^{\circ}\text{C}$

Se pudo concluir del análisis del comportamiento del costo de operación ante la variación de la relación L/G es menor a la temperatura de entrada del agua a la torre de enfriamiento de $T=42\text{ }^{\circ}\text{C}$ y al valor de la relación L/G de 1,97.

Cálculo del costo mínimo de operación para los equipos de la etapa de preparación de vinazas

Por último, se efectuó el cálculo del costo de operación de ambos equipos, teniendo en cuenta que el costo de materias primas, en este caso agua total, relaciona ambos equipos. Por tanto se incluyó el costo del agua de enfriamiento en la torre de enfriamiento.

Se asumió en el costo de los suministros los costos de electricidad debidos a los consumos de potencia de los motores de las bombas en ambos sistemas y del ventilador de la torre de enfriamiento.

Se dispuso de los siguientes resultados parciales:

La óptima temperatura del agua de enfriamiento a la salida del IC fue $42\text{ }^{\circ}\text{C}$.

La óptima relación de flujos L/G de entrada a la torre de enfriamiento fue 1,97.

Las masas de agua de enfriamiento óptimas para uno y dos intercambiadores de placas fueron 156 262 53 y 153 226,64 kg/h, respectivamente.

Los datos necesarios como la potencia del ventilador bombas fueron localizados en Chilton (1960) y (Peters y Timmerhaus, 1980), respectivamente. Los índices de costo actualizados fueron extrapolados de González y Castro (2012).

Los precios usados fueron, para el agua 0,10 USD/ m^3 de agua y para la electricidad 0,14 USD/kWh.

Se consideró en todos los casos duplicar las bombas de agua de enfriamiento y de agua de reposición, considerando la fiabilidad del

sistema y la conveniencia de redundar los equipos con componentes móviles, más susceptibles a roturas y fallos.

El costo de inversión para adquirir las bombas requeridas en la etapa de preparación de vinazas fue de 19 566,25\$. Las ecuaciones a emplear fueron la Regla de 0,6 actualización de costos (Peters-Timmerhauss, 1980).

$$\text{Costo}_{\text{actual}} = \text{Costo}_{\text{original}} \left(\frac{\text{índice}_{\text{actual}}}{\text{índice}_{\text{original}}} \right) \quad (\text{Ec.3.13})$$

y según (Rosabal y Garcell, 2006): Balance de energía mecánica

$$H = \Delta Z + \left(\frac{\Delta P}{\rho} * g \right) + \left(\frac{\alpha * \Delta V^2}{2} * g \right) + hp \quad (\text{Ec. 3.14})$$

$$hp = f * \left(\frac{1}{D} + \sum K \right) * \left(\frac{V^2}{2} * g \right) \quad (\text{Ec.3.15})$$

La metodología para el cálculo del costo de operación fue tomada de (Peters y Timmerhaus, 1980).

Los resultados obtenidos fueron los siguientes:

Tabla 3.11: Costos de materias primas (MP), suministros (S) y mínimos de operación

Equipos y Condiciones de operación	Características del diseño o dimensionamiento	Costos (USD/año)
Torre de enfriamiento acoplada a los intercambiadores de placas		(MP) 121381,117
$T_{\text{ent agua}} = 42^{\circ}\text{C}$	$z = 13,38 \text{ m}$	
$m_{\text{agua}} = 153\,226,64 \text{ kg/h}$	$A = 32,24 \text{ m}^2$	(S) 62716,2416
$L/G = 1,97$	$D = 6,409 \text{ m}$	272393,3441
Intercambiadores de placas	$U = 1 \text{ MP } 080 \text{ kcal / h m}^2\text{ }^{\circ}\text{C}$	(MP) 0
$T_{\text{sal agua}} \text{ er } IC = 42^{\circ}\text{C}$	$A_{\text{IC}} = 115,42 \text{ m}^2; N_{\text{placas}} = 12$	(S) 4961,07
$m_{\text{agua}} = 153\,226,64 \text{ kg/h}$	$\Delta P_c = 1,61 \text{ Pa}; \Delta P_f = 2,455 \text{ Pa}$	37815,03

Los costos de operación de los equipos reportados anteriormente fueron los mínimos para las condiciones operativas óptimas determinadas para cada uno de ellos por separado, y para la etapa de preparación de vinazas en general e igualmente las características de diseño del equipamiento de la etapa fueron las óptimas para el sistema en conjunto.

3.5.3. Resultados

1. Se comprobaron los valores de los parámetros operacionales masa de agua de enfriamiento requerida, de 153 226,64 kg/h; temperatura de salida del agua de enfriamiento, de 42°C; relación de flujos de entrada a la torre L/G, de 1,97; óptimos para la etapa de preparación de las vinazas.

2. Con la aplicación de las metodologías seleccionadas se obtuvieron los diseños óptimos de un intercambiador de calor de placas y una torre enfriamiento de enfriamiento.

3. Se determinó mediante la optimización la relación óptima de los flujos de alimentación L/G a la torre de enfriamiento y para esta y el enfriador de placas se obtuvieron los mínimos costos de operación.

3.6. Aplicación del método del paso ascendente en la búsqueda de las condiciones óptimas del blanqueo de poliéster algodón con hipoclorito de sodio (Berberena et al; 1991)

3.6.1. Naturaleza del problema

En una fábrica de producción de telas (Textilera) el Taller de blanqueo trabaja con diferentes tipos tejidos y es alto consumidor de materias primas y energía, por lo que se requiere intensificar los procesos para minimizar estos consumo Por ello un objetivo decisivo para el estudio fué la reducción del consumo de materias primas importadas con vistas a lograr el aseguramiento de la calidad requerida en los productos. (Berberena; 1991).

3.6.2. Solución del Problema

El taller de blanqueo cuyo esquema estructural simplificado se muestra en la Figura 3.7, trabaja con diferentes tipos de tejidos (algodón, poliéster, algodón y poliéster viscosas) en tres líneas paralelas.

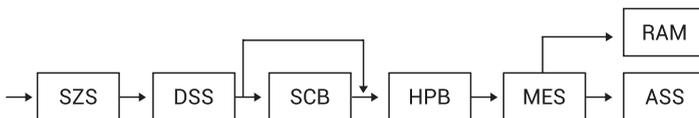


Figura 3.7: Representación del proceso tecnológico en la industria textil.

La figura contiene los siguientes símbolos.

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 (Alkinsos, 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 3.12.

Tabla 3.12: Diseño Experimental Rotatorio Central.

Nº	X1	X3
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 2^4 que incluyó los factores siguientes:

- La concentración de cloro activo,
- El tiempo de tratamiento con vapor, La concentración de silicato de sodio y
- Concentración 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
- La temperatura del vapor (25-40°C)

Variándose mediante un diseño 2^3 el tiempo tratamiento con vapor (15–50 min.) como se representa en la Tabla 13.

Tabla 3.13: Plan experimental 2^3

N	X3	X5	X6	Ytu	Ytt	Yca	Yct	Ycu	Yct
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 (Akhnazarova y Kafarov; 1982) con el cual se obtuvieron modelos para cada una de las 6 variables independientes (Berberena et al; 1989).

$$Y_{tu} = 65,66 - 4,87X_i + 0,5985X_1^2 - 0,255X_1X_4 + 0,297X_1X_5 + 0,0243X_2X_4 - 0,655X_2X_5 + 0,05307X_3X_5 \quad (\text{Ec.3.16})$$

$$Y_{tt} = 39,504 - 4,966X_3 + 1,9432X_4 - 0,00834X_1X_2 + 0,86476X_1X_3 - 0,144X_1X_4 + 0,47X_1X_5 - 0,278X_4 + 0,198946X_4X_5 \quad (\text{Ec.3.17})$$

$$Y_{ca} = 33,458 - 4,937X_3 + 2,2503X_4 - 0,25343X_1^2 + 0,25177X_1X_4 + 0,598X_1X_5 + 2,5815X_3X_5 - 0,35099X_4 - 1,6411X_5 \quad (\text{Ec.3.18})$$

$$Y_{ct} = 43,363 - 0,3342X_2 - 0,14273X_3 + 0,1633X_1^2 + 0,38107X_1X_4 + 0,29788X_2X_3 + 1,4098X_3X_4 - 0,1X_3 \quad (\text{Ec.3.19})$$

$$Y_{cu} = 1,3198 + 7,9918X_5 + 0,06386X_1X_2 + 0,21549X_1X_4 - 1,2725X_1X_5 - 0,039X_2X_4 - 0,069998X_2X_5 \quad (\text{Ec.3.20})$$

Los modelos del sistema se optimizaron mediante un método de polioptimización (Seinfeld y Mc Bride; 1970).

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.

Los parámetros industriales se fijaron con la utilización del método EVOP (Freedman; 1976).

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 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 descolado y un diseño 2^2 para la etapa de termofijación (Berberena et al; 1989).

3.6.3. Resultados

Como resultado de la aplicación de las condiciones determinadas como óptimas de operación en el proceso de acabado de esta instalación industrial se lograron:

- 200.000 USD anuales por el ahorro de portadores energéticos,
- 30.000 USD anuales por la utilización del carbonato de sodio de producción

3.7. Conclusiones

1. En las complejas condiciones y variantes que son necesarios evaluar para determinar las mejores condiciones de diseño u operación de una instalación de la industria de procesos químicos, los métodos directos permiten mediante evaluaciones sucesivas, un movimiento hacia la región del óptimo en cuyos pasos deben realizarse experimentos o cálculos específicos con apoyo del conocimiento fenomenológico de los procesos en estudio y cuya guía de trabajo serán siempre los métodos directos de optimización que por su naturaleza rindan siempre un indicador directo del movimiento deseado para lograr los objetivos propuestos.

2. Los métodos directos requieren en cada paso de un profundo trabajo para reflejar una situación dada en estudio.

3. Los métodos directos por su naturaleza son de aplicación a muy variadas situaciones en estudio.

Referencias Bibliográficas

Adler, Yu P.; E.V. Markova; Yu. V. Granovsky (1975)

“The Design of Experiment of Find Optimal Conditions”. MIR, Moscow 1975, pp 102.

Akhnazarova, S.; V. Kafarov (1982)

“Experiment Optimisation in chemistry and chemical engineering”. MIR, Moscow, 1982, pp 240 / 293.

α -Laval. (2004)

Intercambiadores de calor de placas de Alfa Laval

Catálogo de productos para una calefacción y refrigeración confortables., ECR00047ES 0602, 2004, pp. 3-5.

Alkinsos, A.C. (1996)

Statistical Designs for Pilot-Plant and Laboratory Experiments”. Chem.Eng. (5):149-54

Almazán, O.; Klibansky, M.; Otero, M.A. (1982)

Producción de proteína unicelular a partir de subproductos de la industria azucarera., Revista ICIDCA, Vol. 16, No.1, 1982, pp. 5-7.

- Berberena, V, E. Gonzalez, L . Schuart (1989)
“Aplicación del Método del Paso Ascendente en la búsqueda de las condiciones óptimas del blanqueo del poliéster algodón con hipoclorito de sodio” Ponencia I Simposio de análisis y Diseño de Plantas Químicas ayudado por Computadoras, Santa Clara, UCLV, 1989
- Berberena González, V. (1991)
Intensificación de la planta de acabado de la industria textil “Desembarco del Granma”. Tesis en opción al Grado Científico de Doctor en Ciencias Técnicas. Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas. Cuba.
- Berberena González, V.; E. González Suárez (1991)
Efecto Económico del blanqueo con hipoclorito de sodio del tejido de algodón en el combinado textil “Desembarco del Granma”. Revista Tecnología Química. Año XII (1)1991. 1 - 5.
- Beveridge R.; G. Schecnter (1970)
“Optimization: Theory and practice. “ McGraw - Hill. 1970.
- Chemical Engineering (1980)
Operation of plate heat exchangers., Aug,11, 1980, pp. 1-3.
Chilton, C., (1980) Cost Engineering in the Process Industries., Ed Mc Graw-Hill, New York, 1960, pp. 104-105.
- Espinosa, R. (2015)
Valores del área de transferencia de calor de una placa para intercambiadores de calor. Comunicación Personal, 2015.
- Freedman, P. (1977)
“Procedimientos para la aplicación del método EVOP”, M. I. Q., La Habana. Cuba.
- González Rodríguez, V. (1970)
Uso de la técnica de Fibonacci en el diseño óptimo de una torre de absorción de etanol en agua. Revista Centro, Año 5, Número 6, Agosto. Editorial Universitaria, Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas, Cuba.

- González, E.; E. Castro (2012)
Aspectos Técnicos- Económicos en la proyección de Plantas Químicas., Ed. Cooperación, Iberoamérica yEspacio Mediterraneo, España, 2012, pp. 41-42.
- Hernández, M. T. (1986)
Microbiología de la producción azucarera. Producciones microbianas derivadas., Ed Pueblo y Educación, La Habana, pp. 30-33.
- ICIDCA, G.; PNUD (1988)
Manual de los derivados de la caña de azúcar., Serie Diversificación, México, DF., pp. 179-183
- Jiménez López, Odenmy; González Morales, Víctor Manuel; Miño Valdés, Juan Esteban y González Suárez, Erenio (2015)
Diseño óptimo económico de la etapa de preparación de residuos de destilerías de etanol para producir crema nutriente. Centro Azúcar, Vol. 42, No 2. pp. 61-71. ISSN: 2223-4861. Referenciada por CITMA e Indexada en: DOAJ.
- Latindex, Cuba Ciencias, Fuente Académica, Informe Académico y Biblat Disponible URL en<http://centroazucar.qf.uclv.edu.cu/media/articulos/PDF/2015/2/7%20Vol%2042%20No2%202015.pdf>
- Köller, H. (1973)
“Planificación de Investigaciones Experimentales en la Industria Química” . Rev. Serie U. H. , Cuba.
- Kern, D. (1999)
Procesos de transferencia de Calor. Ed. Continental SA, México.
- Mayo, O. (2005)
Técnicas Básicas de Optimización.Ed. Pueblo y Educación, La Habana.
- Peters, M. and Timmerhaus, K.D. (1980)
Plant Design and Economics for Chemical Engineers, Ed. Mc Graw -Hill, Singapore, Chemical Engineering Series, pp. 464-466.

Rey, P. (1969)

Trabajo de Diseño de Instalaciones de la Industria Química. Escuela de Ingeniería Química, Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas.

Rodríguez, Z. (2010)

Conservación de la crema de levadura *Torula* y *Saccharomyces cerevisiae* con bacterias lácticas para uso animal. Trabajo de Diploma Universidad de Granma, pp. 36-40.

Rosabal, J. y Garcell, L. (2006)

Hidrodinámica y separaciones mecánicas., Capítulo 8, Editorial Félix Varela, La Habana, pp. 85-90.

Schmidt-Bretten (2006)

Catálogo de Intercambiadores de Calor de Placas Sellados Schimdt-Bretten, Ed. API Heat Transfer, Inc., 2006, pp. 1-5.

Seinfeld, J. H.; M. Mc Bride (1970)

“Optimization with Multiple Performance Criteria” . Industrial Engineering Chemical Process Develop , (1) : 53-57, 1970.

Treybal, R. (1978)

Operaciones con transferencia de masa., Capítulo 7, Ed. Mc Graw-Hill, Mexico, 1978, pp. 214-281.

CAPÍTULO IV

APLICACIONES DE LA PROGRAMACIÓN LINEAL

4.1. Introducción

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).

La Programación Lineal es una técnica que puede usarse en la solución de problemas de interés para la industria química (Meck; 1970), tales como:

Minimizar los costos de transportación entre varias plantas de la industria química,

Optimizar el mezclado de los flujos de una refinería para producir grados específicos de gasolina con una máxima utilidad

Formular un esquema de producción que considere el pronóstico de ventas, mientras que minimiza el costo de producción y ventas

En relación en la industria de pulpa y papel (González y Santos; 1994), como en la producción de cloro y sosa caustica, (Ruiz et al, 1992) sus procesos tecnológicos son susceptibles de ser representados mediante modelos lineales globales, obtenidos a partir de la agregación de los modelos también lineales de los elementos componentes del proceso tecnológico.

Es por ello que los ejemplos de aplicación de este poderoso método de optimización requieren de nuestra atención. Veamos su versatilidad.

4.2. Estudio de la macrolocalización de una nueva destilería de etanol considerando los problemas de transportación de mieles

4.2.1. Naturaleza del Problema

La macrolocalización de una nueva destilería de etanol de primera generación depende de la disponibilidad de las mieles y la solución de la transportación hasta la nueva destilería de las mieles que son necesario transportar hasta el lugar donde se macrolocalice la nueva instalación.

4.2.2. Solución del problema

Problema del transporte de miel para la producción de etanol (Oquendo, 2002) y de bagazo para la obtención de etanol (García, R: 2012) considerando incluso la incertidumbre en la disponibilidad de las materias primas y la inclusión de nuevas tecnologías ha sido una herramienta eficaz en la valoración de nuevas inversiones.

En los estudios de macrolocalización, en un territorio determinado, de una nueva destilería de etanol, que tributa sus producciones a instalaciones rectificadoras, el planteamiento del problema se representa gráficamente como sigue en la Figura 4.1:

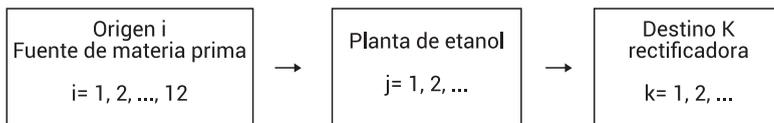


Figura 4.1: Problema del transporte considerando la disponibilidad de materias primas y la demanda del producto

Desde el punto de vista matemático la formulación del problema es:

Variables continuas.

X_{ij} : Cantidad de miel de la fuente i , hasta la planta de Etanol j .

Variables enteras:

Y_j : Planta de Etanol j .

W_i : Capacidad inicial y final propuesta teniendo en cuenta la incertidumbre en la materia prima.

U_j : Capacidad inicial y final propuesta teniendo en cuenta la incertidumbre Financiera.

Función objetivo:
 $C_{\text{mínimo}} = \sum C_{ij} Y_j + C_{jk} Y_j$ (Ec.4.1)

Como restricciones tendremos:

De capacidad de miel.

$$X_{11} + X_{12} + \dots + X_{1j} \leq K_1 M_n$$

$$X_{21} + X_{22} + \dots + X_{2j} \leq K_2 M_n$$

$$X_{i1} + X_{i2} + \dots + X_{ij} \leq K_i M_n$$

De demanda de miel.

$$X_{11} + X_{21} + \dots + X_{i1} = L_1 W_i U_j Y_j \quad X_{12} + X_{22} + \dots + X_{i2} = L_2 W_i U_j Y_j$$

$$X_{1j} + X_{2j} + \dots + X_{ij} = L_j W_i U_j Y_j$$

De distribución del producto terminado.

$$A_1 * Y_1 = R_1 \quad A_2 * Y_2 = R_1$$

$$A_j * Y_j = R_1$$

Restricciones de números enteros:

Para las plantas de Alcohol.

$$Y_1 + Y_1 + \dots + Y_j = 1$$

Para la capacidad de miel para los años previstos.

$$M_1 + M_2 = 1$$

Para la incertidumbre financiera.

$$W_1 + W_2 + W_3 = 1$$

Para la incertidumbre en la materia prima.

$$U_1 + U_2 = 1$$

4.2.3. Resultados

Resultados del estudio de macrolocalización

Tabla 4.1 Costo total de transportación (2004)

Ubicación de la Planta de etanol	0.12	0.15	0.18
1	946534.43	773758.53	644991.10
2	820599.29	635905.64	516136.28
3	855029.43	707039.60	561087.46
4	951662.23	764664.43	648108.72
5	975313.23	771651.39	641539.89
6	975140.52	766772.52	645106.33
7	938352.03	763855.69	643271.49

Resultados para el óptimo de la ubicación 2:

Variable: Miel

X 3-7 = 7741.32 t

X 4-7 = 29786.29 t

X 7-7 = 7476.46 t

X 8-7 = 11532.79 t

X 9-7 = 13155.34 t

X 10-7 = 13155.34 t

X 11-7 = 23296.17 t

X 12-7 = 25991.55 t

C_{mín} = USD 516 136.28

4.3. Optimización de las condiciones de operación de la planta de pulpa de una fábrica de papel para ondular

4.3.1. Naturaleza del problema

La calidad de un tipo de papel depende de las condiciones de la Máquina de Papel en la que se fabrica y de la calidad de la mezcla fibrosa con la cual se fabrica. En la producción de papel para ondular la mezcla fibrosa puede incluir fibra corta obtenida del bagazo de caña de azúcar, y por ello es conveniente optimizar sus condiciones de obtención a nivel industrial.

4.3.2. Solución del problema

El proceso de producción de cartón para ondular cuenta con las siguientes áreas tecnológicas:

1. Área de cocción (digestores).
2. Área de lavado.
3. Área de refinación.
4. Área de tamizado-depurado (con recicló).
4. Área de hidropulper.
6. Área de molida de recorte.
7. Área de preparación de pastas.
8. Parte húmeda de la máquina de papel.
9. Parte seca de la máquina de papel.
10. Rebobinado.

Un diagrama del proceso se muestra en la Fig. 4.2; en el mismo las áreas 1, 2, 3 y 4, conforman lo que se conoce como Planta de

Pulpa, etapa en la que a partir del bagazo que se recibe, se produce una pulpa semiquímica, que mezclada con el recorte Kraft reciclado constituyen la pasta que es alimentada a la máquina de papel. Aquí las áreas (5) y (6) forman la etapa de preparación de recortes, el área número (7) constituye la etapa de mezclado y acondicionamiento de las pulpas, para posteriormente ser alimentada a la máquina de papel, última etapa del proceso tecnológico integrada por las áreas de la parte húmeda, parte seca y rebobinado.

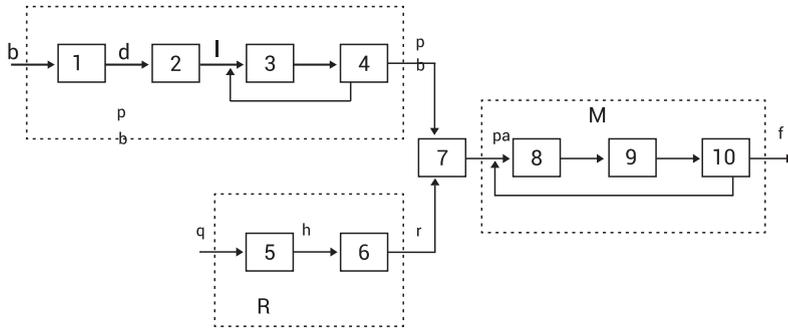


Figura 4.2: Proceso general de producción de cartón para ondular.

Como se comprende la planta de pulpa es un elemento determinante en los costos de producción la calidad de papel, los consumos energéticos y el impacto ambiental, por ello optimizar el comportamiento de esta etapa es esencial.

A continuación analizaremos todos los elementos del sistema aplicando el concepto cibernético de “Black Box”, mediante el cual se establece la obtención de una función de salida en dependencia del juego de variables de entrada.

Área # 1: Área de Cocción

Este elemento del sistema puede caracterizarse por una matriz D , con un vector de salida a , de manera que el modelo de éste sería:

$$a: D.b \quad (\text{Ec.4.2})$$

Área # 2: Lavado de la pulpa

Caracterizado por una matriz L , un vector de salida l y un vector de entrada que se corresponde con la salida del elemento anterior, es decir a , luego su modelo será:

$$l: L.a \quad (\text{Ec.4.3})$$

Área # 3 y 4: Refinación y Tamizado-Depurado

Al omitir las condiciones del reciclo, se estudiaron las áreas # 3 y 4 de conjunto, de manera que podía entonces tratarse como un todo

o un sistema sin reciclo, siendo caracterizada esta etapa con una matriz R , un vector de salida p , y un vector de entrada equivalente a la salida de la etapa anterior e igual a $\mathbf{1}$, luego el modelo sería:

$$p: R \cdot \mathbf{1} \quad (\text{Ec.4.4})$$

Si consideramos la linealidad de todos los elementos y que la planta de pulpa es la etapa que comprende las áreas # 1, 2, 3 y 4 tendremos la posibilidad de obtener un modelo lineal del sistema planta de pulpa, mediante la simple operación de las matrices de los elementos que componen el sistema, posteriormente puede verificarse su adecuación, mediante la comparación de los resultados técnicos del modelo con un grupo de corridas en planta, efectuada con ese objetivo, de manera que siendo:

p : R.l y l: L.a, entonces por simple operación matricial:

$$p: [R.L.D] \cdot b \quad (\text{Ec.4.4})$$

Luego haciendo la matriz [PRLD] tendremos para el sistema Planta de Pulpa que:

$$p: P \cdot a \quad (\text{Ec.4.5})$$

De esta manera el problema de obtener el modelo matemático del sistema se reduce a encontrar las matrices que caracterizan cada uno de los elementos y etapas del sistema, así como a la introducción de un programa de ajuste de los coeficientes de la matriz y según sea la preparación de la mezcla de pulpas que se utilice.

Fase Experimental

Estudio del elemento de cocción del bagazo

Los experimentos realizados en este elemento del proceso tecnológico incluyeron los periodos de uso de bagazo fresco y de bagazo almacenado. Los datos experimentales fueron obtenidos del propio proceso tecnológico, para ello se considerarán los datos de 20 días tomados aleatoriamente del control operacional de un período de más de dos meses, tomando cada día como una corrida experimental; en el control operacional del proceso tecnológico se incluyó para el experimento, una evaluación, con cada 4 horas de la pulpa obtenida en el proceso de pulpeo del bagazo.

Las variables independientes del sistema fueron las siguientes:

X1: por ciento de sosa caustica,

X2: relación, en el bagazo, fibra/ no fibra

X3: tiempo de almacenamiento

X4: Hidromódulo

Como parámetros de respuesta se incluyeron el residual (Ya) y la materia orgánica (Yn).

Los modelos obtenidos fueron:

Para el bagazo fresco:

Yk: $209,36 - 21,32 X_1 - 0,6609 X_2 + 15,4162 X_4$

Yn: $55\ 143,49 - 429,67 X_1 - 1264,6 X_2 - 2328,7 X_4$

Ya: $2,48 - 0,6989 X_1 + 0,619 X_2 - 0,139 X_3 + 0,281 X_4$

Para el bagazo almacenado:

Yk: $238,9 - 21,544 X_1 - 0,536 X_2 - 2,21 X_3 + 4,456 X_4$

Yn: $46\ 878,9 - 60,32 X_1 - 48,4 X_2 - 6,188 X_3 + 12,48 X_4$

Ya: $2,48 - 0,6989 X_1 + 0,619 X_2 - 0,139 X_3 + 0,281 X_4$

Estudio del elemento de prensas de lavado de la pulpa de bagazo

Aquí se incluyeron como variables independientes:

Yn. Materia orgánica en la pulpa antes de lavar

X5: presión en el cono de la prensa 2

X7: Consistencia en el cono de la prensa 2

X8: presión en el cono de la prensa 1

Y los parámetros de respuesta fueron:

YN. *Materia orgánica en la pulpa lavada*

Yph: pH de la pulpa en la refinación.

Los modelos obtenidos fueron utilizados tanto en el modelo global de la planta de pulpa cuando se utiliza bagazo almacenado así como cuando se utiliza bagazo fresco (González; 1982):

Estudio del elemento de refinación de la pulpa de bagazo

Aquí se incluyeron como variables independientes:

Xk: número de kappa

Xd: desgaste de los discos

X9: presión en la caja de los discos

X10: consistencia de entrada al refinador

XN: contenido de materia orgánica

Xph: ph en la pulpa durante la refinación

Las variables dependientes consideradas fueron:

Yp: toneladas por hora de pulpa refinada

Yw: kwh consumidos

Ye: factor de estallido de las hojas formadas en el laboratorio con la pulpa refinada

Yr: factor de rasgado de las hojas formadas en el laboratorio con la pulpa refinada

Los modelos obtenidos fueron utilizados tanto en el modelo global de la planta de pulpa cuando se utiliza bagazo almacenado como cuando se utiliza bagazo

fresco (González; 1982).

Modelo que caracteriza el efecto de lavado de la etapa de refinado depurado:

Xk: número de kappa

YN. Materia orgánica en la pulpa a la entrada del sistema, lavada en las prensas X12: grado de molida de las pulpas

Los Parámetros de respuesta fueron:

YGl: Grado de lavado

Yphp: pH e las pulpas lavadas y refinadas

Como resultado de la agregación del sistema se obtuvo un modelo del sistema de tipo matricial en el cual los parámetros de respuesta del proceso (calidad de la pulpa) están en función de la matriz P del sistema y de un vector de entrada al proceso b, que incluye los parámetros de operación de los equipos, los flujos y calidad de las materias y productos químicos, de manera que:

$$Y_p = [P] \cdot [b] \quad (\text{Ec.4.6})$$

El modelo así obtenido se corresponde con un caso típico de programación lineal que puede ser optimizado mediante el método Simplex, donde los rangos de variación normal de las variables del vector [b], son restricciones del sistema.

Optimización del sistema

El sistema lineal multiobjetivo obtenido en la modelación del proceso de producción de pulpa semiquímica fue optimizado mediante una i optimización jerárquica (Seinfel y Bride, 1970) como sigue:

$$\text{máx YA} = -75 + 30,18 X_1 + 12,41 X_2 + 1,867 X_3 - 8,82 X_4 + 0,0442 X_5 - 235,2 X_7 \quad (\text{Ec.4.7})$$

$$\text{máx YE} = - 0,71426 + 0,2638 X_1 + 0,1084 X_2 + 0,0164 X_3 - 0,0775 X_4 + 0,00059 X_5 - 2,1908 X_7 \quad (\text{Ec.4.8})$$

$$\text{máx YR} = - 1,057322 + 0,416 X_1 + 0,0833 X_2 - 0,00343 X_3 - 0,10192 X_4 + 0,000286 X_5 - 2,94 X_7 \text{ (Ec.4.9)}$$

$$\text{máx YP} = 0,96308 + 0,194X_1 + 0,0048 X_2 + 0,02 X_3 - 0,04 X_4 - 0,0015941 X_6 - 8,15 X_7 \text{ (Ec.4.10)}$$

$$\text{máx Rto} = 180,274 - 19,60 X_1 + 1,0742 X_2 - 2,1 X_3 + 4,055 X_4 \text{ (Ec.4.11)}$$

Sujeto a las siguientes restricciones:

$$7 \leq X_1 \leq 8; \text{ Ec.4.12}$$

$$2,6 \leq X_2 \leq 3,8; \text{ Ec.4.13}$$

$$6 \leq X_3 \leq 9; \text{ Ec.4.14}$$

$$1,9 \leq X_4 \leq 2,5; \text{ Ec.4.15}$$

$$49,04 \leq X_5 \leq 294,2 \text{ Ec.4.18}$$

$$196,13 \leq X_6 \leq 490,33; \text{ Ec.4.19}$$

4.3.3. Resultados

En la optimización de este problema utilizamos el método explicado anteriormente.

Analizando los resultados obtenidos, podemos plantear que la solución eficiente del compromiso para todas las funciones objetivo está resumida en la Tabla 4.2:

Tabla 4.2: Variables para las condiciones óptimas de la producción de pulpa

$X_1 = 7$	$X_2 = 3,80$	$X_3 = 6$
$X_4 = 2,5$	$X_5 = 49,04$	$X_6 = 196,1$
$X_7 = 0$		

Que produce los siguientes valores óptimos para los diferentes criterios:

$$Y_a = 165,17;$$

$$Y_e = 1,39426;$$

$$Y_r = 1,89164;$$

$$Y_p = 1,98529;$$

$$R_{to} = 45,2136$$

4.4. La determinación de las condiciones óptimas de operación de una instalación productora de pulpa para papel blanco (Rodríguez al; 1988)

4.4.1. Naturaleza del problema

En las fabricaciones de papeles blancos se utiliza una mezcla fibrosa de pulpa importada y pulpa virgen obtenida a partir de bagazo de caña de azúcar. La obtención de pulpa blanqueada requiere además de las reacciones de pulpeado las de blanqueo que origina adicionalmente un mayor costo de producción y una mayor agresividad del proceso al medio ambiente por ello es necesario optimizar las condiciones de esta etapa tecnológica del proceso global de obtención de papeles blancos en la instalación industrial objeto de estudio.

4.4.2. Solución del problema

El proceso tecnológico de una instalación industrial productora de papeles blancos se pudo dividir para su estudio en cinco etapas, una de las cuales es la etapa de pulpeo de bagazo, que incluye tres elementos susceptibles de ser modelados, a saber (Figura 4.3.):

- 1) Digestión,
Lavado y
Depurado tamizado (Figura 4.3.).

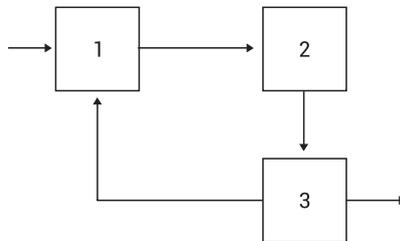


Figura 4.3: Esquema tecnológico de la etapa de pulpeo de bagazo en una instalación industrial productora de papeles blancos.

Para la optimización de la etapa de pulpeo se planteó la siguiente metodología:

1. Obtener los modelos de los tres elementos de la etapa.
2. Obtener el modelo global de la etapa mediante la agregación de modelos de los elementos de la misma

3. Construir el modelo global del sistema tecnológico de acuerdo con los requerimientos establecidos en las Cartas tecnológicas de la empresa.
4. Desarrollar los modelos de las funciones a optimizar a partir de modelos de los elementos
5. Aplicar el método simplex a la optimización de los sistemas utilizando las propiedades de los productos finales como parámetros de optimización, que en este caso fue el flujo de pulpa clasificada.

El elemento de digestión se caracteriza por 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 seleccionadas para caracterizar la cocción del bagazo, es decir:

- Y1= número de permanganato
- Y2= flujo de pulpa a la salida del digestor, m³/h
- Y3= viscosidad a la salida del digestor.

Para facilitar la agregación del proceso tecnológico de pulpeo se incluyen las variables inherentes a la operación de lavado y depurado-tamizado.

En el vector de entrada b se incluyen las variables:

- X1= Concentración de licor de cocción, g/l,
- X2= sulfuridad del licor de cocción,
- X3= calidad del bagazo de entrada a digestión
- X4= flujo de entrada del bagazo a digestión, m³/h
- X5= flujo del licor de cocción, m³/h
- X6= temperatura de la masa en reacción, °C
- X7= tiempo de reacción, s
- Xr = flujo de rechazo, m³/h = Y9

El elemento de lavado se representa por una matriz L y un vector de entrada d', que da lugar por multiplicación a un vector de salida "l".

En el vector "l" se incluyen con vistas a la agregación, las variables inherentes a la operación del elemento depurado - tamizado, así como las que caracterizan el lavado, éstas son:

- Y4= por ciento de materia seca en el licor negro,
- Y5= álcalis residual en la pulpa lavada, mg de NaOH/l
- Y6= flujo de pulpa seca lavada, m³/h

En el vector d' se incluyen las variables de salida de la cocción de interés para el lavado, es decir : Y1, Y2, y Y3, así como las inherentes a la operación de lavado:

X8= flujo de pulpa al lavado, m³/h,

X9= consistencia de la pulpa de entrada al lavado, %, X10=flujo de agua caliente al lavado, m³/h

X11= temperatura de agua caliente suministrada al lavado, °C

Además los valores que son de interés para el depurado tamizado:

X14= consistencia de la pulpa en la etapa 1 de clasificación, %, X15= consistencia de la pulpa en la etapa 2 de clasificación, %, X16 = dilución a los coladores primarios, m³/h, X17= dilución a los coladores secundarios, m³/h

El elemento depurado-tamizado se caracteriza por una matriz T y un vector de entrada l' que origina un vector respuesta t.

Por sus características son importantes como variables de salida de este elemento:

Y7= flujo de pulpa clasificada, m³/h

X8= número de permanganato de la pulpa clasificada,

Y9 = flujo de pulpa rechazada, m³/h

Como variables de entrada estarán:

X12 = flujo de pulpa a la primera etapa de clasificación, m³/h

X13 = flujo de pulpa a la segunda etapa de clasificación, m³/h

Así como X14, X15, X16 y X17

Las matrices de cada uno de los elementos se obtuvieron del procesamiento estadístico de datos del control operacional de la instalación y otros obtenidos durante una etapa de ensayo experimental, según lo recomendado en la literatura especializada (Mesa, Cardoso y González, 1986).

La simulación de esta etapa de del proceso se logra mediante la integración de los modelos de los tres elementos de la etapa según lo recomendado (Kafarov; 1976), es decir:

$$P1 V7 + P2 V8 = 0 \quad (\text{Ec.4.20})$$

$$P3 V7 + P4 V8 = V9 \quad (\text{Ec.4.21})$$

Donde:

P1 = matriz del efecto de las corrientes internas de los reciclos,

P2 = matriz del efecto de las variables de entrada en los reciclos,

P3 = matriz del efecto de las variables de internas en las salidas

P4 = matriz del efecto de las variables de entrada en las salidas

V7 = Vector columna de las variables de reciclo.

V8 = Vector columna de las variables externas en el cual están consideradas X1, XR, X9 a X11 y de X14 a X17.

V9 = Vector columna de las variables de salida de la etapa que incluye en l parámetro de optimización y las restricciones de calidad de la pulpa.

4.4.3. Resultados

Las condiciones óptimas para la operación de la etapa se encontraron como: Y7= Valor en condiciones óptimas del flujo de pulpa clasificada: 6.60 m³/h

X8 =Valor en las condiciones optimas del número de permanganato de la pulpa clasificada: 7.6

El análisis de sensibilidad de la solución se determina del software específico.

4.5. Aplicación para la asimilación de una Tecnología para la obtención de biodiesel de cachaza de la industria de la caña de azúcar (Garcia; 2012)

4.5.1. Naturaleza del Problema

Las posibilidades de fabricar biodiesel en utilizando desechos agroindustriales que se generen en un proceso productivo ya instalado y que permitan ahorros en la transportación de la materia prima y en el destino del producto final es muy atractiva al abaratar los gastos totales.

En estas condiciones son un conjunto de acciones esenciales, que constituyen el fundamento metodológico, para la terminación y asimilación de la tecnología generada en laboratorios de un país, en la región de la industria de la caña de azúcar de otro país, a saber:

- Búsqueda del financiamiento para el escalado de la tecnología; que ha sido responsabilidad del grupo guatemalteco;
- Diseño tecnológico del equipamiento de la Planta Piloto, de lo que ha sido responsable el grupo cubano;
- Diseño mecánico, construcción y montaje de la Planta Piloto, que ha sido responsabilidad de ambos grupos.
- Prueba a escala Piloto de la Tecnología cubana elaborada a nivel de laboratorio; que ha sido responsabilidad de ambos grupos.

- Evaluación de la nueva tecnología considerando en ello su macrolocalización

En el caso que se presenta, un grupo de investigación de un país ha desarrollado una tecnología que puede satisfacer la demanda de biodiesel que existe para la transportación de mieles, con el objetivo de fabricar etanol, en otro país y esto hace que plantee la tarea de asimilar, a nivel industrial, en un país, la tecnología desarrollada en un laboratorio en el otro país.

En el estudio de las posibilidades de producción de biodiesel de cachaza de caña de azúcar, en las condiciones de una región productora, se encuentra la disyuntiva de que para encontrar costos más bajos es necesario minimizar los gastos inversionistas incrementando las escalas productivas lo que se hace factible mediante la ubicación de las producciones en un mínimo de instalaciones industrial.

Esto requiere la transportación de la cachaza de las diferentes industrias de la caña de azúcar hasta la instalación productora, lo que a su vez se incrementan los gastos de transportación siendo necesario un equilibrio armónico entre el número de instalaciones (deben ser las menor cantidad posible de mas grandes instalaciones) y los gastos de transportación de las fuentes de cachaza que no cuentes con instalaciones propias de procesamiento. La solución de este problema dará la alternativa inversionista más competitiva desde el punto de vista económico.

4.5.2. Solución del problema

Una vez realizado el diseño del equipamiento de la Planta Piloto (Villanueva et al., 2009) para tratar 22 kg de cachaza para cada corrida se procedió al diseño mecánico de los equipos de la misma (Gómez et al, 2010).

Posteriormente se desarrolla una prueba a escala Piloto de la Tecnología elaborada a nivel de laboratorio, esta prueba tiene como objetivos fundamentales el chequeo de los cálculos de diseño, conocer el comportamiento del proceso en las arrancadas y paradas, así como producir muestras representativas del producto.

Antes de acometer la prueba en Planta Piloto es necesario determinar los extractables de la cachaza disponible, puesto que pueden existir diferencias entre su contenido de extractables y el obtenido en experimentos realizados en el desarrollo original de la tecnología,

con este fin se realizan análisis de laboratorio utilizando tres tipos de solvente:

- a. Acetato de Etilo,
- b. Hexano y
- c. etanol al 95 %.

Los rendimientos obtenidos se muestran en la Tabla 4.3.

Tabla 4.3: Promedio de los resultados de las pruebas preliminares

Solvente	Tiempo de extracción (h)	Peso de muestra (Gr.)	Peso Extracto (g.)	% Rendimiento
Acetato de Etilo	3.671	9.43257	1.136825	12.4009
			0.616775	6.77537
Etanol	3.754	8.91932	2.337	26.2144
			1.0055	11.18855
Hexano	1.971	9.4839	0.6006	6.61625
			0.391325	4.300375

Debido a que no se reporta el alcohol etílico (etanol) como el solvente extractivo utilizado en otros trabajos, se procedió a efectuar otras dos corridas de extracción mediante el método de agitación con reflujo, colocando la materia prima (cachaza) en contacto directo con el solvente (etanol); se efectuaron dos extracciones: una con etanol 95° y otra con etanol anhidro. El tiempo de extracción fue de cuatro horas y los resultados se muestran en la Tabla 4.4.

Tabla 4.4: Determinación del % rendimiento de extracto con Etanol

Solvente	% Rendimiento
Etanol 95°	11.2916
Etanol anhidro	11.8428

Los valores obtenidos para los extractables con el etanol de 95 % se comparan y son de alrededor de 11,2 %, por lo que se decide tomar este valor como el porcentaje de extractables de la cachaza a utilizar, este valor es ligeramente inferior a los valores obtenidos para la cachaza utilizada para el desarrollo de la tecnología (Villanueva et al; 2009), los que se reportan en un 12 %, esto puede deberse fundamentalmente a la quema de la caña que se lleva a cabo en la cosecha del país al cual se transfiere la tecnología.

Para la determinación de estas potencialidades se requiere ejecutar los balances de materiales de las instalaciones industriales que están ubicadas en la región de estudio.

La disponibilidad de cachaza en cada una de las fábricas de azúcar del territorio analizado se reporta en la Tabla 4.5.

Tabla 4.5: Biodiesel potenciales por fábrica disponible

Ingenio fuente de cachaza	Cachaza , t/año	Biodiesel Potencial L/año	Biodiesel kg/día; d=150
Fuente 1	163 144.00	14 397 324	85520.10
Fuente 2	163 818.90	14 456 883	85873.88
Fuente 3	94 594.24	8 347 862	49586.30
Fuente 4	94 798.35	8 365 875	49693.29
Fuente 5	58 498.77	5 162 467	30665.05
Fuente 6	53 909.47	4 757 465	28259.34
Fuente 7	33 567.08	2 962 266	17595.86
Fuente 8	22 498.77	1 985 497	11793.85
Fuente 9	17 939.09	1 583 110	9403.67
Fuente 10	14 166.26	1 250 160	7425.95
Fuente 11	49 723.95	4 388 097	26065.29
Total	766 658.9	67 657 005	401882.61

4.5.2.1: Estudio de macrolocalización en de cachaza de cada una de las fuentes de (residuos sólidos) de la fabricación de azúcar

Determinación de los gastos inversionistas para la producción de biodiesel de cachaza.

De acuerdo con los estudios realizados (Albernas, 2008) el costo del equipamiento para una instalación de 21 000 kg/d es de \$ 230 614.7 USD. De estos resultados se puede estimar, con ayuda de la regla de la punto seis (Peters-Timmerhauss, 1980) el costo del equipamiento y el Capital Fijo a Invertir para cada una de las capacidades a instalar estimando 150 días de operación de la planta, de manera que el biodiesel producido esté destinado al traslado de las mieles durante y los días posteriormente cercanos a la zafra azucarera.

En la Tabla 4.6 se ofrecen los valores de los Costos Directos (CD), los Costos Indirectos (CI) y el Capital Fijo a Invertir (CFI) en

cada una de las fuentes de cachaza, los que han sido determinados del costo del equipamiento según la regla de la punto seis y con apoyo de las Tablas propuestas en trabajos al efecto (Albernas; 2011) con ayuda de la experiencia resumida en la literatura especializada (Peters-Timmerhauss, 1980).

El estimado del costo del equipamiento es de 401882.6 USD y los Cargos fijos Invertidos (CFI) se elevan a: 29 868 157 USD.

Determinación de los Costos Variables, los Costos Totales de y Unitarios de producción de biodiesel.

Los costos de Producción se estimaron considerando la composición reportada en trabajos anteriores (Albernas; 2008) y sobre la base de que la vida útil de la inversiones es de 15 años.

Tabla 4.6: Costos Directos (CD), Costos Indirectos (CI) y Capital Fijo a Invertir (CFI) en las inversiones en cada una de las fuentes de cachaza (Ingenios)

Ingenio	Biodiesel kg/d	Costo equipos	CD USD	CI USD	CFI USD
Fuente 1	85 520.10	4769246	10325417	1477512.365	11802930
Fuente 2	85873.88	4781074	10351025	1481176.656	11832201
Fuente 3	49586.30	3438950	7445326	1065386.574	8510712
Fuente 4	49 693.30	3443400	7454961	1066765.312	8521726
Fuente 5	30665.05	2577478	5580240	798502.7721	6378743
Fuente 6	28259.34	2454178	5313295	760304.2549	6073599
Fuente 7	17595.86	1846950	3998647	572185.0835	4570832
Fuente 8	11793.85	1452788	3145286	450073.6842	3595359
Fuente 9	9403.67	1268199	2745650	392887.9604	3138538
Fuente 10	7425.95	1100677	2382966	340989.8434	2723956
Fuente 11	26065.29	2338010	5061792	724315.51	5786107
Total	401882.61	401882.6			29868157

En la Tabla 4.7 se resumen por instalación los Gastos Variables de producción (CVP), y los Costos: Fijos de producción (CF), de Producción Totales (CPT) y por litro de biodiesel (C/L).

Tabla 4.7: Gastos Variables de producción (CVP), Costos Fijos de producción (CF), Costos de Producción Totales (CPT) y Costos por litro de biodiesel (C/L).

Ingenio	Biodiesel kg/d	CVP USD	CF USD	CPT USD	C/L USD/L
Fuente 1	85520.10	2935696.00	5303192.00	9469986.00	0.65776
Fuente 2	85873.88	2942976.00	5316344.00	9493472.00	0.65667
Fuente 3	49586.30	2116836.00	3823961.00	6828502.00	0.81799
Fuente 4	49693.29	2119575.00	3828910.00	6837339.00	0.81729
Fuente 5	30665.05	1586559.00	2866043.00	5117934.00	0.99137
Fuente 6	28259.34	1510662.00	2728938.00	4873104.00	1.02430
Fuente 7	17595.86	1136885.00	2053727.00	3667370.00	1.23803
Fuente 8	11793.85	894259.50	1615436.00	2884708.00	1.45289
Fuente 9	9403.67	780636.10	1410181.00	2518181.00	1.59065
Fuente 10	7425.95	677518.80	1223905.00	2185545.00	1.74821
Fuente 11	401882.61				

Los resultados de los costos unitarios de producción de biodiesel son un reflejo muy claro del impacto del tamaño de escala en los costos de producción con valores mínimos por litro de biodiesel de 0.19 USD hasta máximos de 0.46 USD, de manera que de donde se suministre el combustible incidirá en los costos de transportación, en lo que queda claro que la fuente de biocombustible para la transportación puede incidir de alguna manera en la solución óptima, por lo que es un aspecto que debe ser considerado como una restricción y en nuevo planteamiento del problema. Incluso puede valorarse transportar la cachaza para ser procesada en instalaciones de mayor capacidad para bajar costos de producción y de transportación total.

Determinación de los Indicadores de rentabilidad. VAN, TIR y PRD por cada inversión macrolocalizada en ingenios fuentes de cachaza.

Un análisis de factibilidad económica debe considerar los ingresos que se generan en relación con los egresos, para ello debemos considerar el valor de la producción lograda.

En la Tabla 4.8 se resumen los niveles de producción, los valores de venta y totales que se generan del procesamiento de la cachaza a biodiesel.

Tabla 4.8: Niveles de producción, los valores de venta y totales que se generan del procesamiento de la cachaza a biodiesel durante el año.

Ingenio	Biodiesel kg/d	Valor de Biodiesel
Fuente 1	85520.10	10515381.00
Fuente 2	85873.88	10558881.00
Fuente 3	49586.30	6097032.00
Fuente 4	49693.29	6110188.00
Fuente 5	30665.05	3770514.00
Fuente 6	28259.34	3474712.00
Fuente 7	17595.86	2163552.00
Fuente 8	11793.85	1450149.00
Fuente 9	9403.67	1156257.00
Fuente 10	7425.95	913080.00
Fuente 11	26065.30	3204937.00
Total	401882.61	49414682.00

La determinación de los indicadores dinámicos se realizó según lo propuesto por la literatura especializada (Lauchy, A. E. González., 2005) y se resumen continuación en la Tabla 4.9.

Tabla 4.9: Indicadores dinámicos para las inversiones en instalaciones de biodiesel

Ingenio	VAN USD	TIR %	PRD años
Fuente 1	22 243 914	168	1,5
Fuente 2	22 392 052	169	1.8
Fuente 3	7 974 700	62	2.9
Fuente 4	8 014 237	62	3
Fuente 5	1 431 789	21	8
Fuente 6	682,921	16	9.5
Fuente 7	-2 270 000	-5	>11
Fuente 8	-3 500 000	<-5	>11
Fuente 9	-3 800 000	<-5	>11
Fuente 10	-4 000 000	<-5	>11
Fuente 11	2 236 500	12	11

Todas las inversiones en la producción de biodiesel de relativos bajos niveles tienen muy altos tiempos de recuperación de la inversión, de manera que solo en 4 ingenios se logran resultados que justifiquen invertir en el propio ingenio que genera la cachaza., estos son los casos de las fuentes 1, 2, 3 y 4 que son los de mayores disponibilidad de cachaza con niveles de producción de biodiesel superiores a 49 693.29 Kg/día. En esas condiciones se infiere que hay un problema de economía de escala siendo aconsejable macro localizar en dos ingenios instalaciones productoras de biodiesel que utilicen como materias primas la cachaza generada en más de una instalación productora de azúcar y que deben considerar el retorno de los desechos de la producción de biodiesel a los suelos de las tierras cercanas a los ingenios que generar inicialmente la cachaza como fuente de biodiesel.

4.5.2.2. Macrolocalización de instalaciones de biodiesel considerando vinculación entre fuentes

La disponibilidad total de cachaza es de 198 811 toneladas, por lo que pueden proponerse dos instalaciones de no menos un insumo de 90 000 toneladas, lo que significa instalaciones de 47 177 kg/d. en la Tabla 4.10 se ofrecen las disponibilidades por ingenio.

Tabla 4.10: Disponibilidad de cachaza anual y producción potencial de biodiesel por día en cada ingenio.

Ingenio	Cachaza, (t/año)	Biodiesel Potencial (kg/día)
Fuente 5	33567.08	17595.86
Fuente 6	22498.77	11793.85
Fuente 7	30665.05	6665.05
Fuente 8	26065.29	6065.30
Fuente 9	14166.26	7425.95
Fuente 10	53909.47	8259.34
Fuente 11	17939.09	9403.67
Total	198 811.00	04216.70

La búsqueda de las condiciones óptimas de macrolocalización de las instalaciones para producir biodiesel en ambas regiones es un caso típico del problema del transporte que puede ser resuelto con ayuda de la programación Lineal (Hichcock; 1941), entonces

los problemas de macrolocalización se formulan de las siguientes formas, según el caso:

Caso 1

Para el caso en el cual se decide mover toda la cachaza para ser aprovechada para la producción de biodiesel destinada a lograr una capacidad de producción total (aprovechando la cachaza disponible en los 11 ingenios) de biodiesel de 374 890.27 kg/d de biodiesel, es decir 420 752.26 l/d, la formulación del problema será:

“Sea n el número de ingenios y p un vector donde el valor del elemento p_i es la cantidad de toneladas de cachaza que tiene el ingenio i . Existe una matriz de distancias entre ingenios $D_{n \times n}$. Se desea determinar la localización de dos plantas de biodiesel a partir de cachaza de forma tal que se minimice el costo de transportación de las materias primas. La localización de cada instalación debe ser en un ingenio existente.

Para ello se plantea un modelo donde el objetivo es minimizar el valor de la variable z :

$$z = \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n C_{ij} x_{ij} \quad (\text{Ec 4.22})$$

Donde x_{ij} es la cantidad de cachaza que se transporta del ingenio i al j mientras C_{ij} es el costo de transportar una tonelada de cachaza entre el par de ingenios teniendo en cuenta el costo del combustible ($C_{ij} = 0.30 \times d_{ij} c_{ij}$) Garcia ; 2012).

El modelo está sujeto a las siguientes restricciones:

El número de plantas de biodiesel debe ser 2, r_i es una variable binaria que indica si hay una planta en el ingenio i . Por tanto:

$$\sum_{i=1}^n r_i = 2 \quad (\text{Ec4.23}).$$

Cada ingenio aporta toda la cachaza que tiene, moviéndola hacia alguna localización.

$$\sum_{i=1}^n x_{ij} = p_i \quad i = 1 \dots n \quad (\text{Ec4.24}).$$

Se desea que las plantas creadas tengan una capacidad instalada mínima, por lo que debe proveérsele un volumen de materias primas de 94 000 toneladas. Así, los ingenios tendrán que cumplir simultáneamente las siguientes restricciones:

$$\sum_{i=1}^n x_{ij} \geq 94000 \quad j = 1 \dots n \quad (\text{Ec 4.25})$$

$$\sum_{i=1}^n x_{ij} \leq r_j \times \sum_{i=1}^n p_i \quad j = 1 \dots n \quad (\text{Ec 4.26})$$

Adicionalmente:

$$x_i \geq 0 \quad i = 1 \dots n \quad (\text{Ec } 4.27)$$

$$r_i \in \{0,1\} \quad i = 1 \dots n \quad (\text{Ec. } 4.28)$$

Los resultados que se alcanzan se ofrecen en la Tabla 4.11, con la macrolocalización de las instalaciones en los ingenios que son las fuentes 7 y 10.

Tabla 4.11 Resultados de la macrolocalización de las instalaciones de producción de biodiesel y la transportación moviendo toda la cachaza.

Tabla 4.11: Resultados de la macrolocalización de las instalaciones de Producción de biodiesel y la transportación moviendo toda la cachaza.

Ingenio/Ingenio	Fuente 7	Fuente 10
Fuente 5	14 770.89	18 796.19
Fuente 6	22 498.77	
Fuente 7	30 665.05	
Fuente 8	26 065.29	
Fuente 9		14 166.26
Fuente 10		53 909.47
Fuente 11		17 939.09
Total	94 000	104 811.01

Aquí los costos de transportación de la materia prima ascienden a 1 177 913.214 USD al año, que se distribuyen en 528 561.43 USD en la fuente 7 y 649 351.80 USD en la fuente 10. Siendo los niveles de producción de un total de 14 035 918.00 litros/año, con un incremento en los costos por litro de 0.0796 USD/litro, el análisis de los indicadores dinámicos de la inversión en estas dos instalaciones se reflejan en la Tabla 4.12.

Tabla 4.12: Indicadores dinámicos para las inversiones en instalaciones de biodiesel en los casos que se transporta toda la cachaza.

Ingenio	VAN USD	TIR %	PRD años
Fuente 7	6 472 460	53	3.5
Fuente 10	8 608 268	66	3.0

Caso 2

Para el caso en el cual se decide mover solamente la cachaza que permita mínimos costos de transportación destinada a lograr una capacidad de producción de biodiesel a mínimo costo, con un nivel mínimo de producción de 50 000 kg/ d de biodiesel, la formulación del problema del transporte será:

Sea n el número de ingenios y p un vector donde el valor del elemento p_i es la cantidad de toneladas de cachaza que tiene el ingenio i . Existe un matriz de distancias entre ingenios $D_{n \times n}$. Se desea determinar la localización de dos plantas de biodiesel a partir de cachaza de forma tal que se minimice el costo de transportación de las materias primas. La localización de cada instalación debe ser en un ingenio existente.

Para ello se plantea un modelo donde el objetivo es minimizar el valor de la variable z :

$$z = \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n C_{ij} \cdot x_{ij} \quad (\text{Ec 4.29}).$$

Donde x_{ij} es la cantidad de cachaza que se transporta del ingenio i al j mientras C_{ij} es el costo de transportar una tonelada de cachaza entre el par de ingenios teniendo en cuenta el costo del combustible ($C_{ij} = 0.30 \times d_{ij}$) (Garcia ; 2012).

El modelo está sujeto a las siguientes restricciones:

El número de plantas de biodiesel debe ser 2, r_i es una variable binaria que indica si hay una planta en el ingenio i . Por tanto:

$$\sum_{i=1}^n r_i = 2 \quad (\text{Ec 4.30}).$$

Cada ingenio aporta toda la cachaza que tiene, moviéndola hacia alguna localización.

$$\sum_{j=1}^n x_{ij} = p_i \quad i = 1 \dots n \quad (\text{Ec. 4.31})$$

Se desea que las plantas creadas tengan una capacidad instalada mínima, por lo que debe proveérsele un volumen de materias primas de 94000 toneladas. Así, los ingenios tendrán que cumplir simultáneamente las siguientes restricciones:

$$\sum_{j=1}^n x_{ij} \geq 94000 \times r_j \quad j = 1 \dots n \quad (\text{Ec 4.32})$$

Adicionalmente:

$$x_{ij} \geq 0 \quad i = 1 \dots n \quad (\text{Ec 4.33})$$

$$r_i \in \{0,1\} \quad i = 1 \dots n \quad (\text{Ec 4.34})$$

Ambos modelos son optimizados utilizando el sistema GAMS con licencia académica (GAMS, 2010). El método usado está basado en la programación lineal basada mezclada con ramas y cotas (Wolsey, 1998).

4.5.3. Resultados

Los resultados que se alcanza se ofrecen en la Tabla 4.13 con la macrolocalización de las instalaciones en los ingenios que son las fuentes 7 y 10 respectivamente.

Tabla 4.13: Resultados de la macrolocalización de las instalaciones de producción de biodiesel y la transportación buscando mover solo la cachaza que garantiza un nivel mínimo de producción

Ingenio/Ingenio	Fuente 6	Fuente 7	Fuente 10
Fuente 5		25581.9	7985.18
Fuente 6	10811.0	11687.7	
Fuente 7		30665.0	
Fuente 8		26065.2	
Fuente 9			14166.26
Fuente 10			53909.47
Fuente 11			17939.09
Total	10811.01	94000.00	94000.00

Aquí los costos de transportación de la materia prima ascienden a 1 510 248.56 USD al año, los que se pueden distribuir en la misma proporción para las dos instalaciones en 755 124,25 USD por año, de manera que el resultado del análisis de los indicadores dinámico de la inversión en estas dos instalaciones se refleja en la Tabla 4.14.

Tabla 4.14: Indicadores dinámicos para las inversiones en instalaciones de biodiesel en los casos que se transporta la cachaza

Ingenio	VAN USD	TIR %	PRD
Fuente 7	6 263 553.85	50	4.0
Fuente 10	6 263 553.85	50	4.0

De estos resultados se observa que es factible mejorar sustancialmente los indicadores dinámicos de la producción de biodiesel incrementando la capacidad de sus instalaciones, de manera que aunque se incrementan los costos de transportación los beneficios son superiores por un problema de economía de escala, lo que se refuerza en el hecho de que debe utilizarse al máximo la cachaza disponible para incrementar los volúmenes y valores de producción,

lográndose rebajar los costos de producción por litro de biodiesel hasta 0.88 USD o menos en todas las instalaciones.

4.6. Conclusiones

- Muchos problemas reales de la industria de procesos químicos se pueden resolver mediante la Programación Lineal.
- El Simplex se resuelve por procedimiento interactivo y repetitivo por lo que se encuentra muchos software disponibles que brindan también el análisis de sensibilidad

4.7 Referencias bibliográficas

Albernas Carvajal, Y. G. Villanueva Ramos, N. Ley Chong, I. Gallardo Águila y E. González Suárez (2008)

Análisis del impacto económico de la producción de biodiesel a partir de aceite de cachaza en la Empresa Mielera Heriberto Duquesne / 10. Centro Azúcar N° 2.

GAMS Development Corporation (2010)

GAMS. 1217 Potomac Street, NW
Washington, DC 20007, USA.

García Prado, R. A. (2012)

Estrategia para la producción de biocombustibles en Guatemala. Tesis de Dr. en Ciencias Técnicas Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas. Cuba.

Gass, S. I. (1969)

Linear Programming, 3ra Edición, McGraw - Hill Inc., New York.

Gómez Pérez, C. R. R. García Prado, E. González Suárez; G. Villanueva Ramos (2010)

Escalado primario de plantas para la obtención de biocombustibles. 37. *Centro Azúcar* 1 enero –marzo/2010.8-14

- González Suárez, E. V. González Rodríguez (1982)
Determinación de la matriz que caracteriza el sistema de producción de pulpa semi química. Centro Azúcar 9(1) enero-abril, 1982, 63-78.
- González Suárez E. y Santos Cuba, N. (1994)
Posibilidades Programación Lineal en la intensificación de la industria del papel Centroazúcar, Año 21, Nro 1 enero-Abril, 1994, pp 3-10. Editada por la Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas, Cuba.
- Hichcock; F.L. (1941)
The distribution of a Product from Several Sources to Numerous Localities”. Journal Mathematics and Physic.20, pp 224-230.
- Kafarov, V. V. (1976)
Cybernetic methods in Chemistry and Chemical Engineering” MIR, Moscow 1976, pp 464-470.
- Lauchy, A. E. González (2005)
Incertidumbre económica en las inversiones de plantas de la industria química. En González, E. (Editor).:Vías para el diseño de nuevas instalaciones de la industria química, fermentativa y farmacéutica. Editorial Científico Técnica., La Habana, 2005. pp 263. ISBN: 959-05-0377-2.
- Meck R. M, T. G. Smith (1970)
Linear Programming for Process Engineers. British Chemical Eng. 15(6):1171.
- Mesa Anoceto, M. G. Cardoso Romero, E González Suárez (1986)
Algunas premisas para la aplicación de métodos estadísticos en el análisis de procesos Químicos y azucareros. En Aplicación de métodos matemáticos en el Análisis de Procesos Químicos. CDU. 664.11-9:311. Editado por la UCLV.13-19.
- Oquendo Ferrer, H. (2002)
Alternativas de desarrollo prospectivo de los derivados de la caña de azúcar. Tesis de Dra. en Ciencias Técnicas Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas.

- Peters, M. and Timmerhaus, K.D. (1981)
Plant Design and Economics for Chemical Engineers, Ed. Mc Graw -Hill, Singapore, Chemical Engineering Series, pp. 464-466.
- Rodríguez Rico, Iván (1988)
Determinación de las condiciones óptimas de operación de la Planta de Pulpa del combinado de Papeles Blancos de Jatibónico. Tesis de Dr. en Ciencias Técnicas Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas.
- Ruiz Ruiz, M. L.; Águila Castro; E.; González; N. González (1982)
Condiciones para la ganancia óptima en una Planta de Cloro y Sosa. Revista Tecnología Química. Año XIII (2) 37- 4 ISSN: 0253-9276. Editado por la Universidad de Oriente. Cuba.
- Villanueva G., Durán M., Feyt R. (2009)
Biodiesel Production from Sugar Cane. 17 European Biomass Conference. Hamburg, Alemania.
- Seinfeld, J. H.; M. Mc Bride (1970)
“Optimization with Multiple Performance Criteria” . Industrial Engineering Chemical Process Develop , (1) : 53-57.
- Wolsey, Laurence A. (1998)
Integer Programming, John Wiley & Sons, Pp 91-108. ISBN: 0-471-28366-5.

CAPITULO V

COMBINACIÓN Y ANÁLISIS ALTERNATIVO DE MÉTODOS OPTIMIZACIÓN

5.1. Introducción

En las condiciones actuales de la economía internacional, es de interés de los productores, los siguientes objetivos fundamentales:

1. Consolidar la política de ahorro y uso de la energía y continuar reduciendo los índices de consumo energético.
2. Garantizar un uso adecuado de los recursos materiales.
3. Reducir los índices de consumo, las pérdidas e incrementar la recuperación de desechos reutilizables.
4. Ampliar el aprovechamiento de las capacidades productivas.
5. Mejorar progresivamente la calidad de la producción

Como se comprende, no se pueden lograr estos objetivos si no se logra:

- Fomentar un aporte más efectivo de la ciencia y la técnica al desarrollo socio-económico de cada país.
- Acelerar la introducción de los avances científicos en la producción.

Para lograr estos objetivos, a través de la aplicación de los adelantos de la Ciencia y la Tecnología, el proceso de búsqueda de conocimientos requiere evaluar las condiciones de conducción de un proceso industrial a diferentes niveles de decisión, debido a que algunas condiciones se tornan restrictivos o condicionados por proceso externos a la instalación industrial que se estudia.

Aquí indudablemente el poderoso arsenal de las matemáticas debe jugar un papel esencial.

Esta situación en muchas ocasiones obliga a métodos más complicados de optimización o a la combinación de métodos simples de optimización que permitan encontrar una solución que responda a la pregunta de saber cuáles son las condiciones reales en las que en diferentes circunstancias.

En cada caso se requiere una estrategia especial de buscar los nuevos conocimientos y por ello diversas serán las formas de atacar el problema, a continuación se ejemplifican casos concretos que se desarrollaron con apoyo de estudios parciales que antes se han expuesto.

5.2. Determinación de las condiciones óptimas de operación

Y además del por ciento de mezcla de pulpa virgen (de bagazo de caña de azúcar) y de papel reciclado en la producción de papel para ondular en condiciones de buen estado técnico de la instalación (González et al; 1985b).

5.2.1 Naturaleza del problema

En el estudio para la intensificación de una instalación industrial (González; 1982), el problema técnico económico que origina la optimización se explica en qué:

No se conocían los valores a los que debían fijarse las variables de operación de un proceso industrial de producción de cartón para ondular para alcanzar menores costos los parámetros requeridos para la exportación de ese papel.

En adición, al utilizar mezclas de pasta en la producción de papel, la mezcla fibrosa resultante para la fabricación del papel, resulta con valores en sus propiedades físicas resultados de este mezclado, de manera que mientras una proporción de la mezcla mejora una propiedad del papel, empeora otra y por ello debe determinarse la mejor proporción que también tendrá impacto en los costos de producción y con ello en la eficiencia económica de la empresa.

5.2.2. Solución del problema

El Problema de Optimización que se planteó era: Minimizar los Costos de Producción o maximizar la Ganancia industrial logrando niveles de calidad que permitan cumplir los requerimientos de exportación del papel fabricado en la instalación disponible.

Eso desde la optimización quiere decir que:

- La Función Objetivo o Parámetro de optimización es el Costo de Producción o Ganancia.
- Los parámetros de calidad del papel actuaran como restricciones a cumplir.

Modelación matemática del proceso

El proceso de producción de cartón para ondular cuenta con las siguientes áreas tecnológicas:

1. Área de cocción (digestores).
2. Área de lavado.
3. Área de refinación.
4. Área de tamizado-depurado (con recicló).
5. Área de hidropulper.
6. Área de molida de recorte.
7. Área de preparación de pastas.
8. Parte húmeda de la máquina de papel.
9. Parte seca de la máquina de papel.
10. Rebobinado.

En la figura 5.1 se presenta el esquema del proceso tecnológico global.

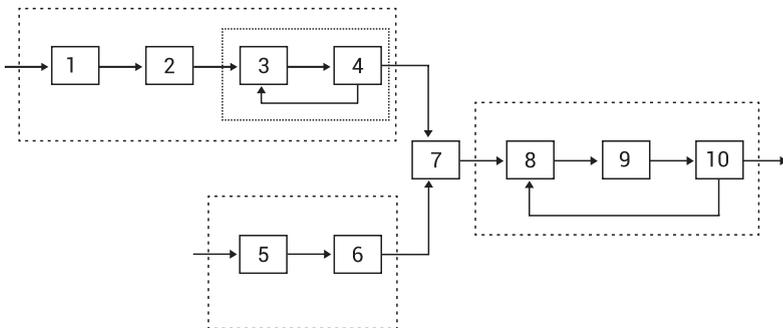


Figura 5.1: Diagrama del proceso tecnológico de fábrica de papel para ondular.

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 reciclós y hay una etapa de mezcla binaria (Guirado et al; 1981).

En este caso los modelos de los elementos 3 (refinación de pulpa) y 7 (mezclado) se obtuvieron mediante diseños experimentales, la 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, E. ; I. Vega ; 1987) (González et al; 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; 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 y Garcia,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 éste se fabrica” (Molina; Ramirez;1974).

La agregación del modelo global del proceso se logra si se tiene que en la figura 5.1.

$$\text{Area \# 1:} \quad a = [D] b \quad (\text{Ec. 5.1})$$

$$\text{Area \# 2:} \quad l = [L] a \quad (\text{Ec.5.2})$$

$$\text{Areas \# 3 y 4:} \quad p = [R] l \quad (\text{Ec. 5.3})$$

Etapa de Producción de pulpa:

$$p = [R] \cdot [L] \cdot [D] \cdot b \text{ y } p = [P] \cdot b \quad (\text{Ec. 5.4})$$

$$\text{donde} \quad [P] = [R] [L] [D] \quad (\text{Ec. 5.5})$$

$$\text{Áreas \# 5 y 6 :} \quad r = [R] q \quad (\text{Ec. 5.6})$$

$$\text{Área \# 7} \quad pa = [U] (p + r) \quad (\text{Ec. 5.7})$$

$$\text{Áreas \# 8, 9 y 10:} \quad f = [M] pa \quad (\text{EC. 5.8})$$

Sistema global:

$$f = [M] [P] [U] b + [M] [R] [U] q \quad (\text{Ec. 5.9})$$

Las variables incluidas en el modelo global se en los vectores b y q y se incluyen en el vector respuesta f , todas las propiedades que se controlan como parámetros de calidad del papel terminado.

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 et al; 1978) (González;Schuart; 1990).

Optimización del proceso tecnológico global

Para la optimización del proceso es premisa elaborar modelos de indicadores económicos del proceso (por ejemplo costo, ganancia) en función de las variables que inciden en el modelo tecnológico con ayuda de los balances de materiales y energía, los estudios cinéticos.

En el caso de estudio, 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; 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; 1982).

Si se emplea la expresión de ganancia como función objetivo, y se utilizan los modelos lineales obtenidos en términos de calidad del producto, 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 (puede usarse también la Regla de Oro), se logran óptimos para diferentes tipos de mezclas (Figura 5.2.) mediante una optimización a dos niveles (González et al; 1985b) en lo cual se materializa a es-

cala industrial la idea de para resolver un problema de mezclado con ayuda la mediante programación lineal(Foster; 1969).

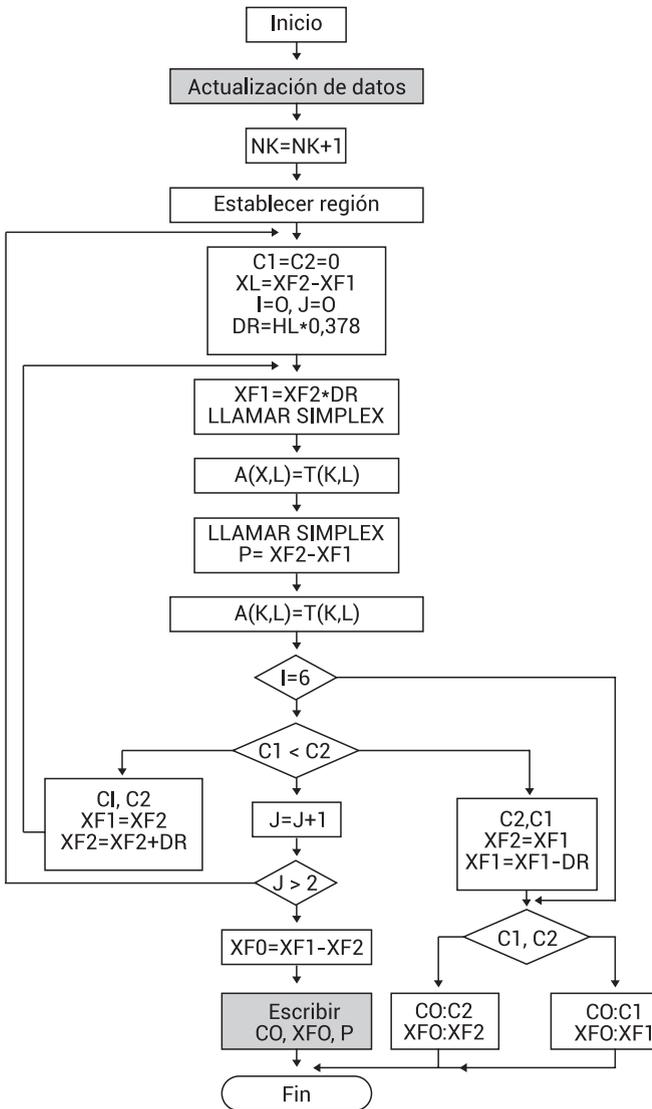


Figura 5.2: Diagrama de bloques para la optimización en la fábrica de papel para ondular

5.2.3. Resultados

- La proporción óptima de la mezcla se encontró en un 60% de papel reciclado tanto para el caso en que se emplea bagazo fresco como cuando se usa el almacenado (González; 1982).

- Los ahorros anuales al emplear la proporción óptima son de más de 200.000 pesos (González et al; 1985a).

5.3. Efecto estimado del desgaste de los discos y la calidad del tipo de bagazo en la eficiencia de la producción de cartón para ondular (González; 1988b)

5.3.1. Naturaleza del problema

El carácter cíclico de la producción de azúcar de caña, hace que el aumento de bagazo para la fabricación de pulpa para cartón sea solo durante una etapa del año, por lo que es necesario su almacenamiento de forma tal que garantice la producción estable durante todo el año.

El proceso de almacenamiento del bagazo causa una degradación de la fibra, de forma tal que las características de esta materia prima después de un período dista mucho de la realizada en el momento de su entrega por la industria azucarera.

Entre otros aspectos, el almacenamiento prolongado afecta la calidad y rendimiento de las pulpas, no obstante los propios gastos de almacenamiento hacen del bagazo una materia prima más costosa por lo que un estudio del comportamiento de su calidad al ser o no almacenado es de interés para la planificación técnico económica de las empresas.

Por otro lado la disminución del rendimiento industrial de pulpa al ser el bagazo almacenado, así como el efecto diferenciado de la etapa de lavado de la Planta de Pulpa, hacen variar las condiciones en que en que se ha determinado el desgaste óptimo permisible de los discos del refinador de simple disco de la Planta de Pulpa, por lo que incluir esta variable en el análisis es aconsejable.

5.3.2. Solución del problema

En la ejecución de este trabajo se emplearon los modelos técnico económico que del proceso tecnológico de la fábrica se dispone según se emplea bagazo fresco o almacenado.

Inicialmente de utilizó un diseño experimental mediante un Plan Factorial Completo 2^k , incluyendo dos factores cuantitativos y un tercero cualitativo cuyos niveles se seleccionan como se muestran en la Tabla 5.1:

Tabla 5.1: Valores máximos y mínimos de las variables independientes

Factor	Niveles	
	Bajo	Alto
Relación fibra/no fibra (X_1)	2.5	4.5
Desgaste de los discos (X_2)	0	8
Tipo de bagazo (X_3)	almacenado	fresco

El parámetro de respuesta relacionado fue la ganancia del sistema, empleado para la optimización de los modelos un programa preparado para la optimización a dos niveles de la producción de la mezcla y las variables de operación, mediante el uso combinado de la Técnica de Fibonacci y el Método Simplex (Epígrafe 5.2). Del procesamiento de los resultados se determinó el efecto de los factores sobre la ganancia de cálculo del sistema.

Plan experimental y Procesamiento de los Resultados

Como quiera que los experimentos se realicen mediante la determinación de condiciones óptimas empleando modelos, los ensayos tuvieron un carácter teórico por lo que no fue factible repetirlos y cuyos resultados se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 5.2: Plan Experimental

Nº	X_1	X_2	X_3	G	G'	$(G - G')^2$
1	+	+	+	204.43	210.17	32.9
2	+	-	+	293.18	264.71	71.7
3	-	+	+	206.16	211.21	25.6
4	-	-	+	292.30	248.27	33.4
5	+	+	-	100.61	95.03	31.1
6	+	-	-	104.03	109.68	31.9
7	-	+	-	65.40	91.06	32.1
8	-	-	-	97.91	96.07	3.37

Los coeficientes calculados de los resultados experimentales permitieron la obtención de un modelo del tipo:

$$G = 169,795 + 5,8175 X1 + 65,59 X2 + 66,83X3 - 2,41375X1X2 + 1,416075X1X3 - 10,69375 \quad (\text{Ec.5.10})$$

Para el procesamiento de los resultados se utilizó la metodología propuesta por Adler y colaboradores (1975), con modificaciones que permitieron salvar la dificultad de no repetir los ensayos.

Comprobación y adecuación de los modelos

La varianza de adecuación será: $S(\text{ad})^2 = 32,73$

Luego aplicando el criterio propuesto por Kafarov (1976) para los casos que no se repiten los ensayos tenemos que un modelo es adecuado cuando: $F_{\text{cal}} = S(r)^2 / S(\text{ad})^2 > F_{\text{tab}}$

$$\text{Pero } S(r)^2 = \sum_{i=1}^N \frac{(Y_i - Y_0)^2}{N-1} = 6281,532$$

$$\text{Luego } F_{\text{tab}} = F_{7,5} = 6281,532 / 32,73 = 191,91$$

Por lo cual el modelo es adecuado.

Significatividad de los coeficientes.

Para el cálculo de la significación de los coeficientes se emplea la expresión:

$$S_{1z} = \pm \sqrt{\frac{S(Y)^2}{W}}$$

Pero al no repetirse ensayos se puede emplear en lugar de $S(Y)^2$ la varianza de adecuación, $S(\text{ad})^2$.

Luego:

$$S_{bj} = \pm \sqrt{\frac{S_{\text{ad}}^2}{N}} = \pm \sqrt{\frac{32,73}{8}} = \pm 2,023$$

$$\text{y para } t_{95,7} = 2,3646; S_{bj} = \pm 4,77428$$

De donde se concluye que sólo la interacción entre el desgaste de los discos y el tipo de bagazo tiene influencia significativa.

El paso siguiente fue la determinación del Efecto Económico de diferentes alternativas de desmeollado en las Producciones de Cartón para Ondular (González, 1988a).

Partiendo de los resultados anteriores y considerando que la calidad del bagazo (relación fibra/no fibra) está hasta el momento en dependencia de las condiciones de operación de la fábrica de azúcar que lo suministra y de las condiciones de operación de la deficiente instalación de desmeollamiento existente, se determinaron las condiciones óptimas desde el punto de vista técnico económico para la fabricación de cartoncillo, fijando el desgaste de los discos y la relación fibra/ no fibra, tanto para el caso en que se emplea bagazo fresco, como almacenado.

Sin embargo, los especialistas que han conocido de los resultados de estas investigaciones, han recomendado entre otros aspectos, investigar el efecto de parámetros y calidad en la materia prima superior a la disponible actualmente en la fábrica, así como que sería provechoso extender el horizonte de las pruebas a otras condiciones con otras premisas que permitan definir criterios aún antiguos, para confeccionar una estrategia de desarrollo de la industria del papel.

En busca de las respuestas a estas interrogantes se evalúa el efecto económico que el incremento de la calidad del bagazo tiene en las condiciones de operación del proceso tecnológico.

La determinación del efecto económico de diferentes niveles de desmedulado se realizó empleando el método de los índices de costo para la actualización del valor de las inversiones.

Los procedimientos para el desmedulado del bagazo pueden desarrollarse mediante varios tipos de instalaciones, no obstante los más estudiados son los tipos: Cernidores, los Horkel y el desmedulado en suspensión.

Cada una de estas instalaciones permite niveles diferentes de desmedulado, por lo que de acuerdo con los estudios realizados del proceso tecnológico es factible pronosticar, niveles diferentes en la ganancia del sistema los que por otro lado pueden ser optimizados partiendo de las expresiones obtenidas.

$$\text{Ganancia} = b_0 + b_m X_m + b_d X_d \quad (\text{Ec } 5.11)$$

donde:

X_m : relación fibra / no fibra.

X_d : desgaste de los discos.

Las condiciones de óptima ganancia anual incluye la determinación del ciclo de reposición según los niveles de desmeollamiento que se obtienen en cada tipo de instalación.

5.3.3. Resultados

En la tabla 5.3 se resume para una producción de 30 000 toneladas anuales los incrementos de ganancia, teniendo como base los valores óptimos posibles de acuerdo con la calidad promedio del bagazo recibido:

Tabla 5.3: Por ciento de incremento de la Ganancia del proceso tecnológico según el tipo de sistema de desmedulado.

Sistema empleado	% de pulpa	% Incremento de la Ganancia
Cernidores	60	14.32
	40	16.81
Horkel	60	16.91
	40	18.42
Suspensión	60	71.90
	40	73.54

Como se puede observar los sistemas de desmedulado Horkel y suspensión son superiores en resultados a las instalaciones tipo cernidores, se concluye además que los resultados económicos para cualquier tipo de instalación son mejores para mezclas papeleras que utilicen menores porcentos de pulpa de bagazo.

Los costos de desmedulado pueden estimarse conociendo el valor de adquisición de los equipos de desmeollado. Los valores de adquisición de sistemas de desmedulado según el tipo de instalación están disponibles en la literatura y pueden actualizarse de acuerdo a los índices de costo del año de referencia, de manera que en la tabla 5.4 se ofrece un resumen por tipo de instalación, incluyendo su efecto sobre la ganancia, referido a la ganancia actual tomada como base.

Tabla 5.4: Inversión, Incremento del Costo del bagazo, Ganancia y Efecto Económico del proceso tecnológico (como porcentaje de la ganancia anual).

Sistema Empleado	% de Pulpa	Inversión	Incremento del Costo	Ganancia	Efecto Económico
Cernidores	60	23.1	9.37	104.95	4.95
	40	15.99	0.88	115.93	15.93
Horkel	60	43.97	34.72	82.20	Negativo
	40	29.25	16.94	101.50	1.5
Suspensión	60	103.49	88.27	81.63	Negativo
	40	68.99	53.74	119.80	8.3

De los resultados de la Tabla 5.4 se infiere que los beneficios económicos que se pueden alcanzar con el desmedulado tipo Horkel no son superiores a los logrados con una correcta instalación y operación del tipo cernidores, lo que se explica por el incremento del valor de la instalación y por consiguiente a los costos del bagazo. Por otro lado la instalación de un sistema de desmedulado en suspensión solo incrementa la ganancia cuando se emplea un 40% de pulpa de bagazo semiquímica en la mezcla fibrosa. Los resultados obtenidos para el efecto económico con incremento de la ganancia y para un valor de $e = 0,1667$, comparado con las condiciones actuales de desmedulado, son más favorables con la instalación de los sistemas de cernidores y 40% de pulpa semiquímica de bagazo en la mezcla fibrosa.

Es notable que para un 60% de pulpa, tanto la instalación de un sistema Horkel como de suspensión, tengan efectos económicos negativos, lo que se explica por el Incremento en la inversión que origina este tipo de instalación, sin que reporte beneficios que para este tipo de papel lo compense.

5.4. Influencia del por ciento de mezcla en el efecto de la calidad y tipo de bagazo sobre el desgaste óptimo permisible de los discos del refinador de simple disco.(González y Garcia; 1988)(González; 1991)

5.4.1. Naturaleza del problema

Entre los elementos de mayor peso en los costos de producción en la industria del papel están los vinculados con las etapas de refinación de las pulpas, los que inciden en el consumo de portadores energéticos y en el deterioro de piezas de repuesto de importación.

En el caso de la fábrica tomada como ejemplo, se ha demostrado que la operación del refinador de discos tienen una gran influencia en la calidad de la pulpa y el papel, así como en los consumos de energía y costos de producción, por lo que el estudio de las condiciones óptimas técnico-económicas de conducción del proceso tecnológico están en gran medida centradas en la refinación de pulpas de bagazo semiquímicas.

Se ha demostrado además que la calidad y el tipo de bagazo y el desgaste de los discos influyen significativamente en la eficiencia de la producción de cartón para ondular, por lo que es necesario el cálculo del ciclo óptimo del cambio de los discos de un refinador de

simple disco, que no se suscribe como en otros estudios al óptimo del elemento de refinación, sino que considera el efecto sobre el sistema global incluyendo en el análisis el tipo de bagazo, su calidad y el porcentaje de pulpa de bagazo semiquímica empleada en la mezcla, así como los posibles ahorros de la importación de los discos gastados.

5.4.2. Solución del problema

El modelo empleado para la determinación del ciclo óptimo del cambio de los discos de un refinador, permite calcular con cual desgaste deben cambiarse los discos de manera que se obtengan la máxima ganancia anual en el proceso de producción de cartoncillo.

En adición a esto se ha considerado el efecto económico que como disminución de discos importados se puede obtener si se admite un desgaste desplazado del óptimo pero que disminuya la inversión en la adquisición de esta pieza de repuesto.

Las posibilidades de operación de la papelera es el resultado de la combinación de tres factores: el tipo de bagazo (fresco o almacenado), la calidad del bagazo (desmeollado o no) y el porcentaje de pulpa semiquímica que se emplea en la mezcla fibrosa de pasta alimentada a la máquina, lo que determina las toneladas por hora de pulpa que se deben refinar para garantizar el plan de producción anual.

La expresión deducida para la ganancia anual en función del desgaste de los discos es:

$$G = \left(V_1 X^q - \frac{\delta}{B} X_d^q - C D \cdot b \cdot d \right) \cdot \frac{(C H \cdot b \cdot d + X^q - K_1)}{H} \quad (\text{Ec. 5.12})$$

Incluye estos tres factores pues:

H: horas de duración de un disco en función de la calidad del bagazo.

A', B: constantes que están en función del tipo de bagazo.

q: toneladas por hora de pulpa que dependen de la formulación de la mezcla.

X_d : desgaste de los discos.

Sustituyendo los valores correspondientes en la expresión para cada una de las ocho combinaciones posibles se obtienen ecuaciones de la forma:

$$G = b_0 - b_1 X_d - b_2 / X_d \quad (\text{Ec 5.13})$$

Los que fueron optimizados mediante el método de búsqueda de Fibonacci, con los siguientes resultados:

5.4.3. Resultados

En la Tabla 5.5. se resumen los resultados alcanzados en la determinación de las condiciones óptimas para este estudio.

Tabla 5.5: Desgaste de máxima ganancia para diferentes tipos de bagazo y mezclas de pulpa.

Bagazo tipo	Desmeollado	Mezcla %	X_d	Ganancia (%)
Almacenado	Sí	40	5	104.86
	Sí	60	5	103.02
	No	40	3	101.50
	No	60	3	100.00
Fresco	Sí	40	2	217.94
	Sí	60	3	216.29
	No	40	2	226.24
	No	60	3	224.87

Tabla 5.6: Efecto económico de no operar en condiciones de máxima Ganancia

Bagazo tipo	Desmeollado	Mezcla %	X_d	Efecto (USD)
Almacenado	Sí	40	8	647.21
	Sí	60	6	1026.53
	No	40	4	355.70
	No	60	5	4313.90
Fresco	Sí	40	3	2447.20
	Sí	60	4	615.26
	No	40	3	3254.42
	No	60	4	1444.38

5.5. Conclusiones

- Muchos problemas reales de la industria de procesos químicos y fermentativos se pueden resolver mediante la combinación de métodos sencillos de optimización.
- La optimización a varios niveles, permiten reducir problemas complejos de optimizado a una combinación de métodos sencillos de optimización, fáciles de programar o disponibles en los software más comunes.
- Los Métodos de Fibonacci y e la Regla de Oro permitan barrer los diferentes valores de una o más variable estableciendo diferentes niveles de optimización

- Los Diseño de mezclas, permiten establecer las expresiones que relacionan Y con diferentes valores de fracciones de composición lo que es especialmente útil cuando se quieren establecer condiciones óptimas de uso de las materias primas.
- El Método Simplex (Dantzing, 1947) es especialmente poderoso para el cálculo de los valores de las variables para el óptimo en cada diferentes valores fijador en los diversos valores de las Xi que permiten establecer los niveles de optimización.

5.6. Referencias bibliográficas

- Adler, Yu P.; E.V. Markova, Yu.; V. Granovsky (1975)
 “The Design of Experiment of Find Optimal Conditions”. MIR, Moscow 1975, pp 102.
- Dantzing, George B. (1968)
 Linear Programming and extension. Princeton University Press, Princeton, N.Y.
- Foster, B. B. (1969)
 “Linear Programing : a method of determining least cost blends or mixes in papermaking” . TAPPI, 52 (1969)9, 1558-1560.
- González, E. (1982)
 “Modelación y optimización de un proceso tecnológico para la producción de cartoncillo” . Disertación U.C.L.V , Santa Clara, Cuba.
- González, E. (1987)
 “Efecto del número kappa y la relación fibra/ no fibra en los rendimientos industriales de la pulpa semiquímica en Damují”. Revista Tecnología Química.
- González, E. (1988a)
 Efecto económico de las alternativas de desmeollado de una producción de cartoncillo. Centro Azúcar 15 (1) enero marzo, 1988.73-78.

- González Suárez, E. (1988b)
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. 4 , 83-86.
- González, E. (1991)
Aplicación del Análisis de Procesos en intensificación de distintas industrias de Cuba. Tesis en opción al Grado Científico de Doctor en Ciencias (II y mas alto nivel en Cuba). la Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas.
- González, E.; M. Garcia (1981)
“Determinación de las relaciones entre la pasta y el papel en Damují”. *Centro Azúcar*, 8(2) :87-100.
- González, E.; V. González; M. Garcia; V. Martinez (1985a)
“Determinación de las condiciones de menor gasto en la producción de cartoncillo empleando bagazo almacenado en pacas”, XI Conferencia de Química, Santiago de Cuba.
- González E.; V. Gonzalez; B. Guirado; V. Martinez; M. Garcia (1985b)
“Uso combinado del Simplex y la Técnica de Fibonacci en la optimización económica de un proceso tecnológico de producción de cartoncillo”. *Rev. Tecnología Química*, 6 (4) 53-64.
- Gonzalez, E.; R. Garcia (1988)
“Influencia del porcentaje 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. *Rev. Tecnología Química*, 9 (1): 3-7, 1988.
- González, E.; A. Ribot; I. Vega (1979)
“Estudio a escala industrial de las variables que afectan las propiedades físico-mecánicas de la pulpa refinada” , *Centro Azúcar* 6 (1) : 95-100.
- González, E.; L. Schuart (1990)
“Process Analysis for imported plants in developing countries” , ú 91, CHISA ‘90 , Prah.

- González, E.; I. Vega (1987)
“Modelación estadística de un sistema de prensas para el lavado de pulpa papelera” . Rev. Tecnología Química, 8 (1) 59-63.
- Guirado, G.; E. González; V. González (1981)
“Determinación del modelo matemático de una tecnología papelera mediante los modelos lineales de sus elementos” , Centro Azúcar, 9 (1): 103-118.
- Hernández, L.; E. González; R. Ceballo (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” . Rev. Informaciones Técnicas, 2 (6) : 18-22.
- Kafarov, V. (1976)
Cybernetic method in chemistry and chemical engineering. Moscow.
- Molina, R.; R. Ramírez (1974)
“Propiedades básicas de las mezclas de pulpas papeleras químicas blanqueadas de fibra larga y bagazo”. Cuba Azúcar, (2), 1974.

CAPÍTULO VI

LOS MÉTODOS DE OPTIMIZACIÓN EN LA EVALUACIÓN DE ALTERNATIVAS INVERSIONISTAS

6.1. Determinación de la capacidad inicial de una destilería considerando la incertidumbre en la demanda y de las materias primas (Oquendo et al; 2016)

Naturaleza del problema

Uno de los problemas clásicos de incertidumbre en la estrategia de procesos es la determinación de las capacidades iniciales de una instalación industrial considerando los cambios en la demanda futura del producto (Rudd y Watson, 1968), por lo que cualquier estudio que se realice debe iniciarse por este paso, en adición, a este señalamiento clásico para la industria de procesos, de acuerdo con lo demostrado por la práctica en los últimos lustros, se requiere también considerar la incertidumbre financiera (Lauchy, et al, 2005).

En el contexto actual de los cambios climáticos se pueden producir cuando se utiliza biomasa como materia prima dificultades con su disponibilidad, por ello en la proyección de las capacidades iniciales de la inversión de una destilería de etanol, es conveniente considera la incertidumbre en la demanda (Rudd y Watson, 1968).

En el caso específico de la industria de la caña de azúcar, nos encontramos con un problema adicional al determinar las capacidades iniciales de las instalaciones industriales, que es el concerniente a los cambios futuros en la disponibilidad de la materia prima (caña), lo que está actualmente acentuado, por el decrecimiento de la disponibilidad de este cultivo debido a las afectaciones que en los últimos años se han tenido, lo que hace de este un problema de interés práctico y metodológico que debe en el caso de este sector industrial

y quizás de otros sectores agroindustriales estar incluido en los estudios inversionistas (Oquendo, H., 2001).

6.1.2. Solución del problema

Se presenta a modo de ejemplo el procedimiento metodológico a seguir:

Se realiza la determinación de la capacidad óptima de la planta de etanol a partir de la proyección de caña, la cantidad de miel que se obtiene anualmente y lo que esto representa en hL/d de etanol.

Para estos datos se ajustó un modelo lineal, validado por las pruebas estadísticas correspondientes, esto es:

$$Y = 263.98 + 145 X \quad (\text{Ec.6.1})$$

Se presentaron los resultados de las pruebas estadísticas utilizadas para validar el modelo: coeficiente de correlación (R), coeficiente de determinación (R²) y las pruebas F y t de significación del modelo y los coeficientes respectivamente. En todos los casos se realizaron los análisis de residuos, que mostraron un comportamiento normal, validándose el modelo y las pruebas anteriores.

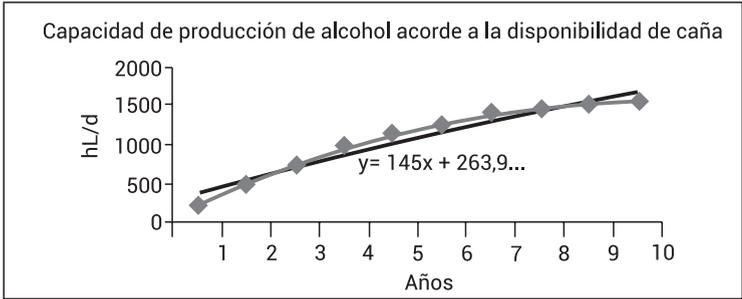


Figura 6.1: Capacidad de producción a partir de la disponibilidad de caña.

6.1.3 Resultados

En la tabla 6.1. se presentan los valores calculados de la capacidad inicial óptima a partir de la disponibilidad de caña de azúcar sin sobrediseño y con demanda inicial no nula.

Tabla 6.1: Determinación de la capacidad óptima inicial a partir de la disponibilidad de caña con demanda inicial no nula y sin sobrediseño

	capacidad óptima inicial			Fórmulas
	0,12	0,15	0,18	
Pendiente	145,00	145,00	145,00	
Capacidad Inicial (hL/d)	1 472,31	1 230,64	1 069,53	$C1 = b1 / I + b0$
Primera ampliación (años)	8,33	6,67	5,56	$T = (C1 - b0) / b1$
Capacidad de ampliación (hL/d)	1 208,33	966,66	805,55	$C2 = b1 / I$
Total	2680,63	2197,30	1875,08	$Ct = C1 + C2$

Se calculó la capacidad óptima inicial cuando la demanda inicial no es nula y no se consideró sobrediseño, por cuanto las proyecciones se considera que están ya sobredimensionadas.

Como se puede apreciar, para este ejemplo, la capacidad de proyección de una planta de etanol puede estar en el rango de 1 875 a 2 680 hL/d.

Una alternativa para hacer más competitiva la inversión de una destilería es macrolocalizarla en una región de más fácil acceso del producto terminado a su principal cliente, por ello considerando las proyecciones inversionistas se debe proceder a realizar este estudio en una zona.

6.2. Incorporación, en destilerías existentes de alcohol, de otras materias primas como fuentes de azúcares fermentables (García et al; 2016)

6.2.1. Naturaleza del problema

Dentro del proceso de diversificación, la producción de etanol continúa desarrollándose, debido a la problemática en torno a los portadores energéticos y al desarrollo de la industria química y dentro de ella la alcoholera, ya que su uso en la producción de bebidas y licores para la exportación favorece la recuperación económica, por lo que también es necesario buscar alternativas de producción de etanol a partir de otras materias primas, ofreciendo una gran trascendencia para esto, el uso de los productos intermedios de la industria azucarera, los cuales contribuyen al mismo tiempo a mejorar el

proceso azucarero y amplían la posibilidad de disponer de nuevas materias primas.

Es por tanto de interés para la industria, intensificar el proceso de producción de etanol en su etapa fermentativa usando mezclas de diferentes sustratos.

El problema a resolver en este trabajo es determinar las alternativas de incrementar el aprovechamiento de la capacidad instalada y planificada para operar anualmente la producción de etanol en una región de la industria de la caña de azúcar, para lo que se requerirá un alto consumo de miel final.

6.2.2. Solución del problema

Una característica de la búsqueda de la solución de ese problema es que ese hace necesario mucho trabajo de análisis anterior hasta llegaros diferentes momentos en que se requiere la optimización y lógicamente es plausible que en el proceso e intensificación de las instalaciones ser requieran otros procesos de optimización.

En la literatura científica se reportan varios trabajos sobre las posibilidades de esquemas integrados en la producción de azúcar, etanol y otros derivados de la caña de azúcar (De la Cruz 1999; Saura, 2005; González et al, 2006) teniendo un enfoque de interés el análisis de las potencialidades de la caña de azúcar en su conjunto, es decir, como fuente de productos que darían lugar a complejos agroindustriales (Borrero, 2003) reportándose incluso como una vía encontrar soluciones al impacto ambiental de la producción de etanol, por lo que se consideró aconsejable estudiar el efecto de extraer y mezclar jugos de los filtros, jugos secundarios y mieles en la producción de etanol, en un proceso de asimilación de tecnologías.

La estrategia definida para el desarrollo de los derivados y con ello los biocombustibles, tiene que ir más allá de la utilización de los sub - productos tradicionales de la agroindustria, y prevén el uso de productos intermedios de la producción azucarera, los cuales, al tiempo que contribuyen a mejorar el proceso azucarero, amplían la posibilidad de disponer de nuevas materias primas.

Por tanto, las producciones de derivados no se pueden asumir como tradicionalmente se acepta, instalaciones anexas a los centrales azucareros. Se trata de desarrollar su integración tecnológica y energética a las fábricas de azúcar, aprovechando las ventajas del proceso relacionadas con la utilización de materias primas diversas.

La extracción de corrientes intermedias representa para una fábrica de azúcar un incremento en su capacidad de molida, disponibilidad de energía y del equipamiento de las áreas de purificación y evaporación al dejar de procesar corrientes que representan un por ciento de la caña molida (jugo de los filtros y el jugo secundario). Adicionalmente, se evita la incorporación al proceso de un material con altos contenidos de no azúcares, coloides y microorganismos que en última instancia perjudican la calidad del azúcar y el agotamiento de las mieles.

Teniendo en cuenta la situación anterior se han trazado los siguientes objetivos:

- Realizar un estudio de mezclas de jugos de los filtros y jugos secundarios principalmente para la fermentación alcohólica, analizando el impacto de la mezcla en el rendimiento y eficiencia alcohólica.
- Evaluar el impacto de la extracción del jugo de los filtros y los jugos secundarios en el balance material y energético de la fábrica de azúcar.
- Evaluar el potencial incremento de aprovechamiento de las capacidades instaladas de obtención de etanol y la factibilidad de disminuir los costos por peso de producción.

Trabajo experimental

En los experimentos, para los estudios de mezcla de sustratos azucarados, se utilizaron como materias primas o sustratos fermentativos, miel final, el jugo de los filtros y el jugo secundario de una fábrica de azúcar de una región estudiada. Los sustratos fermentativos a emplear se caracterizaron de acuerdo con los parámetros de: °Brix, azúcares reductores, pH, acidez y % Pol, con el objetivo de conocer las condiciones y la calidad de cada uno de ellos antes de ser utilizados en el experimento.

Para estudiar el efecto, de diferentes por cientos de extracción del jugo de los filtros y de la extracción del jugo diluido del último molino, en los balances de material y energía, se realizaron los cálculos para una fábrica de azúcar con una molida de 7 750 t/d de caña. Los balances de materiales y energía se realizaron con los parámetros operacionales obtenidos directamente del proceso mediante corridas experimentales y procesados a través de software profesional (Goza, 2002; Goza, 2003) con el propósito de facilitar el análisis de alternativas.

Diseño Experimental y Análisis Estadístico

El Plan Experimental utilizado en el diseño de mezclas siguió el diseño de enrejado simple (Scheffe, 1958), el cual explora siete puntos experimentales que corresponde a la preparación de siete medios de cultivos, tres como base y los restantes cuatros son combinaciones de ellos, según el orden de la Figura 6.2.

Con el diseño del experimento se explora un número mayor de variantes a utilizar en la dinámica de fermentación, con un menor número de experiencias a partir de los sustratos seleccionados, en el cual se tiene en cuenta la utilización hasta un 100% de azúcares reductores totales (ART) de los sustratos. Las variables respuestas fueron: % alcohólico, rendimiento y eficiencia de la fermentación.

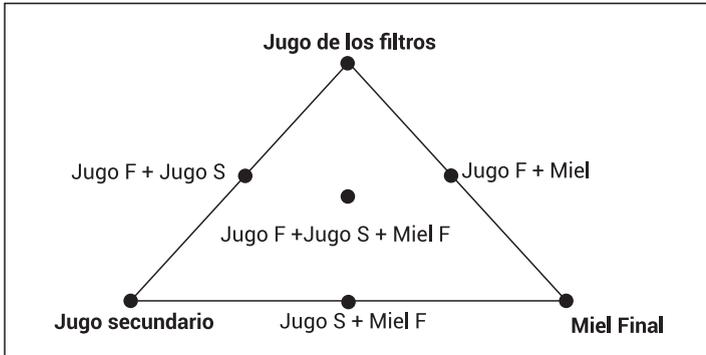


Figura 6.2: Diagrama de enrejado simple

Partiendo de este diseño experimental, se obtuvieron siete variantes de medio de cultivo, siendo la fuente de azúcares la variable de estudio. Para el diseño de los puntos intermedios de las diagonales del triángulo, cada uno de los sustratos aporta el 50% de los sustratos aportados y en el punto central del triángulo se tomó el 33,3% de los ART del aporte de cada sustrato. Todos los puntos se ajustaron a 120 g/L de azúcares reductores totales y para ello se completó con miel final. El cálculo de los volúmenes de sustratos a emplear en cada punto se realizó a través del balance de masa (García et al; 2015).

Estudio de mezcla de sustratos azucarados para la producción de etanol

La Tabla 6.2 muestra la caracterización realizada a cada una de las materias primas utilizadas en el proceso.

Tabla 6.2: Caracterización de los sustratos utilizados en la fermentación alcohólica

Parámetros	Miel final	Jugo de los filtros	Jugo secundario
¹ ART (g/L)	452,34	125,17	83,1
pH	5,76	5,8	5,63
Brix (°Bx)	81,8	15,13	11,1
Pol (%)	42,24	11,69	9,98

1- Azúcares Reductores Totales

La tabla 6.3 muestra los resultados obtenidos en cada experimento. Como se puede apreciar en la tabla 2 los mejores resultados son las experiencias con aportes de 33,3% ART_{Miel}, 33,3% ART_{Jugo Secundario}, 33,3% ART_{Jugo Filtro}, estableciendo así el criterio que la corriente de jugos secundarios puede ser usada como complemento del proceso fermentativo.

Tabla 6.3: Parámetros respuestas de cada punto experimental

Corrida	ART _{inicial} (g/L)	% _{Alcohólico}	% _{Rendimiento}	% _{Eficiencia}
JS (100%)	120	5,02	46,25	71,84
JS+ M (50 y 50) %	120	5,34	46,17	71,69
JF+JS (50 y 50) %	120	5,16	44,61	69,27
JF + M (50 y 50) %	120	5,72	50,85	78,95
J F (100) %	120	5,16	46,41	72,05
M (100) %	120	5,15	46,64	72,43
M+JS+JF33,3% _{c/u}	120	5,85	51,32	79,7

Los resultados también demuestran que el jugo de los filtros es una corriente adecuada para el proceso fermentativo.

Se desarrollaron los modelos de la mezcla ternaria para el análisis del % alcohólico, el rendimiento y la eficiencia en la fermentación como parámetros respuestas. Como variables independientes se tomaron los porcentajes de ART que aportaban los sustratos: jugo de los filtros, secundario, miel y los azúcares reductores iniciales. Los modelos obtenidos fueron:

$$\%_{\text{Alcohólico}} = 0.5 \text{ Miel} + 0.3 \text{ JS} + 0.7 \text{ JF} - 1.6 \text{ Miel JS} - 2.4 \text{ Miel JF} - 0.4 \text{ JS JF} - 0.3 \text{ Miel JS JF} \quad (\text{Ec. 6.2})$$

$$\text{Rendimiento} = 46.64 \text{ Miel} + 46.25 \text{ JS} + 46.41 \text{ JF} - 1.1 \text{ Miel JS} + 17.3 \text{ Miel JF} - 6.88 \text{ JS JF} + 103.98 \text{ Miel JS JF} \quad (\text{Ec. 6.3})$$

$$\text{Eficiencia} = 72.43 \text{ Miel} + 71.84 \text{ JS} + 72.05 \text{ JF} - 1.78 \text{ Miel JS} + 26.84 \text{ Miel JF} - 10.7 \text{ JS JF} + 161.94 \text{ Miel JS JF} \quad (\text{Ec. 6.4})$$

Donde:

JS = Fracción de jugo secundario,

JF = Fracción de jugo de los filtros,

Miel = Fracción de miel final

Los modelos muestran, según los coeficientes de las variables independientes que la procedencia de los jugos contribuyen favorablemente a las respuestas analizadas, obteniéndose mejores resultados en las formulaciones que contienen jugo de los filtros. Se aprecia además que se favorece el proceso con el uso de una mezcla de jugo secundario, jugo de los filtros y miel, como se ha analizado anteriormente. Estos resultados permiten la toma de decisiones para evaluar otras alternativas de mayor capacidad de producción de etanol con la disponibilidad de los jugos de los filtros y secundarios de la fábrica de azúcar.

Estos modelos también demuestran la importancia del jugo de los filtros en la fermentación y confirman las posibilidades de emplear jugos diluidos en la fermentación alcohólica y con ello ahorrar el proceso de concentración de estas corrientes e incluso los gastos de agua en su posterior dilución, lo que indudablemente permite un impacto económico positivo.

Evaluación del efecto de las extracciones de corrientes secundarias en los balances de materiales y energía de la fábrica de azúcar

La figura 6.3 muestra los valores correspondientes al efecto de la extracción del jugo de los filtros en las principales corrientes fluidas del proceso en las estaciones de alcalización y clarificación, para un ingenio que tenga una molida diaria de caña de 7 440 toneladas de caña.

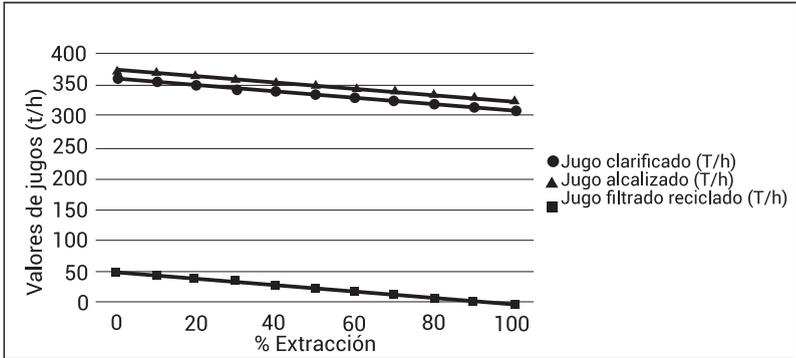


Figura 6.3: Efecto del por ciento de extracción del jugo de los filtros en las principales corrientes del procesos de fabricación de azúcar

Se observa que a medida que aumenta el % de extracción del Jugo de los Filtros, disminuye la disponibilidad de los jugos alcalizado y clarificado.

Igualmente de los balances de materiales y energía se pueden determinar los resultados de producción de azúcar y miel, de acuerdo con las diferentes variantes de extracción del jugo de los filtros, Figura 6.4, en la que se observa que el azúcar producido se reduce con una total extracción del jugo de los filtros en 5.3% y las mieles producidas en 70%. Es evidente el efecto negativo de la extracción de los jugos de los filtros en las cantidades de azúcar crudo y miel final a obtener, no obstante eso puede compensarse tanto por el ahorro energético como por la posibilidad de utilizar los jugos pobres con otros destinos.

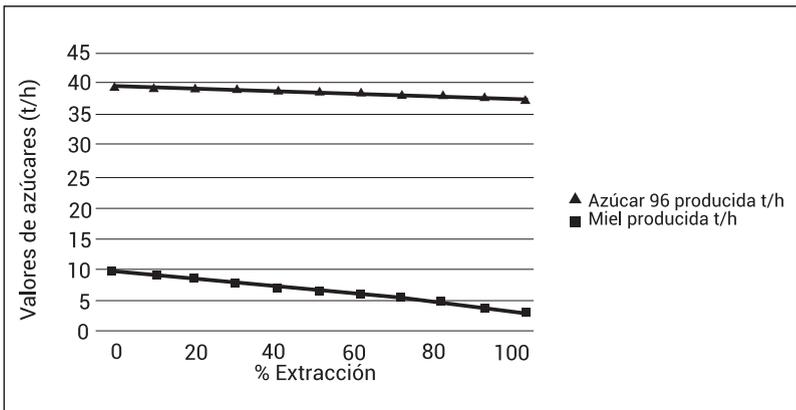


Figura 6.4: Efecto de la extracción del Jugo de los filtros en la producción de azúcar y miel

La evolución de los principales indicadores del balance energético del sistema se presentan en la Figura 6.5, donde se deduce que de la extracción de los jugos de los filtros aumenta la disponibilidad de bagazo para otros usos como la producción de etanol, desde 9.02 t/h hasta 13.09 t/h, lo que representa un incremento del bagazo disponible de 4.07 t/h, lo que es un 45.12%, debido a un sustancial ahorro de vapor que se reduce de 173.5 t/h hasta 159.54 t/h.

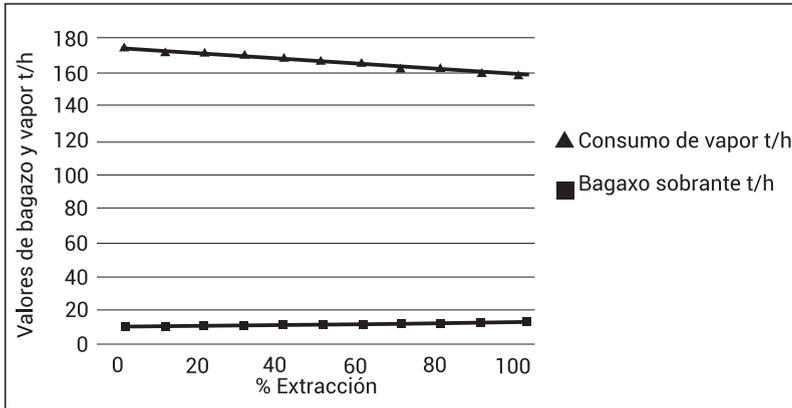


Figura 6.5: Efecto de la extracción de los Jugos de los filtros en los consumos de vapor y cantidad de bagazo residual

Un análisis sobre la extracción del jugo de los filtros y el jugo diluido del último molino, en las condiciones de operación extremas, se muestra en la Tabla 6.4.

Tabla 6.4: Condiciones de operación extremas de la fábrica de azúcar

Indicadores	Condiciones Normales (t/h)	100% de extracción de Jugos (en t/h)		
		filtros	secundario	filtro y secundario
Jugo alcalizado	372,98	326,42	355,49	309,71
Jugo clarificado	355,62	311,22	338,86	296,08
Extracción jugo filtros	0,00	47,42	0,00	47,42
Extracción jugo molino	0,00	0,00	17,49	17,49
Azúcar producida	39,52	37,49	37,59	35,55
Miel final	9,48	2,85	9,135	2,83
Consumo de vapor	173,75	159,44	168,70	154,74
Bagazo sobrante	9,02	13,09	10,58	14,43

La extracción del jugo secundario (JS) al igual que la del jugo de los filtros, provoca una disminución del azúcar crudo de 5.14 y 4.88% respectivamente, siendo el efecto combinado de ambos de una reducción del azúcar de 8.99% y la miel a producir se reduce en un 70.14%, lo que debe ser considerado en el balance de mieles totales para la vinculación de las fuentes de mieles con el consumo.

Por otro lado, con estos niveles de extracción se puede incrementar la disponibilidad del bagazo sobrante en una relación de 1.60, lo que debe tener un significativo impacto no solo en la eficiencia energética de un complejo industrial que también produzca etanol, sino que abre la perspectiva de asimilar la tecnología de producción de bagazo de caña de azúcar (Mesa, L., 2011).

Análisis de la disponibilidad de sustratos azucarados al extraer jugo de los filtros y el jugo secundario para su uso en la producción de etanol

A partir de los resultados anteriores se puede establecer el nivel de producción máxima que se puede alcanzar para una destilería integrada a fábricas de azúcar, de las molidas diarias de caña de azúcar, empleando la extracción de los jugos de los filtros y del último molino, así como ajustando el jarabe (resultado de la mezcla de jugo de los filtros y jugos secundarios) para la fermentación a 120 ART sobre la base de realizar el ajuste con mieles finales.

Aquí el proceso de asimilación de la tecnología de producción de etanol con mezclas de sustratos ha tenido que adaptarse a las condiciones específicas de cada instalación industrial, debido al desbalance existente entre las capacidades de producción de las fábricas de azúcar y las destilerías de etanol anexas a cada una de ellas.

En la Tabla 6.5 se resume la disponibilidad y demanda de mieles por fábrica de azúcar y destilería, incluyendo la destilería independiente.

Tabla 6.5: Disponibilidad y demanda de mieles antes y después de las extracciones de los jugos diluidos, por cada fábrica de azúcar y destilería, en una región determinada

	Antes t/año	Después t/año		Antes t/año	Después t/año
A	144.281,25	99.212,41	1	158.626,41	63.146,43
B	124.233,75	37.378,80	2	317.252,80	155.568,75
			2(a)	79.313,14	38.892,19
			2.(b)	237.939,66	116.676,56
C	78.367,50	78.367,50	-	0	0
D	77.152,50	77.152,50	-	0	0
E	46.170,00	46.170,00	-	0	0
F	39.791,25	39.791,25	-	0	0
G	28.248,75	8.499,60	3	63.450,57	27.279,42
H	23.996,25	7.218,00	4	255.848,97	238.791,38
I	19.136,25	19.136,25	-	-	0
J	15.187,50	15.187,50	-	-	0
K	17.472,80	17.472,77			
			5	122.807,56	122.807,56
Total	614.037,80	454.947,80		917.986,31	598.992,90

Vinculación de las mieles entre fábricas de azúcar y destilerías

El problema de transportación de las materias primas (Mieles) desde sus orígenes hasta las destilerías es causa de gastos elevados de transportación, debido a los volúmenes a manejar.

La extracción y vinculación de los jugos pobres a las destilerías brinda una ventaja adicional al tener que mover una cantidad inferior de miel desde sus orígenes hasta sus destinos, Tabla 6.5, con un gran total de reducción de 110 145.31 t/año y el consiguiente ahorro de transportación.

Por una parte, debido a la carencia de mieles para satisfacer la demanda y por otro lado, a las inversiones ya realizadas para incrementar la capacidad instalada en la destilería 2, dos situaciones son factibles de estudiar: a) La vinculación de las mieles hacia toda la capacidad instalada actualmente y b) La vinculación de las mieles solo hacia la capacidad inicial de la destilería 2. Aquí son varios

los problemas específicos con la misma formulación matemática, a saber:

Para determinar las alternativas óptimas de transportación se requiere las distancias entre orígenes y destinos y los costos de transportación por km a recorrer con las diferentes cargas de mieles, siendo este entonces el conocido “Problema de Transporte” que se resuelve con ayuda de la Programación Lineal (Hichcock, F.L., 1941).

Las distancias entre los ingenios y las destilerías, sirve de información para optimizar el sistema de transportación de mieles desde su origen hasta las destilerías. Aquí, debido, por un lado a la carencia de mieles para satisfacer la demanda y por otro lado, a la inversiones ya realizadas para incrementar la capacidad instalada en la Central Azucarera B, dos situaciones son factibles de estudiar, a saber: a) La vinculación de las mieles hacia toda la capacidad instalada actualmente y b) La vinculación de las mieles solo hacia la capacidad inicial de la Central Azucarera B.

En ambos casos el problema se formula como sigue:

Sea n el número de ingenios y p un vector donde el valor del elemento p_i es la cantidad de toneladas de miel que tiene el ingenio i . Se tiene además un conjunto de m destilerías de alcohol que consumen mieles y un vector d donde el valor del elemento d_j es la cantidad de miel que demanda la destilería j . Existe una matriz de distancias entre ingenios y destilerías $D_{n \times m}$. Se desea determinar la cantidad de miel a que debe moverse entre cada par $\langle ingenio; destilería \rangle$ de forma tal que se minimice el costo de transportación de las materias primas.

Para ello se plantea un modelo donde el objetivo es minimizar el valor de la variable z :

$$z = \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^m C_{ij} X_{ij} \quad (\text{Ec. 6.5})$$

Donde x_{ij} es la cantidad de miel que se transporta del ingenio i a la destilería j mientras c_{ij} es el costo de transportar una tonelada de miel teniendo en cuenta el costo del combustible

($C_{ij} = 0,30 \times d_{ij}$) 0,30 representa el costo en USD / km t.

El modelo está sujeto a las siguientes restricciones:

Cada ingenio aporta toda la miel que tiene, moviéndola hacia alguna localización.

$$\sum_{j=1}^m x_{ij} = p_i \quad i = 1 \dots n \quad (\text{Ec.6.6})$$

Cada destilería recibe la cantidad de miel que demanda.

$$\sum_{j=1}^m x_{ij} = p_i \quad i = 1 \dots n \quad (\text{Ec.6.7})$$

Adicionalmente:

$$x_i \geq 0 \quad i = \dots n \quad (\text{Ec.6.8})$$

Este modelo obliga a que la demanda de miel sea igual a la oferta. En ambos casos que aparecen a continuación, no se cumple esta relación, por lo que para poder utilizar el modelo planteado basta introducir variables artificiales que representen o demandas adicionales, u ofertas adicionales.

Si una nueva demanda es necesaria, entonces su valor será:

$$nd = \sum_{i=1}^n p_i \sum_{j=1}^m d_j \quad (\text{Ec.6.9})$$

Si se necesita una nueva oferta:

$$no = \sum_{j=1}^m d_j \sum_{i=1}^n p_i \quad (\text{Ec.6.10})$$

Aquí son varios los problemas específicos con la misma formulación matemática.

6.2.3. Resultados

6.2.3.1 La vinculación de las mieles, sin vínculo de los jugos, hacia toda la capacidad planificada (Central Azucarera B (B1 y B2))

Aquí los costos de transportación en condiciones de óptima vinculación ascienden a 1 341 803,297 USD/ año, lo que representa aproximadamente un cargo a los costos de producción de 0,0072 USD/L_{etanol}. Como se observa, la solución que se alcanza contempla un déficit por carencia de mieles para aprovechar plenamente las capacidades instaladas con tiempos de operación de 155 días/año de las destilerías asociadas a fábricas de azúcar y 300 días a la destilería independiente de 282 176,51 t/año.

6.2.3.2 La vinculación de las mieles, sin vinculo de los jugos, solo hacia la capacidad instalada (Central Azucarera B (B1))

Es significativo que aquí los costos de transportación se hayan elevado hasta 4 653 047,892 USD/año, lo que significa un cargo a los costos de producción de etanol de 0,025 USD/L_{etanol}, de manera

que un incremento en los costos altamente significativo se produce como resultado del necesario traslado hasta la Central Azucarera H de mieles bien distantes.

Considerando la vinculación de los jugos

Al establecerse la posibilidad de la vinculación de los jugos pobres y los Jugos de los filtros a las destilerías adjuntas se produce una nueva distribución de las mieles, en un problema que tiene idéntica formulación que en el caso anterior pero que indudablemente por razones obvias tendrá diferentes soluciones. Aquí igualmente se estudian los casos de utilizar o no las capacidades instaladas complementarias de la Central Azucarera B (B2).

6.2.3.3. La vinculación de las mieles, con vínculo de los jugos, hacia toda la capacidad planificada actualmente (Central Azucarera B (B1 Y B2))

Aquí los costos de transportación, en condiciones de óptima vinculación ascienden a 4.254.337,425 USD/año, lo que representa un cargo a los costos de producción de 0,022828 USD/L_{etanol}, aproximadamente. Como se observa la solución que se alcanza contempla un déficit por carencia de mieles para aprovechar plenamente las capacidades instaladas con tiempos de operación de 155 al año de las destilerías asociadas a las fábricas de azúcar y 300 días la destilería independiente de 87 888,06 t/año, que es inferior al que se presentaba antes del vínculo de los jugos, por un sensible incremento en los costos de transportación.

6.2.3.4. La vinculación de las mieles, con vínculo de los jugos, solo hacia la capacidad instalada (Central Azucarera B (B1))

Es significativo que aquí los costos de transportación se hayan elevado hasta 5.221.556,036 (4.653.047,892) USD/año, lo que significa un cargo a los costos de producción de etanol de 0,025 USD/L_{etanol}, de manera que un incremento en los costos altamente significativo se produce como resultado del necesario traslado hasta la Central Azucarera H de mieles bien distantes.

Como se comprende, la misma formulación del problema de optimización, se puede utilizar para resolver el caso del movimiento de las sin extraer y extrayendo, y vinculando los Jugos secundarios son dos problemas con diferentes datos pero la misma formulación. En los valores de los costos de transportación de las mieles son dos fac-

tores decisivos en un caso como en el otro, el valor del equipamiento automotor y del combustible, por lo que una alternativa de interés es producir el combustible para la transportación de las mieles en la propia fábrica de azúcar. Los gastos de transportación pueden disminuirse si se emplean para este proceso, transportes que utilicen también biocombustibles, en este caso es factible aprovechar las posibilidades de asimilar una tecnología generada en un país del sur sobre la obtención de biodiesel de la cachaza residual de la producción de caña de azúcar, lo que sitúa entonces ese producto en el contexto geográfico en el cual se desarrolla la presente investigación.

6.3 Necesidad de incluir los estudios de la fiabilidad de los equipos en el los estudios previos inversionistas (González et al; 1994)

6.3.1 Naturaleza del Problema

Uno de los riesgos a que está sometida una inversión en la Industria Química y Fermentativa es la incertidumbre en lo referente a la disponibilidad de los equipos para la correcta operación de la planta. Disminuir el riesgo que implica la incertidumbre en la operación de la planta conduce obligatoriamente a la inclusión de los estudios de fiabilidad en el análisis de alternativas de inversión, aspecto que no ha sido suficientemente tratado en los análisis inversionistas de la industria química y que considerado luego que la instalación se encuentra en funcionamiento, provoca un rediseño que se puede evitar, si se tienen en cuenta en la etapa de diseño estos aspectos. Por ello, es de gran interés el aseguramiento de un nivel de fiabilidad óptimo y económico para el diseño de un proceso tecnológico industrial (Benesik y Gaal, 1989), por lo que es conveniente la inclusión de los estudios de fiabilidad en el análisis de alternativas económicas en la etapa preliminar de un proyecto inversionista (González et al 1994).

La obtención de productos químicos a partir de biomasa es una de líneas estratégicas para el desarrollo de los países iberoamericanos (Cunningham;2001), siendo de interés el perfeccionamiento de las producciones en esa vertiente, en lo que tiene especial relevancia la producción de bioetanol para la denominada Ruta Alcoquímica.

Por otra parte, el precio del azúcar se mantiene deprimido en el mercado mundial y esto incentiva el uso de la biomasa proveniente de la caña de azúcar en la industria fermentativa, capaz de dar, también, una contribución energética si es sustituida parcialmente

la gasolina, con beneficios medio ambientales por el etanol como combustible automotor.

6.3.2. Solución del Problema

El análisis de la fiabilidad en los sistemas complejos de la industria química comprende:

1. Análisis de la función del sistema.
2. Análisis de cada componente del sistema.
3. Evaluación de la fiabilidad incluyendo los parámetros estimados.

Un aspecto del trabajo con la fiabilidad, es determinar la función de intensidad de fallos en función del tiempo. Uno de los métodos más usados es buscar estadísticamente la distribución a la que más se ajustan los tiempos de trabajo sin fallo. Las distribuciones que más se utilizan en este tipo de trabajo son la Weibull, Exponencial, Normal, Poisson y Log-Normal, aunque se han encontrado en casos específicos la de Pareto y Erlang.

Existen configuraciones series y paralelo que ocurren frecuentemente y su fiabilidad puede ser descrita de manera muy elemental; en otros casos la estructura es de una naturaleza más compleja y se necesitan técnicas más potentes para su análisis; siendo la más aplicada el análisis de arboles de fallas (Hauptmanns, 1986).

Uno de los objetivos de los estudios de fiabilidad es lograr cada vez niveles más altos de disponibilidad de la instalación, lo que se logra mediante la añadidura de elementos adicionales o de reservas al sistema, estos elementos se conocen con el nombre de elementos redundantes y son los que garantizan el nivel disponibilidad en caso de fallo del elemento principal. Como se trato anteriormente la fiabilidad ocasiona costos por los tanto se pueden formular tres problemas típicos de trabajo con la fiabilidad.

a) Asignación óptima de la redundancia:

El problema consiste en encontrar la redundancia óptima en cada modulo (son especificadas las fiabilidades de cada unidad) así como maximizar la fiabilidad del sistema sujeto a restricciones lineales o no lineales de costo, lo que se establece como:

Maximizar las fiabilidades del sistema $P(n,r)$, donde r es especificada

Sujeto a restricciones lineales o no de costo: $g_{ij}(u_i, r_i) < G_j \quad j = 1, 2, \dots, n.$ (Ec.6.11)

y restricciones no negativas y enteras $n_i > k_i \quad i= 1,2,\dots,n$ n_i entero. (Ec.6.12)

donde k_i es el número mínimo de unidades en el modulo i que deben ser operadas para que el modulo funcione adecuadamente. Esto constituye un programa no lineal de programación en enteros.

b) Asignación óptima de fiabilidad a las unidades o intervalo óptimo de mantenimiento a unidades. El problema entonces consiste en encontrar las fiabilidades óptimas de unidades o los intervalos óptimos de mantenimiento para cada una de ellas así como maximizar las fiabilidades del sistema sujeto a restricciones de costo lineales o no lineales. Una vez que se conocen las fiabilidades óptimas de las unidades el intervalo de mantenimiento óptimo puede calcularse por la relación:

$$p_i = e^{-T_i/T_{m_i}} \quad (\text{Ec.6.13})$$

Donde:

T_i es el intervalo de mantenimiento de una unidad perteneciente al módulo i y

T_{m_i} es el tiempo medio entre fallos de una unidad perteneciente al modulo i .

El problema de optimización puede ser establecido como sigue:
Maximizar la fiabilidad del sistema $P(n,p)$, donde n es especificada

Sujeto a restricciones lineales o no de costo. $G_{ij}(n_i, p_i) < G_j \quad j = 1,2,\dots,m$ (Ec.6.14)

y restricciones de no negatividad.

El problema anterior es un problema de programación no lineal.

Problema mezclado de optimización.

Maximizar la fiabilidad del sistema $P(n,p)$ con respecto al número de unidades redundantes (n) y las fiabilidades unitarias (p) sujeta restricciones de costo lineales y no lineales. Esto es un Problema de Programación de Enteros mezclado no lineal.

En general podemos apreciar que la tarea consiste en diseñar un sistema donde los siguientes problemas son típicos:

- Minimizar el costo total.
- Maximizar la disponibilidad.

Considerando los aspectos tratados anteriormente se ha propuesto un procedimiento que permite evaluar las alternativas de inversión de forma tal que se eliminen los riesgos de operación de la futura planta utilizando métodos científicos (Rosa; 1996):

Esto se representa gráficamente a través del diagrama heurístico de la figura 6.6

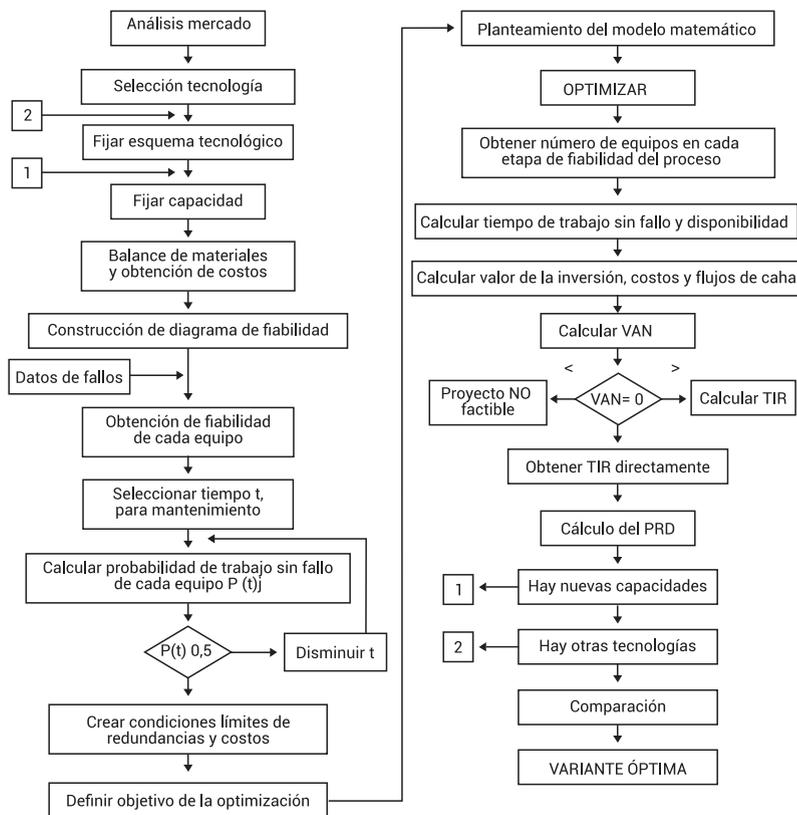


Figura 6.6: Diagrama heurístico para el análisis de alternativas considerando la optimización de la fiabilidad. (Rosa; 1996)

Aquí, el objetivo es optimizar la cantidad de equipos en cada módulo para que este opere correctamente, limitado esto, por el costo de cada equipo y condicionado por la fiabilidad del mismo. Por ello, es importante definir las condiciones límites de redundancias y costos una vez establecido el objetivo de la optimización.

Para lograr este objetivo se parte de una planta química que esta compuesta por m módulos. Las variables del sistema son n_1, n_2, n_3, \dots

n_i que se corresponden con la cantidad de unidades en cada modulo desde $i = 1$ hasta m , si se conocen las fiabilidades de cada módulo (p_i) desde $i = 1$ hasta m , el costo de adquisición (C_i) y operación (O_i) de cada unidad i ; se pueden entonces proponer dos problemas, maximizar la fiabilidad del sistema sujeto a restricciones de costo o minimizar el costo sujeto a restricciones de fiabilidad.

Si el objetivo es maximizar la fiabilidad el planteamiento del problema es el siguiente:

Maximizar

$$\prod_{i=1}^m [1 - (1 - p_i)^{n_i}] \quad (\text{Ec.6.15})$$

que es la función de fiabilidad del sistema.

Sujeto a las restricciones de costo que se expresarán por:

$$\sum_{i=1}^m (C_i + O_i)n_i \leq CF \quad (\text{Ec.6.16})$$

Donde C_i es el costo de Adquisición

O_i es el costo de Operación

CF es la cantidad de capital disponible para la inversión

Y a las restricciones que provienen del balance de materiales y energía

$$n_i \geq K_i \quad (\text{Ec.6.17})$$

en este caso K_i es el número de unidades que deben funcionar en cada módulo.

Si el objetivo es minimizar el costo entonces el modelo que se obtiene es el siguiente:

Minimizar el costo que viene expresado por:

$$\sum_{i=1}^m (C_i + O_i)n_i \quad (\text{Ec.6.18})$$

Sujeto a restricciones de Fiabilidad

$$\prod_{i=1}^m [1 - (1 - p_i)^{n_i}] \geq RS \quad (\text{Ec.6.19})$$

Y restricciones de número de equipos en cada módulo.

$$n_i \geq K_i \quad (\text{Ec.6.20})$$

El planteamiento de uno u otro modelo depende de las condiciones específicas del problema a tratar. Para la solución del problema se necesita seleccionar un método de optimización.

En el primer caso se tiene una función objetivo no lineal con restricciones lineales y en el segundo caso se tiene una función objetivo lineal con restricciones lineales y no lineales, la solución en los dos casos tiene que ser entera.

Problemas con estas características, se pueden solucionar usando los métodos de optimización de la Programación Dinámica y la Programación No Lineal en Enteros.

6.3.3 Resultados

El ejemplo propuesto es una planta para la producción de alcohol que tiene como característica en su diseño una estructura - paralelo con varias opciones de trabajo, siendo las bases de diseño las siguientes:

- Capacidad propuesta de producción de alcohol 500 hL/d 100 GL, a 15° C
- Levadura (92% masa seca): 5-7 t/d
- Miel final: 92 °Brix

- Azúcares reductores totales: 58,0%
- Azúcares fermentescibles: 55,42%
- Alcohol en batición: 6,5%
- Eficiencia en fermentación: 85%
- Eficiencia en destilación: 97%

Con los resultados de los balances de materiales y energía se obtiene la capacidad necesaria en cada una de las etapas, se selecciona el tipo de equipo de acuerdo a las exigencias del proceso y se procede a determinar los costos de adquisición partiendo de la aplicación de la regla de la punto seis a los resultados de un estudio de concurrencia de ofertas de equipamiento para una nueva instalación industrial.

Análisis de Fiabilidad

La información sobre los fallos de los equipos se obtuvo de datos de 5 años consecutivos de trabajo de instalaciones productoras de

etanol en Cuba. En cada uno de los equipos se determinó las funciones de distribución a que responden los mismos y la probabilidad de trabajo sin fallo para un año, pues en este caso se tomo como tiempo para realizar mantenimiento general sobre el sistema un año.

El diagrama de fiabilidad, tiene como característica una estructura serie paralelo bien definido con varias variantes de operación. De los datos de fallos y la configuración del sistema con respecto, se obtiene la función de fiabilidad del sistema.

Para más facilidad se eliminaron del sistema las etapas cuya fiabilidad es igual a 1 obteniéndose la siguiente función resultante:

$$R \text{ total} = (RA) (RB) (RC) (RD). \quad (\text{Ec.6.21})$$

$$RA = \left[1 - (0,3164)^{n1} \right] \left[1 - (0,3329)^{n2} \right]$$

$$RB = \left[1 - \left[\left[1 - \left[1 - (0,3554)^{n3} \right] \left[1 - (0,3164)^{n4} \right] \left[1 - (0,0255)^{n5} \right] \right] \right] \right]$$

$$\left[1 - \left[\left[1 - \left[1 - (0,3955)^{n6} \right] \left[1 - (0,3955)^{n7} \right] \left[1 - (0,3554)^{n8} \right] \right] \right] \right]$$

$$\left[1 - \left[\left[1 - \left[1 - (0,0255)^{n9} \right] \left[1 - (0,3829)^{n10} \right] \left[1 - (0,3829)^{n11} \right] \right] \right] \right]$$

$$RD = \left[1 - (0,0255)^{n21} \right] \left[1 - (0,0255)^{n22} \right] \left[1 - (0,4801)^{n23} \right]$$

$$RC = \left[1 - \left[\left[1 - \left[1 - (0,3825)^{n12} \right] \left[1 - (0,2038)^{n13} \right] \left[1 - (0,0255)^{n14} \right] \left[1 - (0,0255)^{n15} \right] \right] \right] \right]$$

$$\left[1 - \left[\left[1 - \left[1 - (0,0255)^{n16} \right] \left[1 - (0,0255)^{n17} \right] \left[1 - (0,0255)^{n18} \right] \left[1 - (0,2038)^{n19} \right] \right] \right] \right]$$

$$\left[1 - \left[\left[1 - (0,2038)^{n20} \right] \right] \right]$$

Solución del problema de optimización

En este paso es factible utilizar dos métodos de optimización para establecer comparaciones entre los resultados obtenidos por ambos.

6.3.3.1. Aplicación del Método de Programación Dinámica

Es necesario para su aplicación determinar los siguientes datos:

- Costo de Adquisición

- Costo de Operación
- Fiabilidad
- Ingresos estimados para el sistema

Los datos de costo de adquisición de los equipos se obtuvieron de la aplicación de la regla de la punto seis a datos recibidos en un estudio de concurrencia de ofertas de diferentes equipos y tecnologías, para los costos de operación se siguió la metodología propuesta en la literatura científica (Peters y Timmerhaus; 1980).

Los datos de fiabilidad se obtienen de la información disponible y los valores de la cota mínima se obtienen de los resultados de los balances de materiales y energía.

El programa utilizado permite obtener el número de equipos óptimos que deben colocarse para maximizar la ganancia del sistema a este diseño se le llama diseño óptimo, por la importancia que tiene la comparación de los resultados se analizan los equipos instalados en las actuales plantas (Diseño Actual) y el número de equipos mínimo que deben ser colocados para que se garantice la capacidad de trabajo (Cota mínima)

6.3.3.2. Aplicación del Método de Programación No Lineal en Enteros

Para la aplicación del método de P.N.L.E., se necesita como aparece reflejado en el diagrama heurístico el planteamiento de la función objetivo y sus restricciones. En este caso nos proponemos minimizar el costo total con restricciones de fiabilidad y de cota mínima de equipos en cada etapa.

Utilizando los datos se obtiene el siguiente modelo:

Función Objetivo

$$8,9 n_1 + 62,1 n_2 + 8,4 n_3 + 16,8 n_4 + 11,23 n_5 + 31,1 n_6 + 31,1 n_7 + 8,3 n_8 + 8,9 n_9 + 7,1 n_{10} + 249,8 n_{11} + 301,97 n_{12} + 749,8 n_{13} + 15,7 n_{14} + 6,7 n_{15} + 408,9 n_{16} + 15,72 n_{17} + 6,7 n_{18} + 6,2 n_{19} + 40,4 n_{20} + 6,74 n_{21} + 6,74 n_{22} + 47,59 n_{23}. \quad (\text{Ec.6.22})$$

Restricciones

Fiabilidad

$$R \text{ total} = (RA) (RB) (RC) (RD) \geq 0,85$$

Restricciones de cota mínima: $n_i \geq 1 \quad i = 1, \dots, 23$

Los resultados de la optimización se obtienen del programa GAMS y de igual forma que en el método de programación dinámica se establecen comparaciones entre el diseño óptimo y el diseño actual.

Con estos resultados se procede según la metodología al cálculo del valor de la inversión (MMUSD) y el costo de producción (MMUSD).

Una vez conocido el número de equipos óptimos en cada una de las etapas del proceso se puede obtener el valor de la fiabilidad sustituyendo el valor de las variables de decisión en la función de fiabilidad (Ecuación 6.22) obteniéndose un valor de 85 % con una disponibilidad de 90 %.

Tabla 6.6: Resultados comparativos de la optimización (Rosa; 1996)

Etapas	Equipo	Cota mínima	Diseño óptimo		Diseño Actual
			P.Dinámica	PNLE	
1	Bomba de miel	1	2	2	2
2	Compresor	1	2	1	3
3	Bomba Batición	1	2	2	2
4	Intercambiador caliente vino	1	1	1	1
5	Intercambiador Mosto	1	1	1	1
6	Centrífuga	1	1	1	2
7	Centrífuga	1	1	1	1
8	Intercambiador de Crema	1	1	1	1
9	Bomba Crema Primaria	1	1	1	1
10	Bomba crema secundaria	1	1	1	1
11	Secadero	1	1	1	1
12	Columna Destiladora	1	1	1	1
13	Columna Rectificadora	1	1	1	1
14	Condensador Primario	1	1	1	1
15	Condensador secundario	1	1	1	1
16	Columna Purificadora	1	1	1	1
17	Condensador Primario	1	1	1	1
18	Condensador secundario	1	1	1	1
19	Condensador Trampa	1	1	1	1
20	Columna de Aguardiente	1	1	1	1
21	Condensador Agua Fría	1	1	1	1
22	Condensador Agua Fría	1	1	1	2
23	Caldera	1	1	1	2

Es importante entonces comparar los resultados con la planta actualmente instalada, pues esto permite obtener consideraciones

sobre el procedimiento de diseño final de la instalación. Por este motivo se calculó el valor de la inversión actual que en este caso es de MMUSD con valores de disponibilidad en este caso superiores a 90% (95%) pues en este caso existen equipos redundados que no se obtienen por la aplicación del programa de optimización. Se determinaron los costos de producción.

6.4. Generación y optimización de tecnologías alternativas de asimilación de tecnologías utilizando la biomasa como fuente de productos químicos

6.4.1. Naturaleza del Problema

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

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

Debido a la incertidumbre presente en el impacto real de toda tecnología que va a ser transferida, es requerimiento trabajar en la concepción de un proceder sobre bases científicas que permita una justa selección con una visión multiobjetivo de la mejor tecnología,

para lo cual se requiere de un trabajo colaborativo de especialistas de varias disciplinas.

6.4.2. Solución del Problema

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

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

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

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

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

- Incertidumbre en los datos de diseño de los equipos.
- Incertidumbre en la disponibilidad del equipamiento.
- Incertidumbre a los cambios en el entorno.
- Incertidumbre en los cambios futuros.

La generación de alternativas

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

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

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

A su vez la generación de los nuevos diseños puede llevarse a cabo utilizando gramáticas de grafo, aunque en este caso su uso es-

taría limitado a la interconexión entre industrias. Por último, sería necesario aplicar **retrofit** en algunas industrias con el objetivo de modificarlas con vistas a reutilizar sus corrientes internas, los enfoques explicados con anterioridad son viables para ello.

Reutilización de herramientas existentes

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

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

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

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

Con el objetivo de desarrollar herramientas de apoyo al rediseño, la integración de varias herramientas centrada en la información es aplicable. Este enfoque garantiza ciclos de desarrollos cortos a la vez que se obtienen sistemas de calidad. Como parte del desarrollo se

deben construir paquetes que gestión las tareas propias de rediseño como la generación de alternativas y la creación de la representación multiniveles de un diseño Debe especificarse además extensiones a la ontología OntoCAPE que describan las formas de integración.

6.4.3 Resultados

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

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

En el caso de estudio, se tiene una zona industrial donde existen varias fábricas de azúcar con disponibilidades materias primas (miel, bagazo y paja de caña),

Tabla 6.7: Disponibilidad de materias primas en la zona industrial (en t/año)

Fabricas de Azúcar	Miel disponible	Bagazo disponible	Paja de caña disponible
A	144.281,25	286.199,89	1.497.675
B	124.233,75	201.781,90	1.289.577
C	28.248,75	42.188,82	293.229
D	23.996,25	39.862,24	249.087
G	77.152,5	125.311,96	800.862

En la zona industrial están instaladas varias destilerías que no aprovechan totalmente su capacidad por falta de materias primas. En la tabla 6.8 se presentan las capacidades ociosas en las destilerías.

Tabla 6.8: Las capacidades ociosas en las destilerías (en hL/año)

Destilería	Destilerías					
	A	B1	B2	C	D	E
Capacidad de destilería	63.146.43	38.892.19	237.939.66	27.279.42	238.791.38	122.807.50

La tecnología instalada para la producción de etanol es a partir de las mieles. Se desea determinar si existe ventaja en introducir

nuevas tecnologías para la producción de etanol y la producción de productos adicionales como ácido cítrico y fulfural a partir de paja de caña y bagazo. La capacidad de las destilerías debe satisfacerse completamente y la capacidad y localización de las plantas de ácido cítrico y fulfural está por determinarse.

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

I - Conjunto de ingenios.

D - Conjunto de destilerías.

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

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

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

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

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

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

$Precio_e$ - precio del etanol.

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

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

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

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

$Precio_f$ - precio del fulfural.

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

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

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

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

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

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

$Precio_a$ - precio del ácido cítrico.

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

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

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

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

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

Datos adicionales son:

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

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

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

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

Las variables de decisión serán las siguientes:

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

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

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

$m^a_{i,j}$ - Indica la cantidad de miel transportada entre el ingenio i y la localización j para producir ácido cítrico.

$b^a_{i,j}$ - Indica la cantidad de bagazo transportado entre el ingenio i y la localización j para producir ácido cítrico.

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

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

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

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

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

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

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

La función objetivo se plantea para maximizar la ganancia:

$$G = G_{etanol} + G_{fulfural} + G_{acidocitrico} \text{ (Ec. 6.23)}$$

donde

$$G_{etanol} = \sum_{i \in I} \sum_{d \in D} m_{i,d}^{\epsilon} (I_{m\epsilon} Precio_{\epsilon} - CP_{m\epsilon} - t_m(i,d)) + \sum_{i \in I} \sum_{d \in D} b_{i,d}^{\epsilon} (I_{b\epsilon} Precio_{\epsilon} - CP_{b\epsilon} - t_b(i,d)) + \sum_{i \in I} \sum_{d \in D} p_{i,d}^{\epsilon} (I_{p\epsilon} Precio_{\epsilon} - CP_{p\epsilon} - t_p(i,d)) \quad (\text{Ec. 6.24})$$

$$G_{fulfural} = \sum_{i \in I} \sum_{j \in J} b_{ij}^f (I_{bf} Precio_f - CP_{bf} - t_b(i,j)) + \sum_{i \in I} \sum_{j \in J} p_{ij}^f (I_{pf} Precio_f - CP_{pf} - t_p(i,j)) \quad (\text{Ec.6.25})$$

$$G_{acidocitrico} = \sum_{i \in I} \sum_{j \in J} m_{ij}^a (I_{ma} Precio_a - CP_{ma} - t_m(i,j)) + \sum_{i \in I} \sum_{j \in J} b_{ij}^a (I_{ba} Precio_a - CP_{ba} - t_b(i,j)) + \sum_{i \in I} \sum_{j \in J} p_{ij}^a (I_{pa} Precio_a - CP_{pa} - t_p(i,j)) \quad (\text{Ec.6.26})$$

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

$$\sum_{d \in D} m_{i,d}^{\epsilon} + \sum_{j \in J} m_{ij}^a \leq Miel_i \quad \forall i \in I \quad (\text{Ec.6.27})$$

$$\sum_{d \in D} b_{i,d}^{\epsilon} + \sum_{j \in J} b_{ij}^a + \sum_{j \in J} b_{ij}^f \leq Bagazo_i \quad \forall i \in I \quad (\text{Ec.6.28})$$

$$\sum_{d \in D} p_{i,d}^{\epsilon} + \sum_{j \in J} p_{ij}^a + \sum_{j \in J} p_{ij}^f \leq paja_i \quad \forall i \in I \quad (\text{Ec.6.28})$$

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

$$\sum_{i \in I} m_{i,d}^{\epsilon} + IE_{bm} \sum_{i \in I} b_{i,d}^{\epsilon} + IE_{pm} \sum_{i \in I} p_{i,d}^{\epsilon} = Demanda_d \quad \forall d \in D \quad (\text{Ec.6.29})$$

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

$$I_{bf} \sum_{i \in I} b_{ij}^f + I_{pf} \sum_{i \in I} p_{ij}^f = F_j CF_j \quad \forall j \in J \quad (\text{Ec. 6.30})$$

$$I_{ma} \sum_{i \in I} m_{ij}^a + I_{ba} \sum_{i \in I} b_{ij}^a + I_{pa} \sum_{i \in I} p_{ij}^a = A_j CA_j \quad \forall j \in J \quad (\text{Ec.6.31})$$

Restricciones adicionales pueden utilizarse con el objetivo de representar las demandas del mercado. Por ejemplo, establecemos que

la producción de ácido cítrico no puede exceder las 200000 t, que la producción de fulfural no puede exceder las 40000 t y que no pueden instalarse más de 2 plantas de fulfural.

$$\sum_{icl} CA_i \leq 200000 \quad (\text{Ec.6.32})$$

$$\sum_{icl} CF_i \leq 400000 \quad (\text{Ec.6.33})$$

$$\sum_{icl} F_i \leq 2 \quad (\text{Ec.6.34})$$

Aquí varios de los índices utilizados dependerán de estimaciones vinculadas al costo inversionista de una determinada tecnología y su diseño en condiciones óptimas, para su explotación anual, lo que dependerá de la valoración de factores que para ser correctamente determinados deben ser incluido entre los procedimientos a ejecutar mediante las herramientas de apoyo a las decisiones, como son entre otras: el diseño óptimo de los equipos, la integración de los procesos en lo material y energético y la consideraciones de disponibilidad requerida de los sistemas tecnológicos. Todo ello en las condiciones propias de incertidumbre de instalaciones industriales que no siempre tienen antecedentes de otra planta industrial trabajando. Además dentro de los indicadores se incluyen los referidos a la valorización de las materias primas que también dependerá de las tecnologías utilizadas y sus condiciones de conducción óptimas.

En el ejemplo estudiado los resultados de vinculación de las diferentes materias primas fueron:

Tabla 6.9: Vinculación materias primas por tipo de producción (en Miles de toneladas)

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

6.5. Conclusiones

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

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

- Debido al gran numero de factores que se requieren considerar en la aplicación de la Estrategia de Procesos es necesario intensificar los estudios de simulación de tecnologías ya consolidadas y emergentes de utilización de la biomasa como fuente de productos químicos y energía, así como en la utilización adecuada y combinada de las herramientas de computo modernas, asimilando los sof-

ware existentes, elaborando otros complementarios y estructurando adecuadamente la arquitectura del software de un software con esta aplicación.

6.6. Referencias Bibliográficas

Bencsik, A.; Z. Gaal (1989)

“Relationship of reliability and safety in chemical technological systems”. Hungarian Journal of industrial chemistry. Budapest, Vol. 17 pp 148- 151, may, 1989.

Brandt, S. C., Jan Morbach, M. M. M. T. M. J. W. M. (2005)

Ontology-based information management in design processes. En: 16th European symposium on computer aided process engineering and 9th international symposium on process systems engineering. W. Marquardt & C. Pantelides (Eds.), Elsevier, pp. 2021–2026.

Borrero, M.A. V.; J.T.V Pereira; E. E. Miranda (2003)

An environmental management method for sugar cane alcohol production in Brazil. Biomass Bioenergy. 25(3) 287-299,2003.

Budde, K. (1982)

Komplexe Prozessanalyse. VEB Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie, Leipzig, 1982. ISBN 541-692-3, p. 151.

Cunningham; R. (2001)

Algunas reflexiones acerca de la Gestión CYTED con particular referencia al caso de la Biomasa y el Subprograma IV. Conferencia Magistral, Reunión del Subprograma IV. San Salvador. El Salvador.

De la Cruz Soriano, R.; E. González Suárez (1999)

Alternativas para la combinación de substratos en la fermentación alcohólica en la destilería anexa al CAI “Melanio Hernández”. Revista ICIDCA. Vol. XXXIII. (1). 8-17.

García-Prado, R.; A. Pérez-Martínez; K. Diéguez-Santana; L. Mesa-Garriga; I. González-Herrera; M. González-Cortés; E. González-Suarez (2015)

Incorporación de otras materias primas como fuentes de azúcares fermentables en destilerías existentes de alcohol Rev. Fac. Ing. Univ. Antioquia N. ° 75 pp. 130-142, June, 2015

González, E.; Catá Y.; Pedraza, J. (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 No. 143. Medellín, Colombia, ISSN:-0120-341 X.2006. p103-109.

González Suárez, E.; M. M. Martín Rodríguez; E. Rosa Domínguez (1994)

Necesidad de incluir los estudios de fiabilidad en el análisis inversionista. Centro Azúcar. Año 21, (1), Enero- Abril, 1994.81-88.

González Suárez, E. (2005)

Vías para el diseño de nuevas instalaciones de la industria química, fermentativa y farmacéutica. Editorial Científico Técnica, La Habana, Cuba, 2005, ISBN 959-05-0377-2, 263 p.

González Herrera, I. Y.; González Suárez, E.; Castro Galiano, C.; Pérez Risquet, R. (2012)

Tools for decision-making support in biorefineries development. Session Reference: 5DO.4.5. Memoria 20th European Biomass Conference, Milán, Italia, 18-22 de junio de 2012. ISBN: 978-88-89407-54-7.

Goza, O.; Pérez de Alejo, H.; Rijckaert, M. (2002)

“Use of Simulation and Expert Systems to increase the energy efficiency in cane sugar factories”, Developments in Chemical Engineering and Mineral processing”; The Australasian Research Journal, Volume 10, Numbers 1 / 2, 2002.

Goza, O.; Pérez de Alejo, H. (2003)

Simulación y Análisis de los Sistemas Termo-energéticos azucareros”; Actas del 6to Congreso Interamericano de Computación

Aplicada a la Industria de Procesos, CAIP 2003, México. (Memorias del Congreso).

Hauptmanns, U. (1986)

Análisis de árboles de fallo. Ediciones Bellaterra. España.

Hitchcock, F.L. (1941)

The distribution of a Product from Several Sources to Numerous Localities. *Journal Mathematics and Physics*. 20, pp 224-230, 1941.

Lauchy, A.; E. González (2005)

Incertidumbre económica en las inversiones de plantas de la industria química. En González, E. (Editor): *Vías para el diseño de nuevas instalaciones de la industria química, fermentativa y farmacéutica*. Editorial Científico Técnica. La Habana, 2005. pp 263. ISBN: 959-05-0377-2.

Machado López, J.; González Suárez, E.; León Garay, I.; González Cortés, M. (2007)

Prospectiva tecnológica con apoyo del análisis de procesos en la industria química, *Centro Azúcar*, Año 34, N° 2 (abril-junio), pp. 5-12, ISSN 2223-4861. Referenciada por: Latindex, Registrada en CITMA.

Marquardt, M. N. W. (2008)

Lecture notes in computer science. In: *Collaborative and Distributed Chemical Engineering. From Understanding to Substantial Design Process Support*. Springer.

Mesa, L.; González, E.; Cara, C.; Ruiz, E.; Romero, I.; Castro, E. (2011)

Comparison of process configurations for ethanol production from two-step pretreated sugarcane bagasse. *Chemical engineering journal*. 175, 185– 191.

Oquendo Ferrer, Hilda; Carlos Parra Gutiérrez; Erenio González Suárez (2001)

Aplicación de la programación lineal para determinar la macro-localización de una planta de alcohol en la provincia de Camagüey. Centroazúcar Año 28 Nro 2, mayo-septiembre, pp 23-28.

Oquendo Ferrer, H.; E. González Suárez, N.; Ley Chong y M. F. Nápoles García (2016)

Cálculo de capacidades de producción iniciales óptimas considerando elementos de incertidumbre Centro Azúcar Vol. 43, No. 2, pp.24-34. <http://centrozucar.qf.uclv.edu.cu/media/articulos/PDF/2016/2/3%20Vol%2043%20No2%202016.pdf>

Peters, M. and Timmerhaus, K.D. (1980)

Plant Design and Economics for Chemical Engineers, Ed. Mc Graw -Hill, Singapore, Chemical Engineering Series.

Rosa, E. (1996)

Análisis de alternativas de inversión en la industria química considerando la fiabilidad de los equipos. Tesis en opción al Grado científico de doctora en Ciencias Técnicas. UCLV, Cuba.

Rudd, D. F.; Watson, C. C. (1968)

Strategy of Process Engineering, McGraw-Hill, New York, USA, 1968, ISBN: 0-409-90175-X / 0-7506-9230-8, p. 312.

Saura, G.; M. A. Otero; J.; A, Martínez Valdivieso (2005)

Esquema integrado azúcar, alcohol y levadura forrajera a partir de la caña de azúcar. Revista ICIDCA. No. 2.2005. 35-39.

Scheffe, H. (1958)

Experiment with mixture. Journal of Royal Statistical Society. Vol.20, 1958.1958. 311-360.

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

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

Yang, A, Marquardt, W. (2004)
An ontology-based approach to conceptual process modelling.
Computer Aided Chemical Engineering 18, 1159-1164.



Es nuestro propósito mostrar lo útil que resulta el optimizado en la práctica diaria de la Ingeniería Química para la gestión del conocimiento, la solución de problemas complejos de operación de procesos, diseño de equipos y en la elección de alternativas de inversión entre otras aplicaciones.

ISBN 978-950-766-133-4



9 789507 661334