



**SIMULACIÓN DE PROCESOS QUÍMICOS  
Y APLICACIONES DEL SIMULADOR SUPERPRO DESIGNER®**

**AUTORES**  
**AMAURY PÉREZ SÁNCHEZ**  
**ISNEL BENÍTEZ CORTÉS**  
**JUAN ESTEBAN MIÑO VALDÉS**



Facultad de Ingeniería / Universidad Nacional de Misiones / Argentina





**Simulación de procesos químicos y  
aplicaciones del simulador  
SuperPro Designer**

**Colección:** Ediciones especiales

**Coordinación de la edición:** Juan Esteban Miño Valdés

**Revisión técnica y corrección:** Juan Esteban Miño Valdés

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

Cel. 00 - 54 - 9 - 376 - 4683455

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

Rosas 325 - 3360 Oberá - Misiones - Argentina

Tel.: 00 - 54 - 3755 - 422170

Primera edición: Octubre de 2020

Miño Valdés, Juan Esteban

Simulación de procesos químicos y aplicaciones del simulador  
SuperPro Designer / Juan Esteban Miño Valdés ; Amaury Perez Sanchez ;  
Isnel Benitez Cortés. - 1a edición especial - Posadas 83 p. ;  
30 x 21 cm.

ISBN 978-987-86-6650-1

1. Industria Química. I. Perez Sanchez, Amaury. II. Benites Cortes,  
Isnel. III. Título. CDD 660.02

**ISBN Nº 978-987-86-6650-1**

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

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

Queda hecho el depósito que previene la ley 11.723



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

Impreso en **Gráfica Libertad**, Dutra 3369

3300 Posadas, Misiones, Argentina

**serviciosimpresiones@hotmail.com**

Octubre de 2020

## ACERCA DE LOS AUTORES

**Amaury Pérez Sánchez** (amauryps@nauta.cu)

Ingeniero Químico

Maestrante en Maestría en Biotecnología

Profesor Instructor, e Investigador especialista de la Planta Piloto.

Departamento de Ingeniería Química

Facultad de Ciencias Aplicadas

Universidad de Camagüey "Ignacio Agramonte Loynaz"

**Isnel Benítez Cortés** (isnel.benites@reduc.edu.cu)

Ingeniero Químico

Doctor en Ciencias Técnicas

Profesor Titular e Investigador en el Dpto de Ingeniería Química

Decano Facultad de Ciencias Aplicadas

Universidad de Camagüey "Ignacio Agramonte Loynaz", Camagüey Cuba.

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

Ingeniero Químico y Laboratorista Químico Industrial

Especialista en Gestión de Producción y Ambiente

Master`s degree in Chemical Engineering

MSc. en Tecnología de los Alimentos

Dr. en Ciencias Técnicas

5 Pasantías PosDoc. en desarrollo de la Industria Química

Profesor Titular Regular e Investigador categoría II del Dpto. de Física

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

Argentina.

Jefe Editor de la Revista Científica "+ingenio" de la FI (UNaM)



## INDICE

Acerca de los autores	3
Parte I. La simulación de procesos químicos y el simulador	7
SuperPro Designer	
Introducción	7
La simulación de procesos químicos	10
Simuladores de procesos químicos	13
Tipos de simuladores de proceso	14
Simuladores modulares secuenciales	17
Simuladores simultáneos	19
Simuladores híbridos	21
Aplicaciones de la simulación de procesos	22
Diseño asistido por computadora	23
Solución de problemas operacionales	24
El simulador SuperPro Designer	25
Antecedentes del empleo del simulador SuperPro Designer	33
Referencias bibliográficas	37
Parte II. Estudio de casos	45
Caso 1. Leche de cabra en polvo	45
Introducción	45
Descripción del proceso de producción de leche de cabra en polvo (Caso Base)	47
Aspectos tomados en cuenta para efectuar la simulación	50
Costo del equipamiento	52
Propuesta de alternativa de producción (Variante)	53
Principales indicadores técnico económicos obtenidos durante la simulación de la Variante	58
Conclusiones	63
Referencias Bibliográficas 29	63
Caso 2. Ácido cítrico a partir de bagazo de caña de azúcar	68
Introducción	68
Descripción del proceso de producción de ácido cítrico a partir de bagazo de caña de azúcar	70
Simulación del proceso de producción de ácido cítrico	74
Principales resultados técnico-económicos obtenidos durante la simulación del Caso Basa	79
Oportunidades para satisfacer la demanda interna de ácido cítrico en Cuba y perspectivas de ingresos económicos debido a las exportaciones de ácido cítrico	83

<b>Conclusiones</b>	<b>84</b>
<b>Referencias Bibliográficas</b>	<b>85</b>
<b>Caso 3. Cerveza a partir de sorgo rojo CIAP R-132</b>	<b>89</b>
<b>Introducción</b>	<b>89</b>
<b>Descripción del proceso de producción de cerveza a partir de sorgo rojo CIAP R-132</b>	<b>92</b>
<b>Simulación del proceso de producción en el simulador SuperPro Designer</b>	<b>100</b>
<b>Principales resultados técnico-económicos obtenidos durante la simulación del proceso de producción de cerveza a escala piloto</b>	<b>106</b>
<b>Conclusiones</b>	<b>113</b>
<b>Referencias Bibliográficas</b>	<b>113</b>
<b>Caso 4. Planta de biofertilizantes líquidos</b>	<b>117</b>
<b>Introducción</b>	<b>117</b>
<b>Selección del microorganismo</b>	<b>119</b>
<b>Descripción del proceso</b>	<b>120</b>
<b>Consumo de materias primas en las etapas del proceso</b>	<b>123</b>
<b>Equipamiento</b>	<b>125</b>
<b>Servicios auxiliares</b>	<b>127</b>
<b>Descripción del modelo de costo</b>	<b>128</b>
<b>Resultados y discusión</b>	<b>131</b>
<b>Conclusiones</b>	<b>140</b>
<b>Referencias Bibliográficas</b>	<b>142</b>
<b>Conclusiones generales</b>	<b>146</b>

# **Parte I. La simulación de procesos químicos y el simulador SuperPro Designer<sup>®</sup>**

## **Introducción**

Como en otros aspectos de la ingeniería y aquellos relacionados con la vida diaria, el uso y utilización de software de computadora constituye hoy en día un parte indispensable y enraizada del diseño de proceso y la evaluación económica. Las computadoras facilitan y mejoran la habilidad del ingeniero de diseño para llevar a cabo tareas pre-existentes, permitiendo la expansión de tareas previamente realizadas de forma manual, así como facilitar labores previamente imposibles que se han convertido ahora en parte común del diseño y evaluación de procesos.

En las etapas primarias del desarrollo de proceso, las bases de datos computarizadas, resultados de investigaciones y versiones electrónicas de publicaciones tradicionales ayudan en la selección de las reacciones apropiadas y las materias primas adecuadas para determinar procesos químicos potenciales que suministren el producto deseado. Las computadoras son también útiles donde quiera que se necesite la experimentación, para planificar, realizar y analizar los experimentos. El software puede ser empleado entonces para generar, evaluar y

seleccionar el proceso adecuado de un grupo de diagramas de flujo. El software empleado para la simulación de procesos se emplea entonces para generar diagramas de flujo basados en los procesos seleccionados. Estas simulaciones, quizás el aspecto de más énfasis del uso de software en el diseño de proceso, permite realizar simulaciones muy exactas del proceso bajo estudio considerando un amplio rango de condiciones de operación y escenarios. Las simulaciones de proceso para el proceso químico candidato pueden ser examinado entonces bajo un amplio rango de condiciones para asegurar su seguridad y rentabilidad. Las simulaciones, tan exactas en la actualidad que en algunos procesos no incluyen la etapa tradicional de planta piloto durante el diseño de proceso, pueden ser empleadas entonces para evaluar los aspectos económicos del proceso considerado (Peters et al., 2003).

La simulación de procesos químicos pretende representar un proceso donde ocurre una transformación química o física mediante un modelo matemático que involucra el cálculo de los balances de masa y energía acoplados a un equilibrio de fases, y con ecuaciones de cinética química y de transporte. Todo ello es realizado buscando el establecimiento (predicción) del comportamiento del proceso de estructura conocida, en el cual se conocen datos preliminares del equipamiento que forma parte del proceso.

El modelo matemático empleado en la simulación de proceso contiene ecuaciones lineales, no lineales y algebraicas diferenciales, las cuales representan operaciones de proceso y equipos, propiedades físico-químicas, conexiones entre los equipos y operaciones y sus especificaciones. Estas conexiones son resumidas en el diagrama de flujo del proceso (Ranjan, 2017).

Los diagramas de flujo del proceso constituyen el lenguaje técnico de los procesos químicos. Con ellos se revela el estado del arte de un proceso existente o hipotético. De esta manera, los simuladores de proceso se emplean para interpretar y analizar la información contenida en los diagramas de flujo de proceso con el fin de prevenir fallos y evaluar el rendimiento del proceso. El análisis del proceso está basado en un modelo matemático integrado por un grupo de ecuaciones que asocian variables de proceso, tales como temperatura, presión, caudal y composiciones, con áreas superficiales, configuración geométrica, punto de operación de válvulas, etc.

En la mayoría de los simuladores la solución de los sistemas de ecuaciones se efectúa de forma lineal, solucionando cada unidad por separado y avanzando en el sistema una vez conocidas las variables requeridas para los cálculos de la unidad siguiente. Sin embargo, este proceso es inutilizable cuando existen corrientes de reciclaje en el sistema debido a que algunas de estas variables a calcular son necesarias para la inicialización del proceso. Una solución alternativa

para este tipo de problemas consiste en tomar una corriente como “corriente gota”, lo cual significa asumir los valores iniciales de esa corriente para empezar los cálculos; más tarde, basado en la información asumida, cada una de las unidades siguientes es solucionada obteniendo nuevos valores de los parámetros de la corriente gota. A continuación, los nuevos valores ayudan a repetir estos cálculos una y otra vez, hasta que la diferencia entre los valores iniciales y los valores calculados cumpla con una tolerancia dada, este punto se conoce como convergencia (Gil et al., 2016).

## **La simulación de procesos químicos**

En el mundo del desarrollo de software, los sistemas usualmente comienzan con ser simples y bien entendidos, y contienen normalmente elementos tales como la creación de diagramas de flujo de proceso, y la generación de balances de masa y energía. Para cumplir con los requerimientos establecidos, los modelos se vuelven más complejos ya que incluyen la realización de cálculos tales como dimensionamiento de equipos, y la estimación de los costos capitales y de operación. La simulación se está convirtiendo en un requisito para el diseño de procesos importantes. Mediante el empleo de la simulación, los ingenieros y proyectistas pueden identificar problemas potenciales en el tiempo y tomar las debidas acciones correctivas. Un uso común de la simulación de proceso consiste en el mapeo de proceso y análisis de costo (Auli et al., 2013). El mapeo de proceso

permite a los investigadores analizar o predecir la acción de los sistemas en respuesta a ciertos cambios en las variables de entrada, mientras que el análisis de costo identifica las etapas costosas del proceso y otros asuntos de costo que tienen los mayores impactos en la rentabilidad del proceso global. E adición, uno de los retos más importantes para los usuarios a la hora de emplear estas herramientas de simulación consiste en la acumulación de los datos apropiados. La simulación solo puede ser utilizada si todos los datos son colectados e insertados en el sistema (Phan-Thien, 2011).

La simulación y modelación de procesos es la aplicación de un rango de herramientas de software para analizar operaciones unitarias individuales (o etapas del proceso) y su relación con el proceso global. La simulación de proceso se define entonces como la utilización de recursos de software de computadora para desarrollar modelos matemáticos con el fin de construir un modelo exacto y representativo de un proceso químico con el fin de comprender su comportamiento actual durante la operación regular de la planta (Diwekar, 2005). Estas herramientas pueden ser empleadas en todas las etapas del desarrollo de procesos, desde el diseño conceptual a través de la operación del proceso y su posterior optimización.

Los simuladores de proceso ofrecen la oportunidad de reducir el tiempo requerido para el desarrollo de proceso. Permiten realizar comparaciones de las alternativas de proceso en una base consistente

de tal forma que un gran número de ideas puedan ser sintetizadas y analizadas interactivamente en un corto período de tiempo (Tochampa et al., 2005). La simulación integrada de procesos también permite el estudio de las interacciones que ocurren entre las etapas iniciales y finales del mismo (Rouf et al., 2001).

Para evaluar la factibilidad tecnológica y obtener balances de masa y energía para un análisis económico preliminar, se necesita de la realización de varias simulaciones de proceso. A pesar de algunas diferencias esperadas entre una simulación de proceso y la operación en la vida real, los simuladores de proceso son empleados comúnmente para suministrar información confiable en la operación de la planta, tomando en cuenta su vasta base de datos de componentes, paquetes termodinámicos comprensivos y métodos computacionales avanzados (Auli et al., 2013).

Durante la etapa de desarrollo de proceso, los simuladores son empleados para facilitar las siguientes tareas: representar el proceso completo en la computadora, efectuar balances de masa y energía, estimar las dimensiones del equipamiento; calcular la demanda de mano de obra u servicios auxiliares en función del tiempo; estimar el ciclo de tiempo de proceso; efectuar análisis de costo; y evaluar el impacto medioambiental. La disponibilidad de un buen modelo de simulación mejora la comprensión del proceso completo por el ingeniero, y facilita la comunicación. Los análisis de sensibilidad y

“que sucede si” son facilitados en gran medida por tales herramientas (Vázquez & Guerra, 2011).

La simulación de procesos asistida por computadora se ha convertido en una herramienta estándar para planificar, diseñar, optimizar y evaluar procesos químicos. En ella se involucra preparar un diagrama de flujo del proceso, solucionar los balances de masa y energía correspondientes basados en los datos suministrados por el usuario o la estimación de parámetros integrados, estimar el costo total y analizar la sensibilidad de los cambios realizados en las suposiciones. La simulación de proceso puede suministrar un enlace entre el descubrimiento de un compuesto químico, droga, vacuna, etc., y las etapas iniciales del desarrollo del proceso, guiando esfuerzos para optimizar el proceso de fabricación de forma expedita. Esto es especialmente efectivo cuando se aplica en las etapas tempranas del desarrollo de proceso (Ernst et al., 1997).

## **Simuladores de procesos químicos**

Un simulador de proceso es un software empleado para la modelación del comportamiento de un proceso químico en estado estacionario, mediante la determinación de las presiones, temperaturas y flujos. En la actualidad, los programas de computadora empleados en la simulación de proceso han ampliado sus herramientas y aplicaciones en el estudio del comportamiento dinámico de los procesos, así como

también en cuanto al control de sistemas y su respuesta a las perturbaciones inherentes a la operación. De la misma manera, se disponen hoy en día de software para efectuar el dimensionamiento de equipos, estimación de costos, estimación de propiedades, optimización de procesos y análisis operacional de etapas. De esta manera, los simuladores de procesos permiten (Gil et al., 2016):

- Predecir el comportamiento de un proceso.
- Analizar de forma simultánea diferentes casos, cambiando los valores de las variables operacionales principales.
- Optimizar las condiciones operacionales de plantas nuevas o en existencia.
- Rastrear una planta química durante toda su vida útil, en aras de prever extensiones o mejoras del proceso.

### **Tipos de simuladores de proceso**

Los simuladores de proceso pueden ser clasificados de acuerdo con la estrategia de simulación que emplean para fijar el modelo matemático que representa el proceso a simular. La estrategia de simulación se refiere a la manera en la cual se aborda el problema de la solución del modelo. Generalmente la estrategia depende de la complejidad del modelo y el modo de cálculo. La primera, comprendida como las diferentes posibilidades existentes entre los modelos lineales o

sofisticados con ecuaciones de transferencia de masa, energía y cantidad de movimiento. La segunda, referida a la información (variables de entrada) que resulta necesario especificar para solucionar el modelo en términos de la información faltante (variables de salida) (Ranjan, 2017).

Las subrutinas de un simulador de proceso son programas de computadora suministrados inicialmente con vectores conteniendo la información correspondiente a las corrientes de alimentación del proceso y algunos de sus parámetros. La subrutina toma los vectores, interpreta la información y busca el modelo apropiado para resolver el problema. Los resultados obtenidos son, básicamente, las corrientes de producto del proceso. De esta manera, las subrutinas permiten trabajar con dos modos de cálculo en un simulador de proceso (Gil et al., 2016):

- **Modo de diseño:** De acuerdo con las condiciones de proceso requeridas, se emplea un rendimiento deseado como punto de partida para encontrar las especificaciones de proceso o equipamiento que permiten el logro de tales condiciones.
- **Modo de evaluación:** De acuerdo con algunas especificaciones de diseño suministradas al simulador, el rendimiento del proceso o equipo es evaluado para cumplir con algunas condiciones específicas del proceso.

Las dos estrategias fundamentales utilizadas en la solución de problemas de simulación son la *estrategia secuencial* y la *estrategia simultánea*.

El concepto de simulación secuencial proviene de la necesidad de calcular diferentes unidades de proceso, las cuales forman parte del diagrama de flujo, en modo de evaluación. En este modo, deben conocerse algunos de los valores de las corrientes de alimentación y las especificaciones de los parámetros de cada una de las unidades. Como resulta imposible especificar todas las corrientes que entran a todas las unidades de forma simultánea, se vuelve necesario emplear los valores de salida obtenidos de los cálculos en una unidad como información de entrada en la próxima unidad. De esta manera, se establece un orden secuencial de cálculo para solucionar individualmente todas las unidades del proceso (Ranjan, 2017). El orden de cálculo es fijado automáticamente por el simulador, asegurando que será consistente con el flujo de información. En casi todos los casos los cálculos comienzan en el equipo para el cual se conocen los valores de las corrientes de alimentación y los parámetros de operación. El orden de cálculo se ajusta normalmente con la dirección del flujo de masa y es modificado o interrumpido con la aparición de reciclos, lo cual obliga a implementar un proceso iterativo (Kumar, 2015).

Una simulación se vuelve más compleja a medida que el número de ciclos se incrementa, por lo que se vuelve más difícil de implementar de forma satisfactoria. Por esta razón, una segunda opción para solucionar el modelo consiste en tomar todas las ecuaciones al mismo tiempo y construir un modelo de simulación único mediante la solución simultánea de todas las ecuaciones. De esta manera no resulta indispensable evaluar todas las unidades de equipamiento a partir de los valores de entrada y sus parámetros, permitiendo la manipulación de las especificaciones de diseño o evaluación sin distinción.

### **Simuladores modulares secuenciales**

Estos son simuladores en los cuales cada unidad de proceso es representada con un módulo en el cual se incluyen el modelo de operación y el algoritmo numérico utilizado para los cálculos de las corrientes de salida. Los módulos son totalmente independientes y el flujo de información para los cálculos de la simulación coincide con el “flujo físico” de la planta. La ventaja de utilizar módulos radica en que cada sistema de ecuaciones es resuelto utilizando su propia metodología. El módulo de cada unidad de proceso tiene que contener rutinas con los modelos y los procedimientos para efectuar la solución a partir de un juego de variables predeterminadas. Adicionalmente, cuando el proceso a simular presenta varios ciclos ocasionados por las corrientes de recirculación y operaciones a contracorriente, el

modelo ejecutor sigue una metodología compuesta por tres etapas (Gil et al., 2016):

- Partición: Detección del reciclo.
- Desmenuzado: Selección de las “corrientes gotas”, a partir de las cuales se realiza el proceso iterativo.
- Ordenación: Establecimiento de una secuencia lógica para las unidades de operación.

Los reciclos deben su existencia a todos aquellos procesos en los cuales tienen lugar las reacciones reversibles y fenómenos competitivos. En los simuladores existen subrutinas específicas para el cálculo de reciclos y la búsqueda de la convergencia. Entre ellos se establece un valor de inicialización para la corriente gota, se ejecuta el cálculo y, finalmente, los valores son comparados otorgándose nuevos valores de inicialización hasta que se logre la convergencia. Los métodos de convergencia mejor conocidos en los simuladores son el *Wegstein*, el de sustituciones sucesivas (o iteración directa), el *Newton-Raphson* y el *Broyden Quasi-Newton*.

En resumen, las principales características de un simulador secuencial modular son las siguientes (Gil et al., 2016):

- Contiene librerías de cálculo y rutinas.

- Las variables de iteración están en las corrientes de reciclo.
- Los modelos individuales son solucionados de forma eficiente.
- Son de fácil comprensión por ingenieros que no son “especialistas en simulación” debido a la correspondencia existente entre el flujo de masa y la secuencia de cálculo.
- Involucra métodos complejos de convergencia.
- La información insertada por el usuario (relacionada con las corrientes y equipamiento) es fácilmente verificable.
- Los problemas de diseño son fáciles de solucionar (selección de parámetro).

### **Simuladores simultáneos u orientados a ecuaciones**

En este tipo de simulador el modelo matemático que representa el proceso es fijado mediante la construcción de un gran sistema de ecuaciones algebraicas. Aquí los módulos que representan las unidades de proceso u subsistemas pueden existir también, pero estos no contienen métodos numéricos para el cálculo de las variables de salida; en contrario, estos poseen la información requerida para suministrar las ecuaciones que representan el modelo matemático. El modelo de proceso está compuesto por la suma de los modelos de todas las unidades que forman parte el proceso o planta en la

simulación. Debido a la recopilación y agrupamiento de todas las ecuaciones que edifican el proceso, este tipo de simulador se conoce como “orientado a ecuaciones” o “basado en ecuaciones”, El concepto de módulos es mantenido aquí en aras de facilitar la interacción con el usuario y permitir la especificación de la información requerida para el problema (Ranjan, 2017).

El principal problema asociado con el concepto de la solución simultánea u orientada a ecuación radica en la convergencia del sistema y la consistencia de las soluciones encontradas. De esta manera los sistemas altamente no ideales que corresponden con los modelos de plantas químicas pueden, por ejemplo, producir múltiples soluciones. Adicionalmente, la solución numérica de los problemas consistentes en grandes sistemas de ecuaciones requiere la inicialización adecuada; esto es cercano a la solución adyacente (estatus).

En resumen, las principales características de los simuladores orientados por ecuaciones son (Gil et al., 2016):

- Cada unidad es representada por ecuaciones que la modelan. El modelo es la integración de todos los subsistemas.

- La distinción entre las variables de proceso y los parámetros operativos desaparecen. En consecuencia los problemas de diseño son simplificados.
- Solución simultánea del sistema de ecuaciones algebraicas (no lineales).
- Elevada velocidad de convergencia.
- Necesitan una mejor inicialización (a mayor complejidad del problema a solucionar mejor será la inicialización suministrada).
- A mayor complejidad, menor será la fiabilidad en los resultados y más problemas de convergencia /soluciones con sentido físico).
- Más fácil de usar por “no especialistas”.

## **Simuladores híbridos**

Este tipo de simuladores utilizan una mezcla estratégica de secuenciales y simultáneos. Cada iteración consiste en dos etapas: una primera solución empleando una estrategia secuencial, y el perfeccionamiento de los coeficientes lineales para encontrar una solución con una estrategia simultánea (Kumar, 2015).

La simulación comienza con una etapa secuencial en la cual las variables de salida están determinadas a partir de la información y parámetros de entrada en un escaneo inicial del diagrama de flujo. Entonces tiene lugar una etapa simultánea para la solución de los modelos lineales en un segundo escaneo del proceso.

Algunos simuladores de aplicaciones altamente industriales apelan a la estrategia híbrida para asegurar convergencia, aun en los peores casos.

## **Aplicaciones de la simulación de procesos**

La simulación de proceso es una herramienta para los ingenieros químicos y de proceso que puede ser empleada en la ejecución de tareas repetitivas o en actividades de gran complejidad que tienen que ser resueltas en periodos de tiempo relativamente cortos.

Entre las diversas aplicaciones que tiene la simulación de procesos se encuentran (Gil et al., 2016):

- Utilizar de forma más eficiente los recursos energéticos.
- Minimizar los costos de operación y la emisión de corrientes de residuales que pudieran ser contaminantes.
- Incrementar el rendimiento y la eficiencia del proceso.
- Mejorar el control del proceso.

- Impulsar la enseñanza del diseño de proceso.

## **Diseño asistido por computadora**

La simulación en estado estacionario de los balances de masa y energía constituye por sí mismo la pieza central del diseño asistido por computadora. Las principales razones son (Gil et al., 2016):

1. Los resultados obtenidos durante los cálculos en la etapa de diseño son necesarios para las etapas posteriores;
2. Durante el diseño, en aras de cumplir con las restricciones operacionales y económicas, la información cambia dinámicamente de tal manera que resulta necesario ajustar y actualizar el resultado de los balances de forma continua;
3. Se genera una gran cantidad de información que la única manera de administrarla es mediante su consolidación a través de las simulaciones de proceso y en los estudios de caso desarrollados con las simulaciones.

La simulación de proceso permite efectuar un estudio de diferentes alternativas de proceso (diagramas de flujo) en aras de determinar cuál de ellas no es factible en un periodo de tiempo razonable. Además, un simulador flexible desarrolla diferentes casos de estudio en la búsqueda de una configuración óptima del proceso, haciendo posible que el diseño se mueva hacia una estrategia más avanzada de forma

rápida (Kumar, 2015). De la misma manera, un simulador más flexible puede ser empleado para competir con tecnologías rivales, para diseñar o evaluar la configuración operacional más adecuada para un proceso o planificar la manera más económica de manejar los datos de laboratorio y los experimentos en la planta requeridos para efectuar el diseño.

## **Solución de problemas operacionales**

Una planta de proceso nunca opera bajo las condiciones operacionales diseño, ya sea debido a que la composición de las materias primas es diferente de la considerada inicialmente, debido a las condiciones medioambientales no contempladas en el diseño o debido a que la configuración de la planta o de algunos equipos es modificada como consecuencia de la disponibilidad de materiales y costos. A menudo se emplea un factor de sobrediseño en las etapas de ingeniería con el fin de reservar capacidad para futuras modificaciones de la planta.

La simulación de proceso permite predecir la influencia de estos cambios en las condiciones de operación sobre las variables de proceso y, de esta manera, establecer puntos de control más favorables mediante la simulación dinámica. Análogamente, simplifica la supervisión de las condiciones cambiantes en grandes periodos de tiempo; por ejemplo, el deterioro de los empaques aleatorios en una

columna de destilación, el ensuciamiento de intercambiadores de calor o la desactivación de un catalizador (Gil et al., 2016).

## **El simulador SuperPro Designer®**

El SuperPro Designer® es un simulador profesional de proceso desarrollado por Intelligen Incorporated, el cual facilita la modelación, evaluación y optimización de procesos integrados en una amplia gama de industrias tales como la farmacéutica, agroquímica, alimenticia, tratamiento de agua y biotecnológica. También está diseñada específicamente para procesos que incluyen componentes biológicos (Athimulam et al., 2006). En él se combinan aspectos de dibujo, cálculo y planificación en un paquete único (Gosling, 2005), mientras que puede manejar tanto procesos por lotes como continuos (Petrides et al., 2002). Aparte de la modelación de procesos, el simulador SuperPro Designer contiene varias herramientas avanzadas tales como la realización de cálculos de balances de masa y energía, base de datos extensiva para componentes y mezclas, el dimensionamiento de equipos, cálculos económicos y de rentabilidad del proceso, y la caracterización de los residuales obtenidos (Ernst et al., 1997). También es capaz de suministrar los costos de los equipos empleados en la planta (Qureshi et al., 2013). Todas estas prestaciones son muy útiles a la hora de analizar los modelos de proceso (Yu, 2011).

Resulta muy útil a la hora de obtener un costo aproximado de los equipos y los costos de operación de la planta una vez que haya finalizado la simulación (Bowen et al., 2010), y presenta la ventaja añadida de que fue desarrollado específicamente para efectuar la simulación de bioprocesos. Presenta un diseño amigable para el usuario y está arreglado para capturar los datos operacionales únicos requeridos por los procesos biológicos (Gosling, 2005). Resulta relativamente simple para elaborar diagramas de flujo para un proceso completo en donde no se requieran la integración de ecuaciones diferenciales (Kawachale & Kumar, 2011). Esto reduce el tiempo de cálculo y le permite al usuario evaluar un gran número de escenarios y opciones en un corto periodo de tiempo (Trifkovic et al., 2011). También contiene valores predeterminados para varios de los datos iniciales requeridos para efectuar la simulación, los cuales pueden ser empleados cuando los datos experimentales no están disponibles o servir de referencia para su chequeo y comparación. Sin embargo, entre sus desventajas se encuentran que presenta paquetes termodinámicos menos rigurosos, el no contener herramientas de optimización, y que no puede capturar el comportamiento dinámico deseado relacionado con operaciones dependientes de tiempo (Farid et al., 2006). La principal ventaja que presenta este simulador consiste en la gran base de datos de compuestos químicos específicos y operaciones unitarias, que posee, así como también la posibilidad de

evaluar índices de rendimientos tanto económicos como medioambientales (Taraş & Woinaroschy, 2011).

Según (Bergman, 2016), el SuperPro Designer es un software que se especializa en realizar cálculos técnico-económicos en la ingeniería de proceso, siendo capaz de establecer un proceso tanto por lotes (batch) como continuo y de suministrar bases de datos para compuestos químicos, equipamiento y aspectos económicos. Una vez inicializado el simulador y haber definido los costos y ganancias, el programa es capaz de suministrarle al usuario resultados relacionados con la estimación de costo, el cual toma en cuenta los costos capitales y de operación, así como también costos auxiliares y administrativos. Sin embargo, entre sus desventajas se encuentran (Bergman, 2016):

- Tutorial insuficiente del simulador
- Falta de conocimiento acerca de cómo un proceso por lotes o continuo afecta los resultados
- Dificultad a la hora de reciclar corrientes
- Dificultad para regular corrientes de forma automática de acuerdo con otras condiciones dentro de la simulación.
- Dificultad en la localización de fallas.

La simulación en SuperPro Designer<sup>®</sup> está centrada alrededor del diagrama de flujo del proceso. Después de escoger el modo de operación (por lotes o continuo), el usuario ubica los equipos en el espacio de trabajo y los conecta mediante una herramienta de conexión, la cual simula tuberías.

Este simulador ofrece una base de datos de compuestos químicos con un conjunto parcialmente completo de propiedades físicas. El usuario tiene que seleccionar aquellos compuestos químicos que deberán ser empleados en el proceso, y se recomienda comprobar si los parámetros físicos necesarios de estos compuestos están disponibles. Los precios de compra y venta de los compuestos químicos están asignados ocasionalmente por defecto, pero en la mayoría de los casos estos deberán insertarse manualmente por el usuario.

El SuperPro Designer<sup>®</sup> divide las corrientes en una de estas tres categorías: Materias primas, Desecho y Ganancia. Las materias primas son las corrientes de entrada y necesitan tener especificados sus precios de adquisición. Las corrientes de desecho son corrientes de salida y necesitan tener definidos sus costos de eliminación. Las corrientes de ganancias son corrientes de salida también, y necesitan tener fijados sus precios de venta (Bergman, 2016).

Después de inicializar todas las operaciones unitarias, el proceso comienza y el SuperPro Designer<sup>®</sup> soluciona todas las ecuaciones

relacionadas. Si el proceso tiene demandas de convergencia, estas son solucionadas de acuerdo con un número de iteraciones permisibles y de exactitud, las cuales son fijadas por el usuario.

Una vez completo el proceso de simulación, el usuario puede generar reportes de equipamiento, corrientes (balances de masa y energía) y resultados económicos. El resultado de los reportes económicos es dependiente de los costos capitales, los costos de operación, los precios de compra y venta de los compuestos químicos, así como también de los costos auxiliares.

En el caso de aparecer un “cuello de botella” en el proceso, el simulador añadirá unidades en paralelo de forma automática, las cuales no son visibles en el diagrama de flujo, aunque aparecen en los reportes económicos y de equipamiento. Esto se cumple para los procesos tanto por lote como continuos.

En el caso específico de fijar un reactor en el SuperPro Designer<sup>®</sup>, el usuario entra primeramente el balance químico de la reacción que tiene lugar. Esto requiere que las cantidades de sustancia se igualen tanto en los reactantes como en los productos, por lo que deben definirse de antemano la masa molar de todos los compuestos químicos utilizados. El usuario entonces agrega los parámetros que definen la naturaleza de la reacción. El simulador ofrece tres modelos para este caso (Bergman, 2016):

- Estequiométrica: En este modo, la dependencia de tiempo está fijada solamente por la temperatura.
- Equilibrio: Esta es una variación de la reacción estequiométrica, pero con constantes de equilibrio que determinan la extensión de la reacción.
- Cinética: Este modo involucra añadir parámetros cinéticos en una selección de modelos pre-definidos.

En general se deben realizar estos cuatro pasos a la hora de trabajar con el simulador SuperPro Designer®:

1. Definir el modo de operación de la planta (por lotes o continua)
2. Definirlos compuestos químicos de trabajo y entrar las propiedades físicas necesarias de no estar disponibles.
3. Construir el proceso.
4. Añadir los precios de compra y venta de las corrientes, y otros costos como salarios, electricidad, servicios auxiliares, material gastable, etc., y clasificar las corrientes como materia prima, desecho o ganancia.
5. Generar los reportes económicos.

De todos estos pasos el de construcción del proceso es por mucho el que más tiempo consume. Mediante el estudio de las guías habilitadas para ello, así como también de los ejemplos resueltos, el usuario puede ganar en conocimiento acerca de cómo crear una simulación realista.

Según se estableció con anterioridad, cuando se inicia un nuevo proceso en SuperPro Designer<sup>®</sup>, el usuario necesita especificar si el proceso opera por lotes o de forma continua. Esto es importante debido a algunas diferencias entre un modo y otros. En el caso de un proceso por lotes, se tienen las siguientes características (Bergman, 2016):

- Requiere información de planificación y programación.
- Requiere tiempo de espera del proceso
- Requiere una secuencia de operaciones unitarias para cada pieza de equipamiento.
- Permite la representación gráfica de ciertos parámetros tales como temperatura o concentración a lo largo de un periodo de tiempo determinado.

Los procesos por lotes emplean una serie de operaciones unitarias para cada equipo. Por ejemplo, en un reactor primero se agregan los

reactantes, luego se calienta (o enfría), luego ocurre la reacción química, luego se vacía y finalmente se limpia o higieniza.

Por su parte, en un proceso continuo (Bergman, 2016):

- Solamente permite que el usuario especifique las condiciones de estado estacionario.
- Puede emplearse para lograr estado estacionario en los procesos con reciclaje.

La recirculación en un proceso continuo es manejada mediante la conexión una corriente de salida con una entrada del proceso y fijar un criterio global de convergencia. En aras de que se cumpla la convergencia fijada, deberán cumplirse dos condiciones:

- Los componentes no se pueden acumular en el sistema.
- Los sistemas regulatorios necesitan ser incorporados los cuales modifican los flujos de las corrientes de acuerdo con otros parámetros dentro del sistema.

Si se alcanza la convergencia para el lazo o bucle fijado, el proceso alcanza el estado estacionario.

## **Antecedentes del empleo del simulador SuperPro Designer<sup>®</sup>**

Son varios los autores que han empleado el simulador SuperPro Designer<sup>®</sup> para evaluar o diseñar plantas químicas. En este sentido, (Ernst et al., 1997) utilizaron el simulador para diseñar un proceso de producción de heparinasa I basado en resultados experimentales obtenidos a escala de laboratorio, así como también para demostrar como el análisis de sensibilidad puede ser empleado para seleccionar entre varios sistemas de expresión, y para guiar trabajos futuros en la optimización de la eficiencia de costo de este proceso.

Athimulam y col. (Athimulam et al., 2006) modelaron y optimizaron la producción de extracto acuoso de Tongkat Ali (*Euricoma longifolia*), con el objetivo de diseñar un esquema de producción económicamente viable para un proceso de producción desarrollado localmente con una capacidad de producción anual de 390 kg.

También (Woinaroschy & Taraş, 2009) desarrollaron una aplicación servidor-cliente con el fin de hacer funcionar el simulador SuperPro Designer de forma repetitiva, dentro de bucles o lazos, para varios juegos de variables de entrada, aplicando para ello escrituras en Visual Basic. Para propósitos de optimización, esta aplicación fue conectada posteriormente con Matlab, para demostrar el potencial de aplicación de servidor-cliente en el marco de un análisis de sensibilidad y optimización aplicado al proceso de producción de ácido cítrico mediante la fermentación de almidón utilizando *Aspergillus niger*.

En otro estudio, (Vázquez & Guerra, 2011) diseñaron una planta para la producción de la enzima transglutaminasa a partir de patata empleando para ello el simulador SuperPro Designer<sup>®</sup>, con el fin de evaluar su factibilidad económica. Los resultados obtenidos durante la simulación demostraron que es económicamente factible operar una planta pequeña capaz de producir 2 700 kg/año de aditivos alimenticios conteniendo 100 U/g de transglutaminasa.

Además, (Lam et al., 2014) efectuaron un estudio tecno-económico con respecto a la producción de ácido succínico a partir de la fermentación de residuos alimenticios en Hong Kong. Para la realización de los balances de masa y energía, así como también para determinar la factibilidad económica de la propuesta tecnológica se empleó el SuperPro Designer<sup>®</sup>. Los resultados obtenidos indicaron que el proceso propuesto es factible desde el punto de vista técnico-económico.

Otros autores (Mani et al., 2016) evaluaron en SuperPro Designer<sup>®</sup> ciertos modelos cinéticos de hidrólisis de materia orgánica compleja y degradación de ácido grasos volátiles en un proceso de digestión anaerobia. También se efectuó la evaluación del modelo cinético para un sistema integrado simulado de digestión anaerobia líquida de estiércol y digestión anaerobia en estado sólido de rastrojo de maíz.

Balaska y col. (Balaska et al., 2017) optimizaron la remoción de tinte azo dispersado (Terasil Rojo), el cual es ampliamente empleado en la

industria textil, mediante la combinación de procesos de coagulación y microfiltración. Este estudio fue completado por medio del simulador SuperPro Designer, seguido de una comparación de los datos de simulación obtenidos con los valores experimentales correspondientes. Aguiar y col. (Aguiar et al., 2018) efectuaron la evaluación económica del proceso de extracción de oleoresina rica en capsaicinoides a partir de pimienta de Tabasco utilizando dióxido de carbono supercrítico, tomando en cuenta los rendimientos de tanto la oleoresina como de los capsaicinoides. En este trabajo, las simulaciones del proceso de extracción de fluido supercrítico (15 MPa y 40 °C) fueron realizadas en el simulador SuperPro Designer, con el fin de estimar el costo de fabricación de tres escalas de producción diferentes del proceso de extracción supercrítico (0,05, 0,3 y 0,5 m<sup>3</sup>).

Por otro lado, (Miranda & Mendes, 2018) utilizaron el simulador para simular el proceso de separación de un sistema etanol-agua, primeramente a través de un recipiente isotérmico tipo flash y luego empleando una columna extractiva operando en modo continuo empleando glicerol, cloruro de calcio y cloruro de sodio como agentes de separación. Los datos obtenidos en la simulación fueron comparados con los datos experimentales reportados en la literatura, con resultados adecuados.

Sayar y col. (Sayar et al., 2019) desarrollaron y evaluaron las etapas de diseño sintético preliminar de una planta de bioprocesamiento novedosa y sin precedentes, para convertir cáscara de avellana turca en

etanol lignocelulósico con énfasis en la evaluación económica. En este trabajo se empleó el simulador SuperPro Designer para realizar la evaluación económica preliminar de varios escenarios de producción en donde se simuló la influencia de la variación de varias variables operacionales y de diseño de proceso tales como capacidad de diseño de la planta, eficiencia de la operación de evaporación, y los precios de adquisición del biocatalizador y la fuente de nitrógeno, en la rentabilidad global de la planta propuesta.

Andrade y col. (Andrade et al., 2019) efectuaron la simulación computacional de un proceso de decantación para la recuperación de agua y fibra con el fin de reutilizarla, empleando para ello el simulador SuperPro Designer. En este estudio se operó en modo por lotes (*batch*), introduciendo un tanque de sedimentación para la separación de fases y analizando variables tales como flujo, composición y temperatura de la corriente de alimentación.

Por último, (Govindarajan et al., 2019) efectuaron un estudio técnico-económico relacionado con la producción de bioetanol a partir de patata dulce, con énfasis en el escalado del proceso desde escala de laboratorio hasta la planta piloto. Para llevar a cabo el análisis de rentabilidad de la propuesta tecnológica empleó el simulador SuperPro Designer, el cual ayudó también a evaluar la auto-sostenibilidad medioambiental de la planta propuesta.

El simulador SuperPro Designer también se ha utilizado para simular y comparar posteriormente cinco alternativas de tratamiento de agua

residual conteniendo suero de queso, la cual proviene de una fábrica de quesos *Cheddar* (Kotoupas et al., 2007); la simulación de una planta de levadura forrajera a partir de vinazas de destilería (Garrido et al., 2010); la simulación de la producción de etanol a partir de caña de azúcar en una destilería autónoma en Brasil (Dias et al., 2010); determinar la factibilidad económica de un proceso de recobrado de isoflavonas a partir de flores de trébol rojo mediante dos métodos de recuperación (adsorción y por membranas) (Kawachale & Kumar, 2011); la simulación del proceso de biodegradación en un bioreactor anaerobio de pequeña escala (Malakahmad et al., 2012); el estudio técnico-económico de la producción de butanol a partir de paja de trigo por la ruta fermentativa (Qureshi et al., 2013); el tratamiento biológico de aguas residuales (Lisichkov et al., 2013); y la obtención a escala industrial de fructano del tipo inulina a partir del yacón (*Smallanthus sonchifolius*) (Álvarez et al., 2019).

## Referencias bibliográficas

1. Aguiar, A. C. d., Osorio-Tobón, J. F., Silva, L. P. S., Barbero, G. F., & Martínez, J. (2018). Economic analysis of oleoresin production from malagueta peppers (*Capsicum frutescens*) by supercritical fluid extraction. *The Journal of Supercritical Fluids*, 133, 86-93.
2. Álvarez, R., González, H. R., & Montenegro, A. C. (2019). Extracción y determinación del contenido de fructanos del tipo

- inulina del yacón (*Smallanthus sonchifolius*): esquema tecnológico para su producción industrial. *Tecnología Química*, 39(1), 37-48.
3. Andrade, S. S., Theodoro, J. M., Lima, B. M. B., Mendes, M. F., & Pereira, C. d. S. S. (2019). Simulation of the recovery process of fibers generated during paper production. *Braz. J. of Develop.*, 5(4), 2589-2594.
  4. Athimulam, A., Kumaresan, S., Foo, D. C. Y., Sarmidi, M. R., & Aziz, R. A. (2006). Modelling and Optimization of *Eurycoma Longifolia* Water Extract Production. *Food and Bioproducts Processing*, 84(C2), 139-149.
  5. Auli, N. A., Sakinah, M., Bakri, A. M. M. A., Kamarudin, H., & Norazian, M. N. (2013). Simulation Of Xylitol Production: A Review. *Australian Journal of Basic and Applied Sciences*, 7(5), 366-372.
  6. Balaska, F., Chikhi, M., Meniai, A. H., Chadi, N., Touioui, A., & Bouzerara, F. (2017). Experimental study and modeling using Super Pro Designer of the elimination of a dispersed azo dye by coagulation-microfiltration. *Desalination and Water Treatment*, 82, 92-100.
  7. Bergman, E. (2016). *Evaluation of the software SuperPro Designer through simulation of a biohydrogen production process*. (Master Thesis), Lund University, Lund, Sweden.

8. Bowen, E., Kennedy, S. C., & Miranda, K. (2010). *Ethanol from Sugar Beets: A Process and Economic Analysis*. (Bachelor of Science), Worcester Polytechnic Institute, Worcester, Massachusetts.
9. Dias, M. O. S., Cunha, M. P., Jesus, C. D. F., Scandiffio, M. I. G., Rossell, C. E. V., Filho, R. M., & Bonomi, A. (2010). *Simulation of ethanol production from sugarcane in Brazil: economic study of an autonomous distillery*. Paper presented at the 20th European Symposium on Computer Aided Process Engineering – ESCAPE20.
10. Diwekar, U. (2005). Green process design, industrial ecology, and sustainability: A systems analysis perspective. *Resources, Conservation and Recycling*, 44, 215–235.
11. Ernst, S., Garro, O. A., Winkler, S., Venkataraman, G., Langer, R., Cooney, C. L., & Sasisekharan, R. (1997). Process Simulation for Recombinant Protein Production: Cost Estimation and Sensitivity Analysis for Heparinase I Expressed in *Escherichia coli*. *Biotechnology and Bioengineering*, 53(6), 575-582.
12. Farid, S. S., Washbrook, J., & Titchener-Hooker, N. J. (2006). Modelling biopharmaceutical manufacture: Design and implementation of SimBiopharma. *Computers and Chemical Engineering*, 1141-1158.

13. Garrido, N., Navarro, H., Ríos, M. D. d. l., & Pérez, I. (2010). Evaluación de alternativas de producción de levadura forrajera a partir de vinazas mediante simulación con SuperPro Designer. *ICIDCA. Sobre los Derivados de la Caña de Azúcar*, 44(2), 34-40.
14. Gil, I. D., Guevara, J. R., García, J. L., Leguizamón, A., & Rodríguez, G. (2016). *Process Analysis and Simulation in Chemical Engineering*. New York, USA: Springer.
15. Gosling, I. (2005). Process simulation and modeling for industrial bioprocessing: Tools and techniques. *Industrial Biotechnology*, 1(2), 106-109.
16. Govindarajan, D. K., Meganathan, Y., Udayakumar, G. P., & Kothandan, R. (2019). Techno-Economic Analysis for the Production of Ethanol from Ipomoea batatas (sweet potato). *American International Journal of Research in Science, Technology, Engineering & Mathematics*, 13-24.
17. Kawachale, N., & Kumar, A. (2011). Simulation, scale-up and economics of adsorption and membrane based processes for isoflavones recovery. *Chemical Engineering Research and Design*, 89, 428–435.
18. Kotoupas, A., Rigas, F., & Chalaris, M. (2007). Computer-aided process design, economic evaluation and environmental impact assessment for treatment of cheese whey wastewater. *Desalination*, 213, 238–252.

19. Kumar, A. (2015). *Process Modelling and Simulation in Chemical, Biochemical and Environmental Engineering*. Boca Raton, USA: CRC Press.
20. Lam, K. F., Leung, C. C. J., Lei, H. M., & Lin, C. S. K. (2014). Economic feasibility of a pilot-scale fermentative succinic acid production from bakery wastes. *Food and Bioproducts Processing*, 92, 282–290.
21. Lisichkov, K., Kuvendziev, S., Ljatifi, M., Zhezhov, G., & Marinkovski, M. (2013). Analysis of the Activated Sludge Wastewater Treatment Process by Application of Process Simulator. *Natura Montenegrina*, 12(3-4), 995-1002.
22. Malakahmad, A., Basri, N. E. A., & Zain, S. (2012). Design and Process Simulation of a Small Scale Waste-To-Energy Bioreactor. *Journal of Applied Sciences*, 12(24), 2586-2591.
23. Mani, S., Sundaram, J., & Das, K. C. (2016). Process simulation and modeling: Anaerobic digestion of complex organic matter. *Biomass and Bioenergy*, 93, 158-167.
24. Miranda, R. d. C., & Mendes, M. F. (2018). Simulation of the Extractive Distillation of Ethanol-Water System: Evaluation of the Influence of Different Solvents. *New Materials, Compounds and Applications*, 2(2), 152-167.
25. Peters, M. S., Timmerhaus, K. D., & West, R. E. (2003). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. New York, USA: McGraw-Hill.

26. Petrides, D. P., Koulouris, A., & Lagonikos, P. T. (2002). The Role of Process Simulation in Pharmaceutical Process Development and Product Commercialization. *Pharmaceutical Engineering*, 22(1), 1-8.
27. Phan-Thien, Y. N. (2011). *BioMASS v2.0: A New Tool for Bioprocess Simulation*. (Master of Science), Clemson University, Clemson, South Carolina.
28. Qureshi, N., Saha, B. C., Cotta, M. A., & Singh, V. (2013). An economic evaluation of biological conversion of wheat straw to butanol: A biofuel. *Energy Conversion and Management*, 65, 456–462.
29. Ranjan, S. (2017). *Process modeling and simulation for chemical engineers : theory and practice*. Hoboken, USA: John Wiley & Sons.
30. Rouf, S. A., Douglas, P. L., Moo-Young, M., & Scharer, J. M. (2001). Computer simulation for large scale bioprocess design. *Biochemical Engineering Journal*, 8, 229–234.
31. Sayar, N. A., Pinar, O., Kazan, D., & Sayar, A. A. (2019). Bioethanol Production From Turkish Hazelnut Husk Process Design and Economic Evaluation. *Waste Biomass Valor*, 10, 909-923.
32. Taraş, S., & Woinaroschy, A. (2011). Multi- Objective Optimization of Pyruvic Acid Bioprocess with a Matlab-SuperPro Designer Interface. *Sci. Bull.*, 73(3), 37-48.

33. Tochampa, W., Sirisansaneeyakul, S., Vanichsiratana, W., Srinophakun, P., Bakker, H. H. C., & Chisti, Y. (2005). A model of xylitol production by the yeast *Candida mogii*. *Bioprocess Biosyst Eng*, 28, 175–183. doi: 10.1007/s00449-005-0025-0
34. Trifkovic, M., Cardoso, S., Sheikhzadeh, M., Rohani, S., & Barghi, S. (2011). Model Assisted Design and Simulation of a Pharmaceutical Batch Process; Manufacturing of Clopidogrel Bisulfate. *Chemical Engineering*, 70-80.
35. Vázquez, M., & Guerra, M. E. (2011). Computer simulation of microbial transglutaminase production from potato wastes. *Procedia Food Science*, 1, 736-741.
36. Woinaroschy, A., & Taraş, S. (2009). Simulation and Optimization of Citric Acid Production with SuperPro Designer using a Client-Server Interface. *Rev. Chim.*, 60(9), 979-983.
37. Yu, F. (2011). Process modeling of very-high-gravity fermentation system under redox potential-controlled conditions. (Master of Science Thesis), University of Saskatchewan, Saskatoon, Saskatchewan, Canada.



# Parte II. Estudio de casos

## Caso 1. Leche de cabra en polvo

### Introducción

Los productos lácteos han sido reconocidos como una parte importante de la dieta humana, tanto en países desarrollados como en vías de desarrollo. La leche de cabra (*Capra hircus*) contiene agua, proteínas, grasas, azúcares, minerales y vitaminas, las cuales son esenciales para el mantenimiento de una buena salud (Pal *et al.*, 2017). Su calidad está enlazada con singularidades históricas y culturales directamente a través de las cadenas de producción, mercadotecnia y consumo (Yangilar, 2013). En años recientes la leche de cabra y sus productos están recibiendo gran atención en varios países del mundo. La leche de cabra fluida y sus productos procesados son útiles como alimentos funcionales para el mantenimiento de la nutrición y salud de personas jóvenes y longevas, y especialmente para aquellas que padecen de alergia a la leche de vaca. La leche de cabra puede ser empleada para preparar una gran variedad de subproductos lácteos fundamentalmente quesos (Park, 1990; Gomes & Malcata, 1998; Seifu *et al.*, 2004; Guo *et al.*, 2004;

Mukdsi *et al.*, 2013); yogurt (Domagala, 2009; Vargas *et al.*, 2008; Küçükçetin *et al.*, 2011); helados (Correia *et al.*, 2008; Pandya & Ghodke, 2007; Ranadheera *et al.*, 2013), leche en polvo (Prosser *et al.*, 2008; Pal, 2014; Reddy *et al.*, 2014) y otros productos incluyendo leche condensada y mantequilla (Pandya & Ghodke, 2007; Rodriguez *et al.*, 2003).

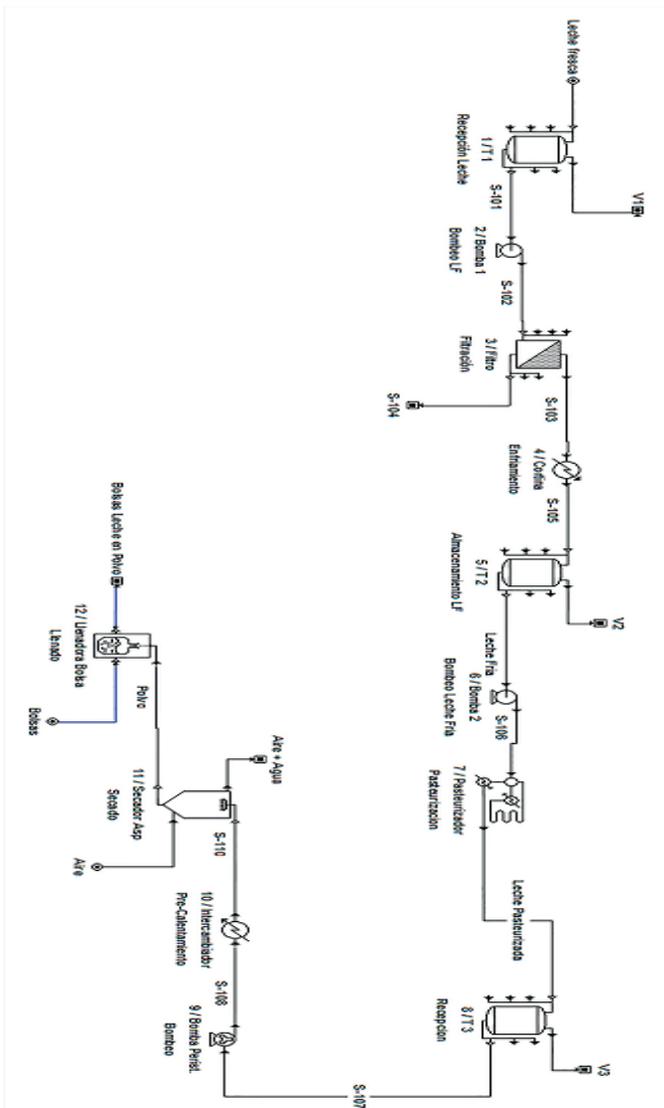
La leche en polvo se prepara a partir de la remoción del agua contenida en la leche líquida (Pal *et al.*, 2017). Presenta mejores cualidades para el mantenimiento de su calidad, demanda de menos espacio de almacenamiento y requiere menores costos de transportación (Pal, 2014).

En el presente caso de estudio se realiza la simulación del proceso de producción de leche de cabra en polvo mediante el simulador SuperPro Designer<sup>®</sup>, con el fin de determinar su parámetros técnico-económicos más importantes y determinar la rentabilidad del proceso productivo. También se propone una alternativa de producción (Variante) consistente en la introducción en el proceso productivo de un segundo secador por atomización para reducir el tiempo de secado, evaluándose también el impacto económico de esta propuesta y su posterior comparación con los resultados obtenidos en el Caso Base.

## **Descripción del proceso de producción de leche de cabra en polvo (Caso Base)**

En la Figura 1 se presenta el diagrama de flujo del proceso de producción (Caso Base) obtenido mediante el simulador SuperPro Designer<sup>®</sup>. Se vierten 1 977,6 kg/lote de leche de cabra fresca en un tanque de 4 m<sup>3</sup> de volumen, la cual es bombeada a continuación hacia un filtro colador para remover partículas extrañas que puedan existir en suspensión. A la salida del filtro, la leche transita por un intercambiador de calor (enfriador) donde se reduce su temperatura hasta 4 °C utilizando glicol como medio de enfriamiento. La leche fría a 4 °C es almacenada en un tanque isotérmico de 4 m<sup>3</sup> de capacidad. Una vez enfriada, la leche es pasteurizada a 72 °C, y luego enfriada hasta 10 °C en el mismo equipo, el cual emplea vapor de agua y agua fría como agentes de calentamiento y enfriamiento, respectivamente. La leche pasteurizada a 10 °C de temperatura es almacenada en un tanque isotérmico de 3,5 m<sup>3</sup> de capacidad, desde donde se envía por medio de una bomba peristáltica hacia un intercambiador de calor de tubo en tubo para incrementarle su temperatura hasta 60 °C, para entonces ser enviada de forma continua hacia el secador por atomización a un caudal de alimentación de 40 L/h y con una temperatura de entrada del aire de secado de 200 °C. En el

secador se obtiene la leche en polvo a una temperatura de 70 °C y una humedad de 4,0 %. Por último, la leche en polvo es envasada en bolsas de nailon con una capacidad de almacenamiento de 600 g cada una, utilizando para ello una llenadora de bolsas con una capacidad de llenado de 36 bolsas por hora.



**Figura 1. Diagrama de flujo del proceso de producción de leche de cabra en polvo (Caso Base)**

## **Aspectos tomados en cuenta para efectuar la simulación**

Se toma una capacidad de procesamiento de 1 977,6 kg de leche de cabra fresca por lote, con un período de construcción de la planta de 18 meses y 3 meses para efectuar la arrancada y puesta en marcha. Todos los valores y resultados tanto económicos como monetarios se expresan en pesos cubanos (PC). La planta operará 11 meses al año, con 1 mes disponible para efectuar labores de mantenimiento de equipos y sistemas auxiliares, mientras que se considera que tendrá un tiempo de vida de 20 años. Se asume un 11% de interés para determinar el VAN, un 32% de impuestos por concepto de ingresos, se gastan PC \$ 5 000 al año por concepto de publicidad y ventas, y que la planta operará al 80 % de su capacidad total durante los cinco primeros años, para luego operar al 90 % por el resto del tiempo de vida. Se supone que no existe rechazo de producto por no cumplir con los requisitos de calidad, que el costo de arrancada y validación se toma como un 5% del capital fijo directo, que el costo relacionado con el funcionamiento del laboratorio se toma como un 15% del costo total de mano de obra, y que no existe gasto económico debido a procesos de investigación y desarrollo (I+D) en la planta. Se estima la contribución de cada

componente sobre la inversión de capital fijo basados en el rango sugerido por (Peters et al., 2003). Se toma además un salario de PC \$ 1,36/h para operarios y personal de mantenimiento, y de PC \$ 2,00/h para supervisores y personal de dirección, mientras que el costo de adquisición tanto de la leche fresca de cabra como de las bolsas de nailon vacías se toma en PC \$ 5,00/L y \$ PC 0,10/bolsa, respectivamente. La planta emplea todos los servicios auxiliares comúnmente consumidos en una planta de este tipo, esto es, agua de enfriamiento, electricidad, vapor de agua y aire comprimido (Tabla 1). Se asumió que el costo de tratamiento de aguas residuales (principalmente aguas residuales provenientes de las operaciones de limpieza y desinfección de equipamiento, accesorios y áreas) es de 30 % de los costos de operación, y se especificó un costo de la electricidad de \$ 1,20/kWh. Por último, el costo de venta de la bolsa de leche de cabra en polvo de 600 g se toma igual a PC \$ 18,00.

**Tabla 1. Servicios auxiliares consumidos por la planta de producción, y su costo unitario**

<b>Servicio auxiliar</b>	<b>Costo unitario (PC \$/Ton)</b>
Agua fría	0,40
Agua de enfriamiento	0,05
Vapor de agua	3,50

## **Costo del equipamiento**

La siguiente tabla (Tabla 2) muestra el costo del equipamiento utilizado en el proceso productivo (Peters *et al.*, 2003; Towler & Sinnott, 2008, Perry & Green, 2008).

**Tabla 2. Costo del equipamiento utilizado en el proceso de producción de leche de cabra en polvo**

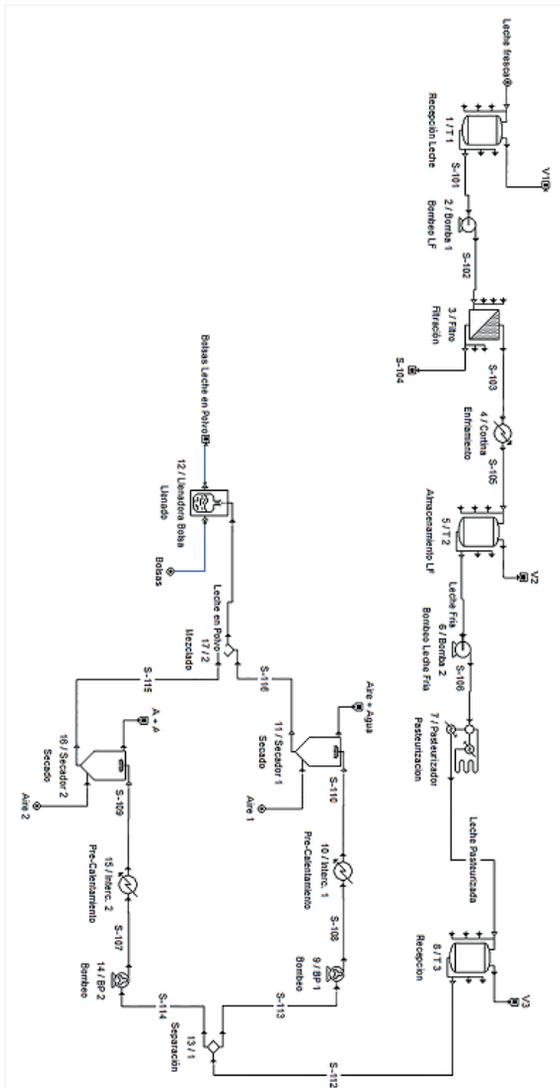
<b>Equipo</b>	<b>Descripción</b>	<b>Costo (PC \$)</b>
Tanque de recepción de leche	Volumen: 4000 L	12.000
Bomba centrífuga 1	Potencia: 5 kW	173
Filtro colador		57
Enfriador de leche fresca	Área de transferencia de calor: 80 m <sup>2</sup>	549
Tanque de almacenamiento de leche fría	Volumen: 4000 L	12 000
Bomba centrífuga 2	Potencia: 5 kW	173

Pasteurizador	Capacidad: 2000 L/h	1 768
Tanque almacenamiento leche pasteurizada	Capacidad: 3500 L	12 000
Bomba peristáltica	Potencia: 1,5 kW	1 500
Pre calentador	Área de transferencia de calor: 50 m <sup>2</sup>	600
Secador por atomización	Díámetro: 1,60 m Altura: 3,50 m	253 400
Llenadora de bolsas	Capacidad: 36 bolsas/h	15 000

### **Propuesta de alternativa de producción (Variante)**

Se consideró adicionar un segundo secador por atomización al proceso productivo (Fig. 2), con el fin de acortar el tiempo de procesamiento de un lote y evaluar así la influencia de este cambio en el posible incremento de la rentabilidad global de la planta de producción. La introducción de un equipo de este tipo en el proceso productivo también conlleva la inclusión de una bomba peristáltica y un pre calentador adicional, los cuales tendrán un costo de adquisición similar al empleado en el Caso Base para estos equipos, esto es, PC \$ 1.500 y PC \$ 600 respectivamente. El secador por atomización también tendrá un costo de adquisición semejante con respecto al utilizado en el

Caso Base, es decir, PC \$ 253 400. Para la simulación de la Variante se tomaron en cuenta todos los aspectos y cuestiones asumidos con anterioridad para llevar a cabo la simulación del Caso Base.



**Figura 2. Diagrama de flujo de proceso de producción de leche de cabra en polvo utilizando dos secadores por atomización (Variante)**

La Tabla 3 muestra los resultados de los principales indicadores técnico-económicos obtenidos durante la simulación del proceso de producción de leche de cabra en polvo (Caso Base) en el SuperPro Designer®.

**Tabla 3. Principales indicadores técnico-económicos obtenidos a partir de la simulación del Caso Base en el simulador SuperPro Designer®.**

<b>Indicador</b>	<b>Valor</b>
Inversión total de capital [PC \$]	2 772 000
Costo de operación anual [PC \$/año]	3 095 000
Costo unitario de producción [PC \$/bolsa]	13,05
Período de Recuperación de la Inversión (PRI) [años]	2,70
Tasa Interna de Retorno (TIR) [%]	33,83
Valor Actual Neto (VAN) [PC \$]	3 842 000
<i>Costo Total Directo de la Planta (CTDP)</i>	
Costo de adquisición del equipamiento [PC \$]	387 000
Instalación [PC \$]	188 000
Tuberías [PC \$]	135 000
Instrumentación [PC \$]	155 000

Aislamiento [PC \$]	12 000
Instalaciones eléctricas [PC \$]	39 000
Edificaciones [PC \$]	174 000
Mejoras del terreno [PC \$]	58 000
Servicios auxiliares [PC \$]	155 000
<b><i>CTDP</i></b> [\$]	<b><i>1 303 000</i></b>
<i>Costo Total Indirecto de la Planta (CTIP)</i>	
Ingeniería [PC \$]	325 000
Construcción [PC \$]	455 000
Pagos al contratista [PC \$]	104 000
Contingencias [PC \$]	208 000
<b><i>CTIP</i></b> [\$]	<b><i>1 092 000</i></b>
<b><i>Capital Fijo Directo (CFD) = CTDP + CTIP</i></b> [\$]	<b><i>2 395 000</i></b>
<i>Otros</i>	
Capital de trabajo [PC \$]	259 000
Costo de arrancada [PC \$]	120 000
Producción anual de bolsas de leche de cabra en polvo [bolsas/año]	237 146
Ingresos anuales gruesos [PC \$/año]	1 173 000
Ingresos anuales netos [PC \$/año]	1 025 000
Ganancias totales anuales [PC \$/año]	4 269 000

Margen grueso [%]	27,48
Retorno de la Inversión [%]	36,98
Tiempo del lote [h]	33,63
Número de lotes por año [lotes/año]	280

Según lo mostrado en la Tabla 3, la inversión total de capital ascendió a \$ 2,772 millones, con un costo unitario de producción de PC \$ 13,05/bolsa, obteniéndose un VAN positivo (PC \$ 3.842.000), una TIR superior al 30 % (33,83 %) y un PRI inferior a 3 años (2,70 años), lo cual es un indicador de rentabilidad y viabilidad económica (Peters et al., 2003; Baca, 2005; Towler & Sinnott, 2008; Baca, 2010).

### **Principales indicadores técnico económicos obtenidos durante la simulación de la Variante**

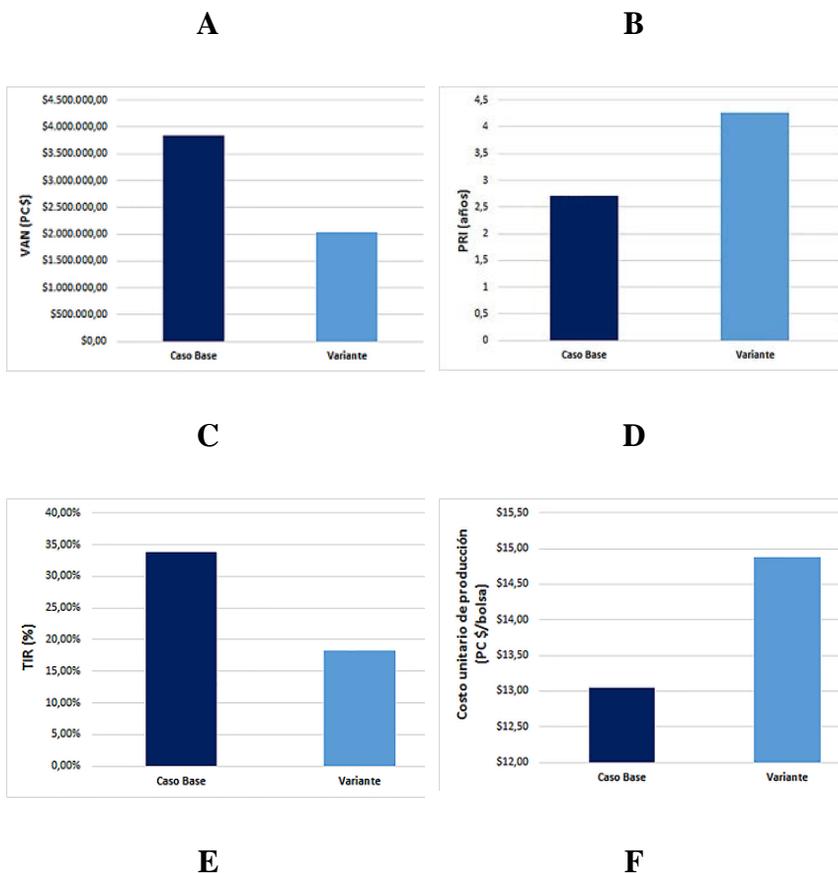
En la Tabla 4 se exponen los resultados de los principales indicadores técnico- económicos obtenidos a partir de la simulación de la Variante en el simulador SuperPro Designer®.

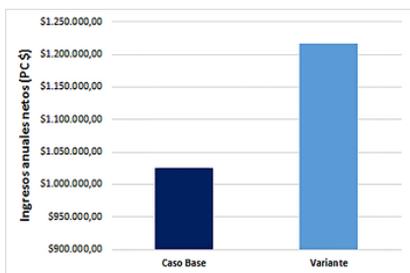
**Tabla 4. Principales indicadores técnico-económicos obtenidos durante la simulación de la Variante.**

<b>Indicador</b>	<b>Valor</b>
Inversión total de capital [PC \$]	5 184 000

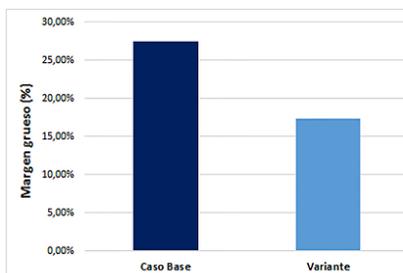
Costo de operación anual [PC \$/año]	5 521 000
Costo unitario de producción [PC \$/bolsa]	14,87
Período de Recuperación de la Inversión (PRI) [años]	4,26
Tasa Interna de Retorno (TIR) [%]	18,20
Valor Actual Neto (VAN) [PC \$]	2 030 000
Capital de trabajo [PC \$]	460 000
Costo de arrancada [PC \$]	225 000
Producción anual de bolsas de leche de cabra en polvo [bolsas/año]	371 218
Ingresos anuales gruesos [PC \$/año]	1 161 000
Ingresos anuales netos [PC \$/año]	1 217 000
Ganancias totales anuales [PC \$/año]	6 682 000
Margen grueso [%]	17,38
Retorno de la Inversión [%]	23,47
Tiempo del lote [h]	21,63
Número de lotes por año [lotes/año]	487

La Fig. 3 muestra una comparación de los valores de VAN, TIR, PRI, costo unitario de producción, ingresos anuales netos, margen grueso, retorno de la inversión e inversión total de capital obtenidos para la Variante con respecto al Caso Base.





**G**



**H**

**Figura 3. Comparación de los principales indicadores técnico-económicos obtenidos para el Caso Base y la Variante.**

- A. VAN**
- B. TIR**
- C. PRI**
- D. Costo unitario de producción**
- E. Ganancias netas anuales**
- F. Margen grueso**
- G. Retorno de la inversión**
- H. Inversión total de capital**

De acuerdo con los resultados mostrados en la Tabla 4, la introducción de un segundo secador por aspersión en el proceso productivo reduce el valor del VAN en 1,89 veces y el valor de la TIR en 1,86 veces, mientras que incrementa el valor del PRI en 1,58 veces para la Variante con respecto al Caso Base. También se incrementa la inversión total de capital en un 46,5

%, los costos anuales de operación en un 43,9 %, el costo unitario de la bolsa de leche en polvo en un 12,2 %, la producción anual de bolsas en un 36,1 %, el número total de lotes anuales en un 42,5 % y las ganancias totales anuales en un 36,1 %. Por otra parte se reducen el margen grueso en un 36,7 %, el retorno de la inversión en un 36,5 % y el tiempo de un lote en un 35,7 %. Por último, se incrementa tanto el capital de trabajo como el costo de arrancada en PC \$ 201 000 y PC \$ 105 000, respectivamente. Esto es, se incrementan los costos fijos, los costos de operación, el costo unitario de producción, así como también las ganancias anuales a obtener, mientras que se reducen los valores de VAN, TIR, retorno de la inversión y el margen grueso del proceso. Los resultados obtenidos indican que no resulta rentable incluir un secador por aspersion adicional en el proceso productivo debido a que reduce los resultados de VAN y TIR, mientras que incrementa el valor del PRI en comparación con los valores obtenidos de estos parámetros en el Caso Base, disminuyendo además otros indicadores económicos de importancia tales como el retorno de la inversión y el margen grueso.

## Conclusiones

1. La simulación del Caso Base permitió obtener valores de VAN, TIR y PRI de PC \$ 3 842 000, 33,83 % y 2,70 años, respectivamente, calificando el proceso productivo de económicamente rentable.
2. La simulación de la Variante condujo a la obtención de valores de VAN, TIR y PRI de PC \$ 2.030.000, 18,20 % y 4,26 años, respectivamente.
3. La introducción de un secador por aspersion adicional (Variante) en el proceso productivo disminuye la rentabilidad global del mismo, ya que disminuyen los valores de VAN y TIR en 1,89 y 1,86 veces, respectivamente, y se incrementa el valor del PRI en 1,58 veces.

**NOTA:** Este trabajo se puede encontrar publicado en la siguiente dirección web:  
<https://revistas.eia.edu.co/index.php/reveia/article/view/1330/12>  
77

## Referencias Bibliográficas

1. Baca, G. (2005). *Ingeniería Económica* (8va ed.). Bogotá D.C., Colombia: Fondo Educativo Panamericano.

2. Baca, G. (2010). *Evaluación de proyectos*. México D.F., México: McGraw-Hill/Interamericana Editores S.A de C.V.
3. Correia, R. T. P., Magalhães, M. M. d. A., Pedrini, M. R. d. S., Cruz, A. V. F. d., & Clementino, I. (2008). Ice cream made from cow and goat milk: chemical composition and melting characteristics. *Revista Ciencia Agronomica*, 39(2), 251-256.
4. Domagala, J. (2009). Instrumental texture, syneresis and microstructure of yoghurts prepared from goat, cow and sheep milk. *Int. J. Food Prod.*, 12, 605-615.
5. Gomes, A. M. P., & Malcata, F. X. (1998). Development of probiotic cheese manufactured from goat milk: response surface analyses via technological manufacture. *J. Dairy Sci.*, 81, 1492-1507.
6. Guo, M., Park, Y. W., Dixon, P. H., Gilmore, J. A., & Kindstedt, P. S. (2004). Relationship between the yield of cheese (Chevre) and chemical composition of goat milk. *Small Ruminant Research*, 52, 103-107.
7. Küçükçetin, A., Demir, M., Asci, A., & Comak, E. M. (2011). Graininess and roughness of stirred yoghurt made with goat's, cow's or a mixture of goat's and cow's milk. *Small Ruminant Research*, 96, 173-177.
8. Mukdsi, M. C. A., Haroc, C., González, S. N., & Medina, R. B. (2013). Functional goat milk cheese with feruloyl esterase activity. *Journal of Functional Foods*, 5, 801-809.

9. Pal, M. (2014). *Goat milk and its potential in dairy industry*. (MSc Thesis), College of Veterinary Medicine, Addis Ababa University, Debre Zeit, Ethiopia.
10. Pal, M., Dudhrejiya, T. P., & Pinto, S. (2017). Goat milk products and their significance. *Beverage & Food World*, 44(7), 21-25.
11. Pandya, A. J., & Ghodke, K. M. (2007). Goat and sheep milk products other than cheeses and yoghurt. *Small Ruminant Research*, 68, 193-206.
12. Park, Y. W. (1990). Nutrient profiles of commercial goat milk cheeses manufactured in the United States. *J. Dairy Sci.*, 73, 3059-3067.
13. Perry, R. H., & Green, D. (2008). *Chemical Engineers' Handbook* (8th ed.). New York, USA: McGraw-Hill.
14. Peters, M., Timmerhaus, K., & West, R. (2003). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* (5th ed.). New York, USA: McGraw-Hill.
15. Prosser, C. G., McLaren, R. D., Frost, D., Agnew, M., & Lowry, D. J. (2008). Composition of the non-protein nitrogen fraction of goat whole milk powder and goat milk-based infant and follow-on formulae. *International Journal of Food Sciences and Nutrition*, 59, 123-133.
16. Ranadheera, C. S., Evans, C. A., Adams, M. C., & Baines, S. K. (2013). Production of probiotic ice cream from goat's milk

- and effect of packaging materials on product quality. *Small Ruminant Research*, 112, 174-180.
17. Reddy, R. S., Ramachandra, C. T., Hiregoudar, S., Nidoni, U., Ram, J., & Kammar, M. (2014). Influence of processing conditions on functional and reconstitution properties of milk powder made from Osmanabadi goat milk by spray drying. *Small Ruminant Research*, 119, 130-137.
  18. Rodriguez, A., Bungler, A., Castro, E., Sousa, I., & Empis, J. (2003). Development and optimization of cultured goat cream butter. *Journal of American Oil Chemical Society*, 80, 987-992.
  19. Seifu, E., Buys, E. M., & Donkin, E. F. (2004). Quality aspects of Gouda cheese made from goat milk preserved by the lactoperoxidase system. *International Dairy Journal*, 14, 581-589.
  20. Towler, G., & Sinnott, R. (2008). *Chemical Engineering Design - Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design* (1st ed.). London, UK: Butterworth-Heinemann.
  21. Vargas, M., Chafer, M., Albors, A., Chiralt, A., & Gonzalez-Martinez, C. (2008). Physicochemical and sensory characteristics of yoghurt produced from mixtures of cows' and goats' milk. *International Dairy Journal*, 18, 1146-1152.

22. Yangilar, F. (2013). As a Potentially Functional Food: Goats' Milk and Products. *Journal of Food and Nutrition Research*, 1(4), 68-81.

## **Caso 2. Ácido cítrico a partir de bagazo de caña de azúcar**

### **Introducción**

El ácido cítrico es un ácido orgánico débil encontrado en los cítricos. En la actualidad constituye uno de los ácidos más usados a escala industrial, fundamentalmente en las industrias alimenticia (70 % del total) y farmacéutica (12 %) como agente preservante, saborizante y aditivo (Krupavathi & Mangala, 2015). Son precisamente estas propiedades las que han ubicado a esta sustancia en una posición predominante en el mercado internacional contemporáneo, aunque la competencia intensa existente entre los diferentes productores, así como también el amplio rango que presenta, han requerido la búsqueda de rutas de producción más eficientes para reducir costos e incrementar la productividad (Kumar & Jain, 2008). Aunque el ácido cítrico puede obtenerse a escala industrial mediante la síntesis química, los costos involucrados en esta ruta son mayores comparados con aquellos obtenidos a través de la fermentación microbiana. En la actualidad, el método de producción principal aplicado a escala industrial para obtener ácido cítrico es la fermentación sumergida utilizando el hongo filamentoso *Aspergillus niger* (Kumar & Jain, 2008; Darouneh et al., 2009).

Actualmente no existen plantas de producción de ácido cítrico operando en Cuba (Blanco & Herryman, 2005), por lo que este constituye un producto totalmente importado por el gobierno del país. En consecuencia se han llevado a cabo varios estudios, investigaciones y proyectos en los últimos años, relacionados mayormente con la determinación de la factibilidad económica de plantas de ácido cítrico presentando diferentes capacidades de producción (5.000; 7.500 y 10.000 t/año) y ubicada en la región central del país (Lopez & Cruz, 2009; López et al., 2006), así como también la estimación de la demanda de ácido cítrico también en la región central del país, considerando tres condiciones económicas (óptima, recesión y probable) (Cruz, 2006).

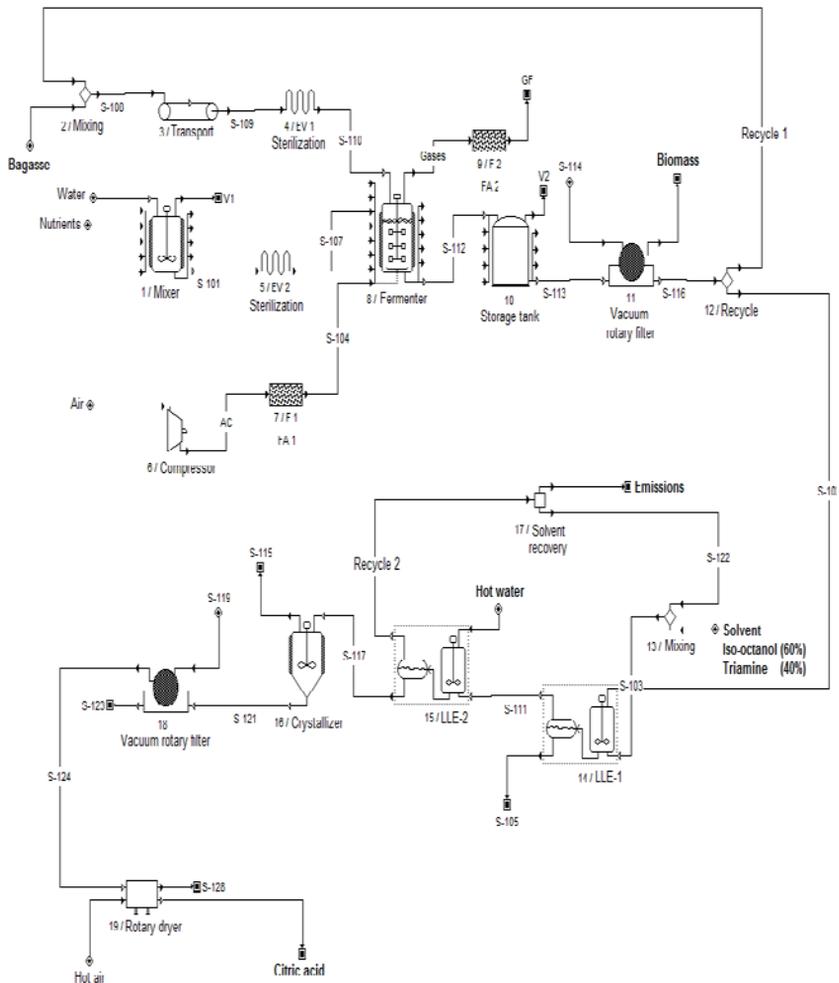
En los últimos años se han considerado varias materias primas para llevar a cabo la producción de ácido cítrico, desde hidrolizado de almidón de maíz (Amenaghawon & Aisien, 2012), pulpas de frutas (Gomashe et al., 2013), salvado de avena (Raja & Kruthi, 2013), mazorca de maíz (Ahmed, 2014) hasta melaza de caña de azúcar (Ikram-Ul-Haq et al., 2002). Varios investigadores han utilizado satisfactoriamente el bagazo de caña de azúcar como sustrato principal para la producción de ácido cítrico mediante la ruta fermentativa (Abdullah-Al-Mahin et al., 2008; Abdullah-Al-Mahin et al., 2012; Yadegary et al., 2013; Sharan et al., 2015). En Cuba, el bagazo de caña de azúcar se emplea fundamentalmente como combustible, por lo

que este residuo agrícola puede ser empleado como materia prima barata y relativamente abundante para la producción de ácido cítrico.

Los objetivos de este estudio consisten en determinar la rentabilidad económica de una planta de producción de ácido cítrico, consumiendo bagazo de caña de azúcar como materia prima principal, considerando las condiciones económicas actuales de Cuba y mediante el empleo del simulador SuperPro Designer®.

## **Descripción del proceso de producción de ácido cítrico a partir de bagazo de caña de azúcar**

El proceso de producción de ácido cítrico a partir de bagazo de caña de azúcar es descrito en el diagrama de flujo mostrado en la Figura 1.



**Figura 1: Diagrama de flujo del proceso de producción de ácido cítrico a partir de bagazo de caña de azúcar por la ruta fermentativa**

En este proceso, el bagazo es mezclado con una corriente de reciclo líquida conteniendo mayormente agua, glucosa y ácido cítrico, la cual proviene de un filtro rotatorio al vacío. Esta mezcla es enviada hacia un intercambiador de calor en donde es esterilizada a 140 °C, para ser bombeada entonces hacia el fermentador industrial. En otra sección de la planta, se mezclan urea, sulfato de amonio y agua en un tanque de mezclado por 2 horas aproximadamente, para obtener la solución de nutrientes. Una vez finalizado el periodo de agitación, la solución resultante es bombeada hacia un intercambiador de calor para ser esterilizada antes de ser alimentada al fermentador industrial. El microorganismo empleado para efectuar la transformación aerobia de la glucosa en ácido cítrico es el *Aspergillus niger*. La fermentación industrial es realizada bajo los siguientes parámetros de fermentación: tasa de aireación de 1,25 vvm, velocidad de agitación de 250 rpm, pH de 4,0 y una temperatura de 30°C. Una vez finalizada la fermentación industrial, el caldo de fermentación obtenido es enviado hacia un tanque de almacenamiento de 200 m<sup>3</sup> de capacidad, para ser bombeado entonces hacia un filtro rotatorio al vacío (área de filtrado: 80 m<sup>2</sup>), del cual se obtienen dos corrientes de salida: una líquida (conteniendo mayormente ácido cítrico y glucosa) y otra sólida (conteniendo mayormente biomasa). La corriente líquida obtenida del filtro rotatorio es enviada hacia un Extractor Líquido-Líquido (ELL 1), en donde es lavada usando una mezcla líquida compuesta por un 60% de iso-octanol y 40% de triamina como solvente principal. Del extractor se

obtienen dos corrientes de salida, la fase *ligera* (conteniendo mayormente ácido cítrico) y la fase *pesada* o *densa* (conteniendo esencialmente agua y glucosa). La corriente de fase ligera es enviada hacia un segundo Extractor Líquido-Líquido (ELL 2), en donde se emplea agua caliente como solvente, mientras que la fase pesada es enviada hacia la planta de tratamiento de residuales. Se recomienda evaluar la instalación de operaciones adicionales de tratamiento de residuales para recuperar la glucosa contenida en la corriente de fase pesada antes de ser vertida, con el fin de ser comercializada como producto valioso. La fase pesada obtenida en el ELL 2 es enviada hacia el cristalizador continuo, mientras que la fase ligera es recirculada hacia el ELL 1. En el cristalizador ocurre la formación y posterior acumulación de cristales de ácido cítrico dentro de una fase líquida densa llamada licor madre. Este licor madre es enviado hacia un segundo filtro rotatorio al vacío para separar la fase sólida (cristales de ácido cítrico) de la fase líquida (sirope). Finalmente, los cristales de ácido cítrico separados son deshidratados en un secador rotatorio, obteniendo al final el producto final (ácido cítrico granulado) con un ~ 99 % de pureza. El sirope es vendido a trabajadores agrícolas y agricultores como alimento animal enriquecido.

## **Simulación del proceso de producción de ácido cítrico**

El proceso de producción de ácido cítrico a partir de bagazo de caña de azúcar fue simulado en el simulador profesional de proceso SuperPro Designer<sup>®</sup>, haciendo uso de las herramientas de balance de masa y energía, diseño de equipo y cálculos económicos contenidos en este, el cual fue referido como el *Caso Base*. Fue seleccionada esta tecnología de acuerdo con las recomendaciones establecidas por (Guerra, 2015), como esquema de diversificación para la industria azucarera cubana con el fin de obtener productos exportables a partir de residuos lignocelulósicos de la caña de azúcar. La simulación del Caso Base en SuperPro Designer<sup>®</sup> permitió obtener valores de todos los parámetros técnico-económicos que caracterizan este tipo de proceso de producción, esto es, inversión total de capital, VAN, TIR, PRI, retorno de la inversión, costos de operación, capital de trabajo, entre otros.

Para efectuar la simulación del proceso se asumió un periodo de construcción de la planta de 15 meses, con 3 meses para realizar operaciones de arrancada. El VAN fue determinado considerando un 15% de interés (Guerra, 2015), se estimó que el proyecto tiene un tiempo de vida promedio de 15 años, y se asumió un 25% de impuestos por concepto de ingresos (Guerra, 2015). Los costos de

validación y arrancada se asumieron como un 18% del Costo Total Directo de la Planta (CTDP), mientras que los costos relacionados con el aseguramiento y control de la calidad se suponen alrededor del 25 % de los costos de mano de obra.

Se tomó en cuenta que la planta opera al 60 % de su capacidad de producción total durante los primeros 2 años, para operar entonces al 90 % por el resto de su tiempo de vida. La planta emplea todos los servicios auxiliares comúnmente consumidos en una planta de este tipo, esto es, agua de enfriamiento, electricidad, vapor de agua y aire comprimido. Se supone que la planta trabaja 11 meses por año, con 1 mes para efectuar operaciones usuales de mantenimiento e ingeniería. El precio de venta final del producto (cristales de ácido cítrico) fue tomado como US \$ 2 500/t (COMTRADE, 2016; ICIS, 2016), y se asumió que el costo de tratamiento de aguas residuales (principalmente aguas residuales provenientes de las operaciones de limpieza y desinfección de equipamiento, accesorios y áreas) es de 30 % de los costos de operación. Se seleccionó una capacidad de producción anual de la planta de 5 000 toneladas de ácido cítrico para este estudio tomando en cuenta resultados previos publicados en (López et al., 2006) y (Lopez & Cruz, 2009), los cuales establecen que esta debe ser la capacidad mínima que debe presentar una planta de producción de ácido cítrico en Cuba con el fin de ser rentable desde el punto de vista económico.

Se asumió un costo de mano de obra de US \$ 4,50 y US \$ 7,00 por hora para un operario y supervisor, respectivamente, mientras que se especificó un costo de la electricidad de US \$ 1,20/KW-h.

Finalmente, se proyectó construir la planta de producción de ácido cítrico anexa a una fábrica de azúcar, con el fin de recibir un suministro constante de vapor y agua de enfriamiento, los cuales serán adquiridos de la fábrica de azúcar de acuerdo a los precios mostrados en la Tabla 3.

La Tabla 1 muestra el costo del equipamiento principal usado en el proceso de producción, mientras que las Tablas 2 y 3 exponen el costo de las principales materias primas y servicios auxiliares consumidos, respectivamente.

**Tabla 1. Costo del equipamiento principal usado en la planta de producción de ácido cítrico.**

<b>Equipamiento</b>	<b>Can tida d</b>	<b>Descr ipció n</b>	<b>Costo (US \$)</b>
Tanque de mezclado	1	60 m <sup>3</sup>	113 000
Intercambiador de calor de tubo y coraza	1	100 m <sup>3</sup> /h	10 000
Intercambiador de calor de placas	1	40	43

		m <sup>3</sup> /h	000
Compresor centrífugo	1	35 kW	40 000
Filtro de aire	2	1,2 m <sup>3</sup> /mi n	1 000
Filtro de los gases de salida	2	1,2 m <sup>3</sup> /mi n	2 000
Fermentador industrial	3	240 m <sup>3</sup>	900 000
Tanque de recepción	4	150 m <sup>3</sup>	240 000
Filtro rotatorio al vacío # 1	3	80 m <sup>2</sup>	75 000
Filtro rotatorio al vacío # 2	2	70 m <sup>2</sup>	70 000
Transportador de cinta	2	12 m	108 000
Mezclador-Extractor # 1	1	100 m <sup>3</sup> /h	165 000
Mezclador-Extractor # 2	1	100 m <sup>3</sup> /h	180 000

Cristalizador	4	350 m <sup>3</sup>	600 000
Secador rotatorio	1	3 m	25 000
Equipamiento adicional (bombas, equipos de laboratorio, aire acondicionados, motores, etc.)	-		1.385. 000
<b>TOTAL</b>			<b>3.957. 000</b>

**Tabla 2: Costo unitario de las materias primas**

<b>Materia prima</b>	<b>Costo unitario (US \$/kg)</b>	<b>Cantidad anual (kg/año)</b>	<b>Costo anual (US \$)</b>
Sulfato de amonio	0,080	77 689	6 215
Urea	0,150	530 108	79 516
Bagazo	0,300	12 760 200	3 828 060
Solvente (60% iso-octanol and 40% triamina)	0,200	239 598	47 920
Agua	0,001	85 598 783	85 599

NaOH (1 M)	0,020	24 560	491
<b>TOTAL</b>			<b>4.047.801</b>

**Tabla 3: Servicios auxiliares suministrados por la fábrica de azúcar y su costo unitario**

<b>Servicio auxiliar</b>	<b>Costo unitario (US \$/MT)</b>
Agua fría	0,40
Agua de enfriamiento	0,05
Vapor de agua	3,50

## **Principales resultados técnico-económicos obtenidos durante la simulación del Caso Base**

La Tabla 6 muestra los resultados de los principales indicadores técnico-económicos obtenidos durante la simulación del proceso de producción de ácido cítrico (Caso Base) utilizando el simulador *SuperPro Designer*<sup>®</sup>. Los porcentajes de los costos relacionados con la inversión de capital fijo se estimaron sobre la base de la metodología publicada en (Peters et al., 2003).

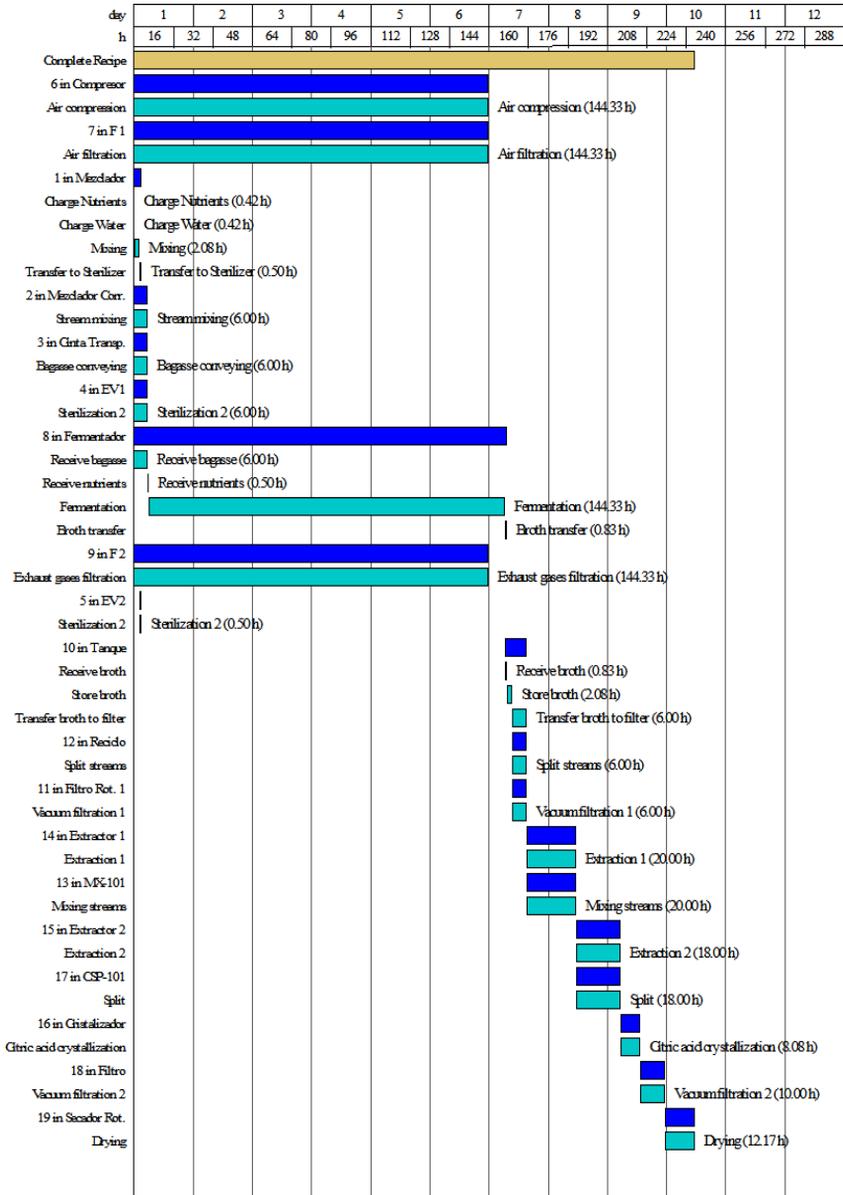
**Tabla 6: Principales indicadores técnico-económicos obtenidos durante la simulación del proceso de producción de ácido cítrico usando el simulador *SuperPro Designer*<sup>®</sup>.**

<b>Indicador</b>	<b>Value</b>
Inversión total de capital [US \$]	28 745 000
Costo de operación anual [US \$/año]	6 361 000
Costo unitario de producción [US \$/kg]	1,23
Período de Recuperación de la Inversión (PRI) [años]	4,69
Tasa Interna de Retorno (TIR) [%]	16,48
Valor Actual Neto (VAN) [US \$]	2 429 000
<i>Costo Total Directo de la Planta (CTDP)</i>	
Costo de adquisición del equipamiento [US \$]	3 958 000
Instalación [US \$]	3 163 000
Tuberías [US \$]	1 583 000
Instrumentación [US \$]	1 583 000
Aislamiento [US \$]	119 000
Instalaciones eléctricas [US \$]	554 000
Edificaciones [US \$]	1 544 000
Mejoras del terreno [US \$]	594 000
Servicios auxiliares [US \$]	1 425 000
<b>CTDP [US \$]</b>	<b>14 523 000</b>
<i>Costo Total Indirecto de la Planta (CTIP)</i>	
Ingeniería [US \$]	3 776 000
Construcción [US \$]	5 083 000
Pagos al contratista [US \$]	1 169 000
Contingencias [US \$]	2 338 000

<b>CTIP [US \$]</b>	<b>12 366 000</b>
<b>Capital Fijo Directo (CFD) = CTDP + CTIP [US \$]</b>	<b>26 889 000</b>
<i>Otros</i>	
Capital de trabajo [US \$]	512 000
Costo de arrancada [US \$]	1 344 000
Tasa de producción anual de ácido cítrico [t/año]	5 178
Ingresos anuales gruesos [US \$/año]	6 585 000
Ingresos anuales netos [US \$/año]	6 124 000
Margen grueso [%]	50,85
Tiempo del lote [h]	228
Número de lotes por año [lotes/año]	50

De acuerdo con los resultados mostrados en la Tabla 6, para una planta de ácido cítrico con una inversión inicial superior a US\$ 28 millones, el PRI tuvo un valor inferior a 5 años, la TIR fue superior al 15% y el VAN fue positivo (US\$ 2 429 000,00), que es un indicador de rentabilidad y viabilidad económica (Peters et al., 2003; Dimian & Bildea, 2008; Towler & Sinnott, 2008; Baca, 2010).

La Figura 2 muestra el diagrama de Gantt obtenido de *SuperPro Designer*<sup>®</sup> para el proceso de producción de ácido cítrico.



**Figura 2: Grafico de operaciones de Gantt obtenido a partir del SuperPro Designer® para el proceso de producción de ácido cítrico.**

## **Oportunidades para satisfacer la demanda interna de ácido cítrico en Cuba y perspectivas de ingresos económicos debido a las exportaciones de ácido cítrico**

Teniendo en cuenta los resultados publicados en (Lopez & Cruz, 2009), en el año de referencia la demanda anual de ácido cítrico en Cuba fue de 3 700 toneladas, aproximadamente. Teniendo en cuenta este valor, la construcción y operación de una planta de producción de ácido cítrico en Cuba de 5.000 toneladas al año permitirá cubrir las necesidades internas existentes para este producto químico, y también exportar alrededor de 1 300 toneladas a otros países. Debido a que el ácido cítrico se cotiza en el mercado internacional a un precio de aproximadamente US \$ 2.500/t (COMTRADE, 2016; ICIS, 2016), se obtendrán ingresos anuales equivalentes a \$ 3,25 millones debido a la exportación de ácido cítrico. Resumiendo, no sería necesario pagar aproximadamente \$ 9,25 millones para adquirir las 3 700 toneladas de ácido cítrico solicitadas por la demanda interna cubana, generando aproximadamente \$ 3,25 millones debido a la exportación del excedente de ácido cítrico producido.

## Conclusiones

1. En este estudio se verificó la rentabilidad técnico-económica de una planta de producción de ácido cítrico a partir de bagazo de caña de azúcar en Cuba utilizando SuperPro Designer<sup>®</sup>.
2. Se estimaron la inversión de capital total (US\$ 28 743 000) y el costo de producción anual total (US \$ 6 361 000).
3. El retorno de la inversión (ROI) fue de 21,31%, la tasa interna de retorno (TIR) fue de 16,48% y el período de recuperación de la Inversión (PRI) fue de 4,69 años, mientras que el valor actual neto (VAN) tuvo un valor de US \$ 2 429 000, lo cual califica el proceso de económica rentable.
4. La instalación en Cuba de una planta de producción de ácido cítrico de 5.000 t/año permitirá satisfacer la demanda interna existente para este producto y también generar ingresos adicionales de aproximadamente \$ 3,25 millones debido a la exportación del exceso de ácido cítrico.

**NOTA:** Este trabajo se puede encontrar publicado en la siguiente dirección web: <https://www.fceqyn.unam.edu.ar/recyt/index.php/recyt/article/view/238/462>

## Referencias Bibliográficas

1. Abdullah-Al-Mahin, Hasan, S. M., Khan, M. H., & Begum, R. (2008). Citric Acid Production by *Aspergillus niger* through Solid-State Fermentation on Sugarcane Bagasse. *Bangladesh J Microbiol*, 25(1), 9-12.
2. Abdullah-Al-Mahin, A. M., Faruk, M. O., Kader, M. A., Alam, J., Begum, R., & Harun-Or-Rashid. (2012). Improved citric acid production by radiation mutant *Aspergillus niger* using sugarcane bagasse extract. *Biotechnology*, 11(1), 44–49.
3. Ahmed, A. (2014). Production of citric acid from corncobs with its biological evaluation. *Journal of cosmetics, dermatological sciences and applications*, 4, 141-149.
4. Amenaghawon, N. A., & Aisien, F. A. (2012). Modelling and simulation of citric acid production from corn starch hydrolysate using *Aspergillus niger*. *Environment and Natural Resources Research*, 2(1), 73–85.
5. Baca, G. (2010). *Evaluación de proyectos*. México D.F.: McGraw-Hill/Interamericana Editores S.A de C.V.

6. Blanco, G., & Herryman, M. (2005). Situación Mundial y Tendencias en la Producción y Uso del Ácido Cítrico. *Revista ATAC*(1), 48–51.
7. COMTRADE. (2016). Commodities: Citric Acid. Recuperado el 25 de Octubre de 2016, de <http://www.comtrade.un.org/pb/CommodityPagesNew.aspx?y=2013>
8. Cruz, R. d. I. (2006). Estudio de la Demanda para el Producto Ácido Cítrico en la Región Central de Cuba. *Centro-Azúcar*, 33(1), 87–91.
9. Darouneh, E., Alavi, A., Vosoughi, M., Arjmand, M., Seifkordi, A., & Rajabi, R. (2009). Citric acid production: Surface culture versus submerged culture. *African Journal of Microbiology Research*, 3(9), 541–545.
10. Dimian, A. C., & Bildea, C. S. (2008). *Chemical Process Design: Computer-Aided Case Studies*. Weinheim: WILEY-VCH Verlag GmbH y Co. KGaA.
11. Gomashe, A., Sanap, H., & Gulhane, P. (2013). Production and Optimization of Citric Acid by *Aspergillus niger* using Fruit Pulp Waste. *International Journal of Current Microbiology and Applied Sciences*, 2(10), 347–352.
12. Guerra, L. E. (2015). *Propuesta tecnológica para la producción de ácido cítrico a partir de un residuo de la*

- agroindustria azucarera cubana*. (Tesis de Maestría), Universidad de Camagüey, Camagüey, Cuba.
13. ICIS. (2016). Citric acid cost, trends, and markets. Recuperado el 25 de Octubre de 2016, de <http://www.icis.com/home/default.aspx>
  14. Ikram-Ul-Haq, Ali, S., Qadeer, M. A., & Iqbal, J. (2002). Citric acid fermentation by mutant strain of *Aspergillus niger* GCMC-7 using molasses based medium. *Electronic Journal of Biotechnology*, 5(2), 125–132.
  15. Krupavathi, M., & Mangala, D. S. (2015). Production of Citric Acid: A Short Review. *International Journal of Development Research*, 5(4), 4002–4006.
  16. Kumar, A., & Jain, V. K. (2008). Solid state fermentation studies of citric acid production. *African Journal of Biotechnology*, 7(5), 644–650.
  17. Lopez, L., & Cruz, R. d. l. (2009). Estudio de la Demanda para el Producto Acido Cítrico en la Región Central de Cuba. *REVISTA Universidad EAFIT*, 45(153), 62–69.
  18. López, L., Cruz, R. d. l., & Gómez, M. (2006). Estudio de Diferentes Capacidades Productivas de Ácido Cítrico en la Región Central de Cuba. *Centro Azúcar*, 33(3), 43–47.
  19. Peters, M. S., Timmerhaus, K., & West, R. E. (2003). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* (5th ed.). New York, USA: McGraw Hill.

20. Raja, P., & Kruthi, R. (2013). Production of citric acid by *Aspergillus niger* using oat bran as substrate. *International Journal of Chemistry and Chemical Engineering*, 3(3), 181–190.
21. Sharan, A., Charan, A. A., Bind, A., & Tiwari, S. B. (2015). Citric acid production from pre-treated sugarcane bagasse by *Aspergillus niger* under solid state fermentation. *Asian J. Bio Sci*, 10(2), 162-166.
22. Towler, G., & Sinnott, R. (2008). *Chemical Engineering Design - Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*. London: Butterworth-Heinemann.
23. Yadegary, M., Hamidi, A., Abolhasan, S., Khodaverdi, E., Yahaghi, H., Sattari, S., & Yahaghi, E. (2013). Citric Acid Production from Sugarcane Bagasse Through Solid State Fermentation Method using *Aspergillus niger* Mold and Optimization of Citric Acid Production by Taguchi Method. *Jundishapur J Microbiol*, 6(9), 36–48.

## **Caso 3. Cerveza a partir de sorgo rojo CIAP R-132**

### **Introducción**

En la actualidad la industria química cubana como misión, debe basar su desarrollo en investigaciones hacia la búsqueda de productos que puedan resultar atractivos desde el punto de vista de su uso, calidad y mercado, lo cual conllevaría también a su factibilidad técnica, económica y ambiental (Nieblas et al., 2016).

El sorgo constituye el quinto cereal más importante en el mundo, después del arroz, trigo, el maíz y la avena. Es el principal cereal alimenticio para alrededor de 750 millones de personas viviendo en regiones tropicales semiáridas de África, Asia y Latinoamérica (Ramatoulaye et al., 2016). Este cereal contiene varias propiedades beneficiosas, y se ha demostrado, que su cultivo es económicamente rentable, basado en su bajo costo de producción, resistencia a la sequía y altas temperaturas dada sus características de rusticidad, y la realización de varias cosechas o cortes, además de no contener el gluten que afecta a los enfermos celíacos, por lo que constituye una alternativa

excelente en la sustitución de importaciones (Rodríguez et al., 2015).

La cerveza es una expresión genérica para designar a la bebida resultante de fermentar, mediante levadura seleccionada, el mosto procedente de la malta de granos de cereal, sólo o mezclado con otros adjuntos cerveceros transformables en azúcares por digestión enzimática, la que es sometida previamente a un proceso de cocción y aromatizados sus extractos y/o sus concentrados con flores de lúpulo (Gallardo et al., 2013).

En la Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas, Cuba se ha trabajado por varios años en el desarrollo y obtención de productos a partir del sorgo, entre estos se encuentran la producción de jarabes dextrinizados (Rodríguez et al., 2015); maltina (Gallardo et al., 2013) (Díaz, 2014); cerveza (Nieblas et al., 2016) (Carvajal, 2014) (Ortega, 2016) (Pino, 2017); y etanol (Gallardo et al., 2011).

Entre los indicadores más importantes que existen para evaluar, desde el punto de vista económico, un proyecto en ingeniería química se encuentran el Valor Actual Neto (VAN), la Tasa Interna de Retorno (TIR) y el Periodo de Recuperación de la

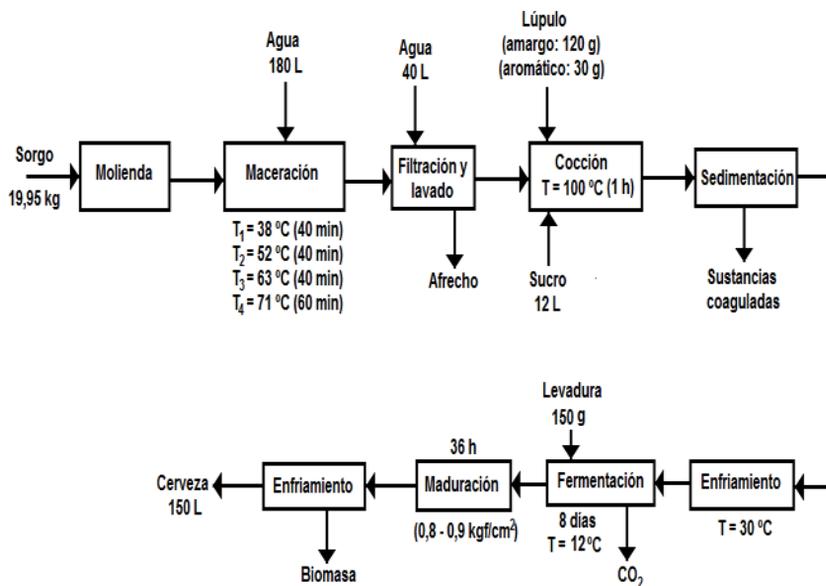
Inversión (PRI) (Sayar et al., 2019). El VAN da cuenta del valor del dinero en el tiempo, y es la diferencia entre el valor presente de todos los flujos de caja positivos presentes y futuros con los flujos de salida al contado tales como la inversión de capital. Es una medida de la factibilidad del proceso propuesto. La TIR no es más que la tasa de descuento que hace igual a cero el valor del VAN a lo largo de un tiempo de vida predeterminado del proyecto. Constituye generalmente una base comparativa excelente para evaluar el proyecto en el ambiente económico local. Por último, el PRI se refiere a la duración requerida para que los ingresos totales iguallen la inversión de capital inicial (Peters et al., 2003).

El sorgo rojo variedad CIAP R-132 ha sido utilizado para evaluar el proceso de molienda en húmedo para la extracción del almidón contenido en los granos (Rodríguez et al., 2015); la producción de jarabes dextrinizados mediante hidrólisis enzimática del almidón aplicando la enzima  $\alpha$ -amilasa (Rodríguez et al., 2015); como componente adjunto mezclado con cebada para la obtención de cerveza y malta a escala piloto (50 L) (Nieblas et al., 2016) y como única materia prima para la obtención de cerveza a escala de laboratorio (Alfonso, 2018).

Sin embargo, hasta la fecha no se ha reportado su empleo de forma integral para la producción de cerveza a escala de planta piloto, por lo que no se conoce que valores tendrán los principales indicadores técnico-económicos de una planta de este tipo. Considerando los elementos hasta aquí descritos en el presente trabajo se determina la rentabilidad técnico-económica del proceso de producción de cerveza a partir de sorgo rojo CIAP R-132 a escala de planta piloto (150 L/lote), en el contexto económico actual de Cuba, utilizando para ello el simulador SuperPro Designer<sup>®</sup>.

## **Descripción del proceso de producción de cerveza a partir de sorgo rojo CIAP R-132**

En la Fig. 1 se muestra el diagrama de bloques en donde se exponen las principales etapas del proceso de producción de cerveza a partir de sorgo rojo CIAP R-132.



**Figura 1. Diagrama de bloques del proceso de producción de cerveza a partir de sorgo rojo CIAP R-132**

Este proceso cuenta con dos sub-etapas principales, siendo la primera la sub-etapa en caliente donde se realizan las siguientes operaciones:

1. Molienda.
2. Maceración.
3. Filtración y lavado.

4. Cocción del mosto.

5. Sedimentación.

La segunda sub-etapa, conocida como etapa en frío, consta de las siguientes etapas:

1. Enfriamiento

2. Inyección de la levadura y fermentación.

3. Maduración.

4. Enfriamiento, reposo de la cerveza y extracción de la levadura.

5. Envasado

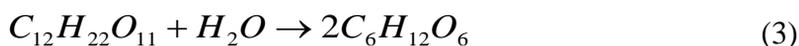
En este caso, el proceso en caliente tiene como objetivo principal disolver las sustancias de la malta y los sucedáneos empleados, desdoblándolos en azúcares fermentables para obtener un mosto libre de contaminación y de sustancias insolubles que sea adecuado para ser fermentado. En esta etapa del proceso ocurren una serie de operaciones con los siguientes objetivos:

**Molienda:** Se trituran 19,95 kg de sorgo en un molino de disco con el fin de reducir su tamaño hasta obtener una consistencia de harina granulada, con vistas a favorecer la posterior sacarificación del almidón durante el proceso de maceración.

**Maceración:** La maceración se realiza para lograr la conversión de los almidones contenidos en el sorgo en azúcares

fermentables (sacarificación). Para ello se comienza agregando 180 L de agua al macerador y luego los 19,95 kg de sorgo previamente molidos. Durante el proceso de maceración se llevan a cabo 4 pausas o escalones de temperaturas. Primeramente, se calienta el agua contenida dentro del macerador hasta una temperatura de 38 °C, a partir de la cual se le agregó el grano de sorgo. Esta pausa de temperatura se mantiene durante 40 minutos. Posteriormente se incrementa la temperatura de la mezcla hasta 52 °C y se mantiene en este valor también durante 40 minutos. Transcurrido este tiempo se incrementa la temperatura del mosto hasta 63 °C y se conserva durante 40 minutos. Por último, se realiza un incremento de la temperatura hasta 71 °C, permaneciendo en este valor durante 60 minutos. Cumplido este tiempo se incrementa la temperatura del líquido macerado hasta 78 °C con el fin de detener la actividad enzimática. Todo el proceso de maceración se efectúa a una velocidad de agitación de 60 rpm. Una vez finalizado el proceso de maceración, al mosto se le aplica la prueba del yodo con el fin de comprobar si existió sacarificación del almidón durante el proceso de maceración, esto es, si el almidón se desdobló en azúcares simples. Al mosto filtrado y enfriado también se le mide el valor de Brix y el pH.

La reacción de hidrólisis enzimática del almidón se describe mediante las siguientes ecuaciones (Suárez et al., 2019):



**Filtración y lavado:** Se procede a separar el líquido (mosto) del sólido (afrecho). Esta separación se realiza en un colador metálico a través del cual fluye el mosto filtrado, siendo almacenado en un recipiente colector metálico. A la torta de afrecho acumulada en el colador se le realiza un lavado empleando agua a 75 – 78 °C, con el fin de que continúen disolviéndose los azúcares contenidos en esta mezcla sólida. El líquido de lavado es recogido en el mismo recipiente donde se colectó el mosto durante el primer filtrado. El afrecho agotado es comercializado, mientras que el mosto contenido en el recipiente colector es bombeado de vuelta al macerador.

**Preparación del sucro:** En un recipiente aparte se agregan 10,5 kg de azúcar y 12 L de agua, y se esterilizan a 100 °C por 25 minutos. Una vez concluida la esterilización, la mezcla resultante (sucro) es posteriormente enfriada.

**Cocción:** Por medio de la cocción se produce la esterilización y concentración del mosto con el fin de suministrarlo libre de contaminación microbiana a la etapa de fermentación. En esta operación se logra la coagulación de las sustancias insolubles e inactivación de las enzimas que hasta este momento siguen realizando su función. En esta etapa se adicionan 120 g de lúpulo amargo, 30 g de lúpulo aromático y los 12 L de suero. La cocción se realiza durante 1 hora a una temperatura de 100 °C, en donde, una vez finalizado, a este cocimiento se le añade agua de proceso previamente esterilizada hasta completar 150 litros.

**Sedimentación:** Una vez finalizada la cocción del mosto, el mismo es vertido en un tanque colector metálico y bombeado hacia un sedimentador tangencial (*whirlpool*), con el fin de separar la mayor cantidad de partículas sólidas en suspensión que contiene el mosto caliente, la cual está formada por compuestos tanino-proteicos, globulinas y otras partículas finas provenientes del sorgo, así como también del suero. En este caso, debido a la fuerte rotación que se produce dentro del sedimentador, se reúnen o agrupan los coágulos, los cuales sedimentan formándose un cono de sustancias coaguladas en el fondo del sedimentador, separándose de esta forma las partículas

coagulantes que están en suspensión del líquido clarificado. La mezcla sedimentada es enviada para consumo animal.

El proceso en frío tiene como objetivo crear un medio adecuado para la fermentación, lograr una fermentación acelerada y obtener un producto que cumpla con las normas de calidad establecidas. Las etapas incluidas en este proceso son:

**Enfriamiento:** Se enfría el mosto contenido en el sedimentador hasta una temperatura de 30 °C haciendo circular agua de enfriamiento por la chaqueta del equipo, la cual proviene de la torre de enfriamiento.

**Inyección de la levadura y fermentación:** Su objetivo es lograr una fermentación acelerada a la vez que una relación adecuada del microorganismo y la cantidad de mosto a fermentar, ocurriendo la transformación de los azúcares en el mosto en alcohol etílico y dióxido de carbono por acción de la levadura. Una vez que el mosto alcanza la temperatura de 30 °C en el sedimentador, se bombea hacia el reactor y seguidamente se le inyecta la levadura, en donde se comienza a airear con un botellón de oxígeno por espacio de una hora aproximadamente. Toda esta operación se efectúa manteniendo la recirculación del medio fermentativo, lo cual facilita la reacción en medio agitado,

regulándose la entrada del oxígeno necesario para el crecimiento y propagación de la levadura.

La ecuación de fermentación alcohólica se muestra a continuación:



Una vez aireada, se procede a efectuar la fermentación anaerobia para producir la cerveza, la cual se lleva a cabo a una temperatura de 12 °C. Diariamente se lleva a cabo un análisis de extracto y pH. Cuando el extracto llega a los 5 °Brix se pasa a la etapa de maduración.

**Maduración:** En esta etapa la presión del fermentador aumenta hasta 0,8 - 0,9 kgf/cm<sup>2</sup>, y la temperatura se mantiene entre 18-19 °C, para saturar la cerveza de CO<sub>2</sub>. El extracto debe ir disminuyendo paulatinamente al ser fermentado por la levadura y el pH debe disminuir hasta 3,5-3,8. Cuando el extracto se mantiene constante a un valor límite de fermentación se pasa a la etapa de enfriamiento en el fermentador.

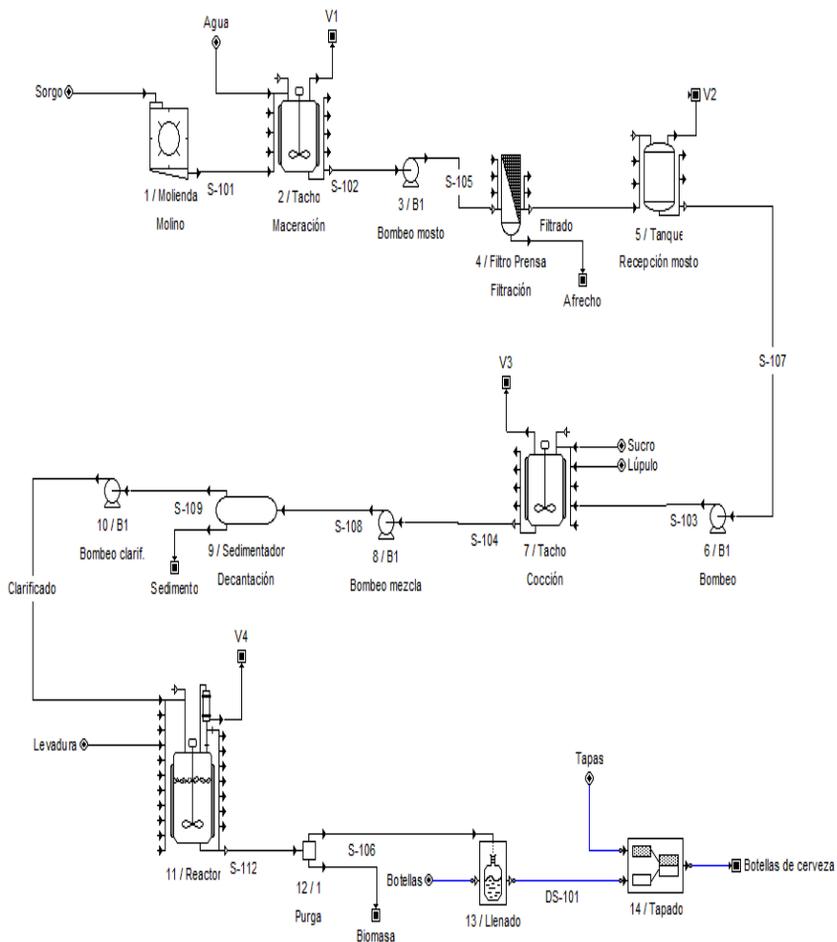
**Enfriamiento, extracción de la levadura y reposo de la cerveza:** Durante esta etapa se enfría la cerveza hasta 0 - 2 °C para que precipite la levadura al fondo del fermentador. Esta operación tiene como objetivo separar el resto de la cosecha de

levadura sedimentada en el fondo del reactor, eliminar las proteínas coagulables, partículas insolubles, sustancias coloidales que no hayan precipitado en el proceso de fermentación, favoreciéndose así la formación de compuestos que aportan el bouquet característico a cada tipo de cervezas. En esta etapa se deja reposar 24 horas y se comienza la extracción de la levadura. Posterior a la extracción se deja reposar 12 horas. Durante esta operación se debe mantener la presión entre 0,8 – 0,9 kgf /cm<sup>2</sup>, para saturar de CO<sub>2</sub> la cerveza.

**Envasado:** Una vez extraída la levadura (biomasa) y efectuada la maduración de la cerveza, esta es envasada en botellas de cristal de 350 mL de capacidad.

## **Simulación del proceso de producción en el simulador SuperPro Designer<sup>®</sup>**

Se empleó el simulador profesional de procesos SuperPro Designer<sup>®</sup> v. 8.5 para simular el proceso de producción de cerveza a partir de sorgo rojo CIAP R-132, con el fin de aplicar las herramientas de balance de masa y energía, diseño de equipamiento y cálculos económicos contenidas en el mismo al proceso bajo estudio (Ver Figura 2).



**Figura 2. Diagrama de flujo del proceso de producción de cerveza a partir de sorgo rojo CIAP R-132 obtenido mediante el simulador SuperPro Designer®**

La simulación del proceso productivo en el simulador SuperPro Designer<sup>®</sup> permitió obtener valores y resultados de un gran número de parámetros técnico-económicos de importancia para este proceso de producción, entre los cuales se puede mencionar VAN, TIR, PRI, costos fijos, capital de trabajo, costo unitario de producción, margen bruto y neto, % de retorno de la inversión, entre otros.

Para efectuar la simulación se asumió un tiempo de construcción de la planta de 15 meses, con 3 meses para realizar la arrancada y puesta en marcha. Se consideró un tiempo de vida del proyecto de 15 años, asumiendo que la planta producirá al 100 % durante todo el tiempo de vida. El VAN fue determinado asumiendo una tasa de interés del 11%, y se consideró un 32% de impuestos por concepto de ingresos. El costo de validación y puesta en marcha se asumió como un 15 % de los Costos Fijos Directos (CFD), mientras que los costos asociados con el Aseguramiento y Control de la Calidad se suponen como un 15% del Costo Total de la Mano de Obra. Se asume además que no existe rechazo del producto principal (cerveza) por no cumplir con los parámetros de calidad exigidos, que se gastan alrededor de \$ 20 000 pesos cubanos (PC) anuales para efectuar operaciones de validación

del proceso de producción, y que el costo relacionado con el tratamiento de residuales es de un 25 % del costo total de operación.

La planta utiliza todos los servicios auxiliares comúnmente consumidos en un proceso de este tipo, es decir, agua de enfriamiento, glicol, electricidad y vapor de agua. Se asume además que la misma trabaja 11 meses al año, con 1 mes para acometer operaciones de mantenimiento y reparaciones de equipos y sistemas auxiliares. Se aplicó un salario nominal promedio de PC \$ 2,84/hora para los operarios que trabajan en la planta, y de PC \$ 5,00/hora para los supervisores y personal de dirección. En la Tabla 1 se muestran los precios de las principales materias primas consumidas, los materiales utilizados, los servicios auxiliares empleados y los productos obtenidos durante el proceso productivo.

**Tabla 1. Precios de las principales materias primas, servicios auxiliares y productos obtenidos utilizados en la simulación del proceso productivo**

<b>Compuesto</b>	<b>Precio</b>	<b>Unidad</b>
Sorgo rojo CIAP R-132	14,05	PC \$/kg

Agua	0,10	PC \$/m <sup>3</sup>
Lúpulo amargo	51,228	PC \$/kg
Lúpulo aromático	65,31	PC \$/kg
Azúcar crudo	356,15	PC \$/Ton
Afrecho	60	PC \$/Ton
Levadura	50	PC \$/Ton
Agua de enfriamiento	0,05	PC \$/Ton
Glicol	0,40	PC \$/Ton
Vapor de agua	3,50	PC \$/Ton
Electricidad	1,20	PC \$/kWh
Botella 350 mL	0,306	PC \$/U
Tapas	0,007	PC \$/U
Cerveza envasada en botellas de 350 mL	24	PC \$/botella

En la Tabla 2 se muestran los costos de adquisición de cada equipo empleado en el proceso productivo, los cuales fueron tomados de varias fuentes y referencias bibliográficas (Perry & Green, 2008) (Peters et al., 2003) (Towler & Sinnott, 2013) (Sinnott & Towler, 2019). El producto final obtenido (cerveza) se envasará en botellas de cristal de 350 mL de capacidad.

**Tabla 2. Costo del equipamiento principal empleado en el proceso de producción de cerveza a partir de sorgo rojo CIAP R-132.**

<b>Equipo</b>	<b>Características</b>	<b>Cantidad</b>	<b>Costo Total (PC \$)</b>
Molino de discos	40 kg/h	1	10 200
Macerador	200 L	1	13 000
Filtro colador	25 m <sup>2</sup>	1	3 000
Tanque recepción mosto	200 L	1	10 000
Sedimentador	200 L	1	14 300
Reactor	200 L	1	15 700
Bomba centrífuga sanitaria	3,5 kW	1	4 900
<b>Total</b>			<b>71 100</b>

La Tabla 3 muestra la composición química porcentual del sorgo y el lúpulo utilizados durante la simulación, las cuales fueron tomadas de (Díaz, 2014) y (Pérez, 2016), respectivamente.

**Tabla 3. Composición química porcentual del sorgo y el lúpulo utilizados en la simulación**

<b>Componente</b>	<b>Sorgo (%)</b>	<b>Lúpulo (%)</b>
Humedad	10,6	10,0
Almidón	69,3	-
Proteína	12,5	15,0
Grasa	3,4	-
Fibra	2,2	-
Cenizas	2,0	3,0
Resinas	-	15,0
Taninos	-	4,0
Alfa-ácidos	-	8,0
Lignina	-	45,0

Por último, se escoge una capacidad promedio de producción de la planta de 150 litros de cerveza por lote.

### **Principales resultados técnico-económicos obtenidos durante la simulación del proceso de producción de cerveza a escala piloto**

En la Tabla 4 se exponen los principales indicadores técnico-económicos obtenidos durante la simulación del proceso de producción de cerveza en el simulador SuperPro Designer®.

**Tabla 4. Principales indicadores técnico-económicos  
obtenidos durante la simulación del proceso de producción  
de cerveza en el simulador SuperPro Designer®**

<b>Indicador</b>	<b>Valor</b>
Inversión Total de Capital [PC \$]	570 000
Costo de Operación [PC \$/año]	187 000
Ganancias totales anuales [PC \$/año]	351 000
Costo Unitario de Producción [PC \$/botella]	12,82
Retorno de la Inversión [%]	26,15
Periodo de Retorno de la Inversión (PRI) [años]	3,82
Tasa Interna de Retorno (TIR) [%]	28,83
Valor Actual Neto (VAN) [PC \$]	480 000
<b>Costo Total Directo de la Planta (CTDP)</b>	
Costo de compra del equipamiento (PC \$)	89 000,00
Instalación (PC \$)	37 000,00
Tuberías (PC \$)	31 000,00
Instrumentación (PC \$)	36 000,00
Aislamiento (PC \$)	3 000,00
Sistemas eléctricos (PC \$)	9 000,00
Edificaciones (PC \$)	40 000,00
Mejora de terreno (PC \$)	13 000,00
Instalaciones auxiliares (PC \$)	36 000,00

<b>Total CTDP (PC \$)</b>	<b>294 000,00</b>
<b>Costo Total Indirecto de la Planta (CTIP)</b>	
Ingeniería (PC \$)	73 000,00
Construcción (PC \$)	102 000,00
Pagos al contratista (PC \$)	23 000,00
Contingencias (PC \$)	47 000,00
<b>Total CTIP (PC \$)</b>	<b>245 000,00</b>
<b>Capital Fijo Directo (CFD) = CTDP + CTIP (PC \$)</b>	<b>539 000,00</b>
<b>Otros</b>	
Capital de Trabajo (PC \$)	5 000,00
Costo de arrancada (PC \$)	27 000,00
Producción anual de cerveza [botellas/año]	14 615
Ganancia bruta anual [PC \$/año]	42 000,00
Ganancia neta anual [PC \$/año]	76 000,00
Margen en bruto [%]	18,51 %
Gastos anual por salario [PC \$/año]	39 000,00
Gasto anual por materia prima [PC \$/año]	10 000,00

Gasto por material gastable [PC \$/año]	32 000,00
Gasto anual por consumo de servicios auxiliares [PC \$/año]	1 000,00
Tiempo del lote [h]	241,72 h
Número total de lotes/año	32 lotes/año

Tomando en cuenta los resultados mostrados en la Tabla anterior, para una planta con una inversión inicial de PC \$ 570 000, el proyecto se puede calificar de económicamente rentable y confiable desde el punto de vista inversionista, ya que el PRI no es superior a 5 años (3,82 años), la TIR es mayor del 25 % (28,83 %) y el VAN tiene resultado positivo (PC \$ 480 000), lo cual es un indicativo de rentabilidad de la inversión y ganancias positivas (Towler & Sinnott, 2013) (Baca, 2010) (Sinnott & Towler, 2019).

En estudios previos relacionados con la evaluación económica de plantas de producción de cerveza empleando sorgo como materia prima se obtuvieron los resultados que a continuación se muestran. Carvajal (Carvajal, 2014) dimensionó una planta piloto de producción de cerveza empleando sorgo blanco UDG -

110 como materia prima, con una capacidad de producción de 100 L/día, obteniendo un costo total de la inversión de PC \$ 106 965,18, un costo total de producción de PC \$ 16 755,44/año, una ganancia anual de PC \$ 28 436,56, un VAN de PC \$ 75 410,73, una TIR de 24 % y un PRI de 5,5 años. En otro trabajo (Ortega, 2016) también se diseñó una planta piloto de producción de cerveza de 100 L/día, consumiendo sorgo blanco UDG-110 como materia prima principal, obteniendo como resultado un VAN de PC \$ 1 905 901,7, una TIR de 40 % y un PRI de cuatro años y seis meses. Por último, en (Pino, 2017) efectuó el diseño de una planta de producción de cerveza a partir de sorgo blanco UDG-110, con una capacidad de producción de 100 hL/día, obteniéndose los siguientes resultados: VAN de PC \$ 14 760 706,1, TIR de 250,1 %, y PRI de 1 año.

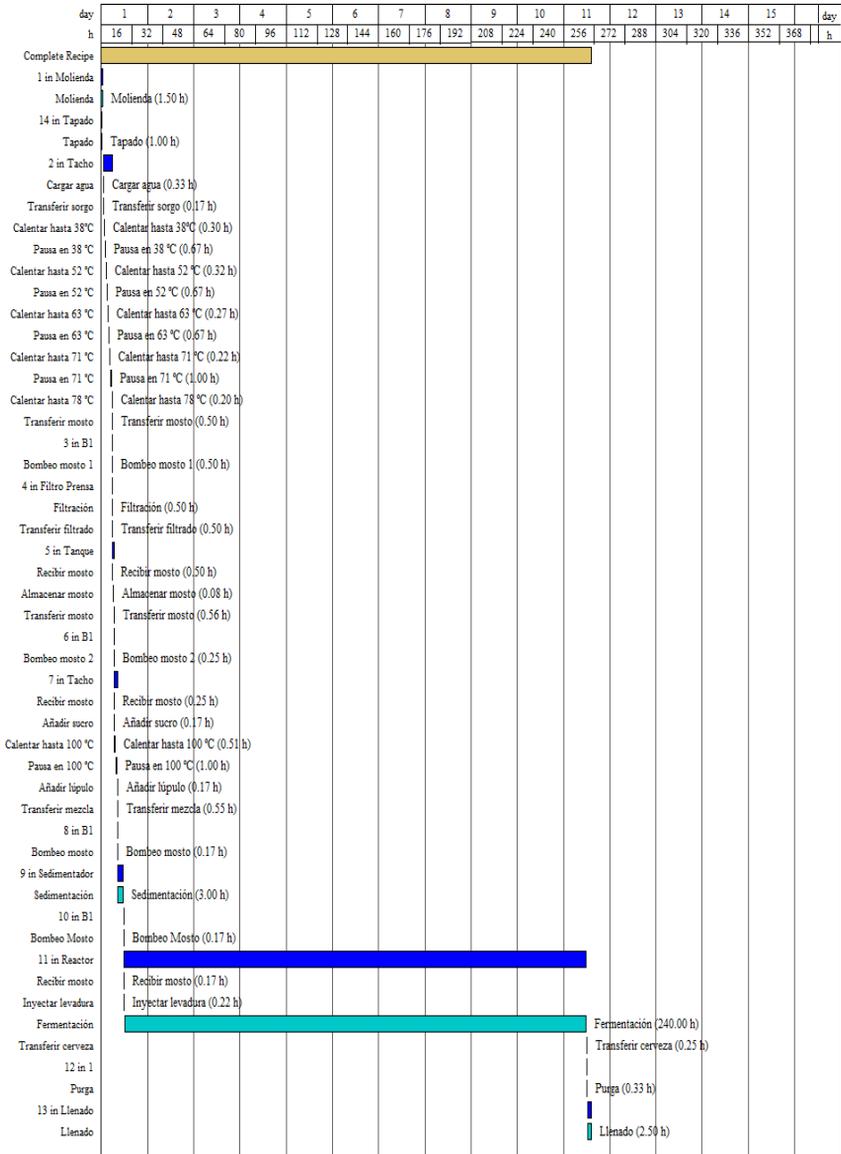
La Tabla 5 muestra el desglose de las principales materias primas y materiales consumidos por año, y su influencia porcentual en el costo total de producción.

**Tabla 5. Consumo de materias primas y materiales, y su influencia porcentual en el costo de producción**

<b>Materia prima o</b>	<b>Cantidad consumida</b>	<b>Costo anual</b>	<b>%</b>
------------------------	---------------------------	--------------------	----------

<b>material</b>	<b>anual</b>	<b>(PC \$)</b>	
Sorgo	638 kg	8970	63,01
Agua	6 m3	1	0,00
Sacarosa	336 kg	120	0,84
Lúpulo	5 kg	559	3,93
Levadura	5 kg	11	0,08
Botellas	14 615 U	4472	31,42
Tapas	14 615 U	102	0,72

La Figura 3 muestra el Diagrama de Gantt obtenido mediante el empleo del simulador SuperPro Designer<sup>®</sup>.



### **Figura 3. Diagrama de Gantt del proceso de producción de cerveza a partir de sorgo rojo CIAP R-132, obtenido mediante el simulador SuperPro Designer®**

## **Conclusiones**

El proceso de producción de cerveza a partir de sorgo rojo CIAP R-132 a escala piloto (150 L/lote) puede considerarse de económicamente rentable considerando los valores de VAN (PC \$ 480 000), TIR (28,83 %) y PRI (3,82 años) obtenidos.

## **Referencias Bibliográficas**

1. Alfonso, H. M. (2018). *Estudio preliminar del proceso de obtención de cerveza a partir de sorgo rojo CIAP R-132 a escala de laboratorio*. (Tesis de Diploma), Departamento de Ingeniería Química, Facultad de Ciencias Aplicadas, Universidad de Camagüey, Camagüey, Cuba.
2. Baca, G. (2010). *Evaluación de proyectos* (6ta ed.). México, D. F.: McGraw-Hill/Interamericana Editores, S.A. de C.V.
3. Carvajal, N. (2014). *Perfeccionamiento del proceso de producción de cerveza a partir de malta de sorgo*. (Tesis de Diploma), Departamento de Ingeniería Química, Facultad De Química-Farmacia, Universidad Central” Marta Abreu” de Las Villas, Santa Clara, Cuba.

4. Díaz, Y. (2014). *Perfeccionamiento del proceso de malteado de sorgo para la producción de maltinas para enfermos celíacos*. (Tesis de Diploma), Departamento de Ingeniería Química, Facultad de Química-Farmacia, Universidad Central” Marta Abreu” de Las Villas, Santa Clara, Cuba.
5. Gallardo, I., Boffill, Y., Ozuna, Y., Gómez, O., Pérez, M., & Saucedo, O. (2013). Producción de bebidas usando sorgo malteado como materia prima para enfermos celíacos. *Avances en Ciencias e Ingeniería*, 4(1), 61-73.
6. Gallardo, I., Rodríguez, L., Boffill, Y., Alemán, L., & Pérez, M. (2011). Producción de bioetanol empleando las enzimas generadas del sorgo malteado. *Afinidad*, 68(552), 144-149.
7. Nieblas, C., Gallardo, I., Rodríguez, L., Carvajal, N., González, J. F., & Pérez, M. (2016). Obtención de bebidas y otros productos alimenticios a partir de dos variedades de sorgo. *Centro Azúcar*, 43(3), 66-77.
8. Ortega, M. (2016). *Producción de cerveza empleando integralmente el grano de sorgo*. (Tesis de Diploma), Departamento de Ingeniería Química, Facultad de Química-Farmacia, Universidad Central” Marta Abreu” de Las Villas, Santa Clara, Cuba.
9. Peters, M. S., Timmerhaus, K. D., & West, R. E. (2003). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* (5th ed.). New York, USA: McGraw-Hill.

10. Pino, M. S. (2017). *Tecnología para la producción de cerveza a partir de malta de sorgo para enfermos celíacos*. (Tesis de Diploma), Departamento de Ingeniería Química, Facultad de Química-Farmacia, Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas, Santa Clara, Cuba.
11. Ramatoulaye, F., Mady, C., Fallou, S., Amadou, K., Cyril, D., & Massamba, D. (2016). Production and Use Sorghum: A Literature Review. *Journal of Nutritional Health & Food Science*, 4(1), 1-4.
12. Rodríguez, L., Gallardo, I., Nieblas, C., Medina, J., & Ortiz, W. (2015). Obtención de jarabes dextrinizados mediante hidrólisis enzimática del almidón de sorgo. *Centro Azúcar*, 42(4), 49-58.
13. Rodríguez, L., Gallardo, I., Nieblas, C., & Ortiz, W. (2015). Evaluación de dos variedades de sorgo para la obtención de almidón. *Centro Azúcar*, 42(1), 88-95.
14. Sayar, N. A., Pinar, O., Kazan, D., & Sayar, A. A. (2019). Bioethanol Production From Turkish Hazelnut Husk Process Design and Economic Evaluation. *Waste Biomass Valor*, 10, 909–923.
15. Sinnott, R., & Towler, G. (2019). *Chemical Engineering Design* (6th ed. Vol. 6). Oxford, UK: Elsevier Butterworth-Heinemann.

16. Towler, G., & Sinnott, R. (2013). *Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design* (2nd ed.). Oxford, UK: Elsevier Ltd.

## **Caso 4. Planta de biofertilizantes líquidos**

### **Introducción**

Es bien conocido que un número considerable de bacterias son capaces de ejecutar un efecto beneficioso en el crecimiento de las plantas. Las Bacterias Promotoras del Crecimiento de las Plantas (BPCP) es un término empleado para definir las bacterias del suelo que pueden promover, bajo condiciones ambientales adecuadas, el crecimiento de las plantas y la productividad de los cultivos. Aunque son encontradas de forma natural en el suelo y las raíces de las plantas, estas solo pueden producir los resultados agronómicos esperados si se aplican efectivamente, bajo condiciones óptimas, en las semillas o las raíces de las plantas, incrementando los rendimientos de los cultivos entre 5 – 30 % (Prabavathy et al., 2007). La *Azospirillum brasilense* es una BPCP natural, fijadora de nitrógeno, aeróbica y Gram negativa usualmente encontrada en la superficie de las raíces de las plantas y el suelo, la cual puede fijar alrededor de 20 – 40 kg de nitrógeno atmosférico por hectárea (Okon & Vanderleyden, 1985; Prabavathy et al., 2007). Es también capaz de producir y secretar hormonas reguladoras del crecimiento de las plantas (fitohormonas) tales como auxinas, citoquinas, vitaminas y giberelinas las cuales son muy importantes para el desarrollo de las plantas (Spaepen et al., 2009).

Es una bacteria extensivamente estudiada tanto a nivel de laboratorio como a escala industrial, y puede ser aplicada a cultivos populares tales como arroz, caña de azúcar, maíz, trigo, banana, café, coco y limón (Tien et al., 1979; Baldani et al., 1983; Mishra & Dadhich, 2010; Roldán et al., 2013).

Los biofertilizantes constituyen productos activos o inoculantes microbianos de bacterias, algas y hongos, ya sea combinados o por separado, los cuales mejoran la disponibilidad de nutrientes en las plantas, incrementando así los rendimientos y productividad de los cultivos. Estos pueden añadir casi todos los nutrientes usualmente consumidos por las plantas a partir de un proceso natural de fijación de nitrógeno atmosférico, solubilización del fósforo y estimulación del crecimiento de las plantas a partir de la síntesis de Sustancias Promotoras del Crecimiento (Prabavathy et al., 2007).

Cualquier proceso de producción común de biofertilizantes líquidos consiste de tres etapas o pasos diferentes (Gódia & López, 1989) (Fages, 1992) (Prabavathy et al., 2007):

- 1) Propagación bacteriana: Multiplicación de la cepa seleccionada hasta que se alcance la concentración de inóculo deseado;
- 2) Cultivo bacteriano: Fermentación de la cepa bacteriana en fermentadores de escala industrial hasta que se alcance la concentración celular deseada; y

- 3) Recobrado, formulación y llenado de la bacteria: La bacteria contenido dentro del caldo de fermentación es recobrada, ya sea mediante centrifugación o filtración, y es entonces formulada utilizando sustancias de formulación. El líquido formulado conteniendo las células latentes es finalmente vertido en botellas plásticas.

En el presente trabajo se desarrollaron modelos económicos y de ingeniería para el diseño conceptual de una planta de producción de biofertilizantes líquidos, con el fin de utilizarlos como herramientas de investigación para ayudar en la investigación, análisis y optimización del proceso de producción y también para auxiliar futuros proyectos de mejora y desarrollo. Los modelos fueron obtenidos mediante el simulador SuperPro Designer<sup>®</sup>. La información empleada para diseñar la planta de biofertilizante líquido fue obtenida a partir de varias fuentes, incluyendo proveedores de equipamiento y materias primas, expertos industriales, publicaciones académicas y documentos técnicos.

## **Selección del microorganismo**

La bacteria seleccionada fue *Azospirillum brasilense* debido a que es uno de los microorganismos más utilizados para la producción de biofertilizante a causa de su elevada capacidad de fijación de nitrógeno y solubilizar fosforo, secretar hormonas promotoras del crecimiento de las plantas tales como auxinas, citoquinas, vitaminas y giberelinas, y

también debido a que puede incrementar el rendimiento del crecimiento de la planta en un 35 % y presentar una elevada resistencia a condiciones medioambientales cambiantes.

## **Descripción del proceso**

El proceso de producción convencional de un biofertilizante líquido consiste de tres etapas bien definidas (Fig. 1). En la primera etapa, conocida como Propagación Bacteriana, la bacteria s cultivada en recipientes de volumen diferente los cuales contienen un medio de cultivo específico, hasta que se logre la concentración celular deseada. Una vez obtenida la concentración celular esperada, el cultivo líquido conteniendo las células vivas (pre-inóculo) son transferidas (inoculadas) hacia recipientes de mayor volumen conteniendo el medio de cultivo. Los volúmenes de inóculo comúnmente usados son: 250 mL, 500 mL, 3 L y 5 L. Cuando se logra una concentración celular de  $10^9$  células por mL en el recipiente de inóculo de 5 L bajo las siguientes condiciones: 32 °C de temperatura, 250 rpm de agitación, y pH de 6,0, el volumen completo de este recipiente (5 L) es inoculado hacia el fermentador de semilla, indicando de esta manera que ha comenzado la segunda etapa del proceso (Cultivo Bacteriano). Al mismo tiempo que las células están siendo propagadas en los frascos de cultivo, el medio de cultivo a emplear tanto en el fermentador de semilla como industrial es preparado, esterilizado y enfriado dentro de los mismo fermentadores antes de ser inoculados con las células

propagadas. El inóculo de propagación final de 5 L es transferido a 20 L de un medio de cultivo específico previamente esterilizado el cual está contenido en el interior de un fermentador de semilla, comenzando así la etapa de fermentación de semilla. Esta etapa usualmente dura entre 24 – 55 horas, hasta que se alcance una carga de población celular mayor de  $10^9$  células/mL. La fermentación semilla se lleva a cabo a  $30 \pm 2$  °C, 400 rpm, pH de 6,0 y 1,0 vvm de tasa de aireación. Una vez concluida la etapa de fermentación de semilla, la suspensión celular contenida dentro del fermentador de semilla es inoculada hacia el fermentador industrial, el cual ya contiene alrededor de 225 L de un medio de cultivo previamente esterilizado. La fermentación industrial procede a  $30 \pm 2$  °C, 600 rpm, pH de 6,2 y 1,5 vvm de tasa de aireación, y tiene un periodo de duración de 3 – 4 días, el cual es el tiempo estándar para obtener una concentración celular superior a  $10^9$  células/mL en el caldo de fermentación industrial. En este punto comienza el tercer y último proceso (Recobrado/Formulación/Empaque). El caldo de fermentación industrial es cosechado entonces en un tanque cilíndrico vertical equipado con agitación y enfriamiento. El caldo cosechado es enfriado hasta 10 °C antes de la centrifugación, y es entonces bombeado hacia una centrífuga de discos deslodante y clarificadora para efectuar la separación y recobrado de las células (biomasa). El sobrenadante obtenido es enviado hacia la planta de tratamiento de residuales, mientras que la suspensión de biomasa es recobrada en otro recipiente

(tanque de formulación), enfriada hasta 15 °C y luego formulada mediante la adición de algunas sustancias formuladoras bajo condiciones de agitación. La adición de sustancias formuladoras [sacarosa, glicerol,  $\text{NaH}_2\text{PO}_4$  y  $(\text{NH}_4)_2\text{PO}_4$ ] extenderá el tiempo de vida del inoculante líquido, protegerá la suspensión celular contra variaciones térmicas o de pH, y mejorará la aplicabilidad y rendimiento del líquido formulado en el campo. Según se mencionó con anterioridad, el líquido de formulación resultante es agitado dentro del recipiente de formulación a 300 rpm por 6 horas aproximadamente, empleando un agitador de paletas. Una vez concluido el tiempo de agitación, el líquido mezclado será alimentado gradualmente hacia una máquina de llenado automática, para ser finalmente vertido hacia botellas plásticas de 1,5 L. Las botellas llenas deberán ser almacenadas a 10 °C.

La planta tendrá una capacidad de producción de 44 ton de biofertilizante líquido por año, mientras que el volumen de biofertilizante líquido a obtener por lote será de 590 – 594 L (promedio de 592 L). El tiempo de duración de cada lote de producción será de 109 horas/lote (5 días/lote, aproximadamente), la cantidad total requerida de mano de obra necesaria para operar la planta de producción de biofertilizante líquido, tomando en cuenta personal administrativo, supervisores, operarios, personal de mantenimiento, empleados de oficina, etc., será de 29 personas. La

cantidad total de lotes de producción requeridos por año para cumplir con la capacidad de producción será de 78 lotes/año. La planta será detenida por alrededor de 30 días al año con el fin de llevar a cabo operaciones de mantenimiento, reparación y ajuste de equipamiento, por lo que tiempo de operación anual de la planta será de 7 900 h/año.

## **Consumo de materias primas en las etapas del proceso**

### **Propagación celular**

Para la propagación de los cultivos de *A. brasilense* a escala de laboratorio, el medio OAB fue empleado (Bashan et al., 1993), el cual está compuesto de: Solución A [(g/L) ácido málico, 5; NaOH, 3; MgSO<sub>4</sub>·7H<sub>2</sub>O, 0.2; CaCl<sub>2</sub>, 0.02; NaCl, 0.1; NH<sub>4</sub>Cl, 1; extracto de levadura, 0.1; FeCl<sub>3</sub>, 0.01; (mg/L): NaMoO<sub>4</sub>·2H<sub>2</sub>O, 2; MnSO<sub>4</sub>, 2.1; H<sub>3</sub>BO<sub>3</sub>, 2.8; Cu(NO<sub>3</sub>)<sub>2</sub>·3H<sub>2</sub>O, 0.04; ZnSO<sub>4</sub>·7H<sub>2</sub>O, 0.24; 900 mL de agua destilada] y Solución B [(g/L): K<sub>2</sub>HPO<sub>4</sub>, 6; KH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub>, 4; 100 mL agua destilada]. Después de esterilizar en autoclave y enfriar las dos soluciones son mezcladas. El pH del medio es de 6,8.

### **Cultivo de semilla**

El medio BTB-2 fue empleado para llevar a cabo la propagación de semilla de *A. brasilense* (Bashan et al., 1993), el cual contiene (g/L): triptona, 5 (Difco); extracto de levadura, 5; glicerol, 8 mL/L; NaCl,

1.2;  $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ , 0.25;  $\text{K}_2\text{HPO}_4$  0.13;  $\text{CaCl}_2$ , 0.22;  $\text{K}_2\text{SO}_4$ , 0.17;  $\text{Na}_2\text{SO}_4$ , 2.4;  $\text{NaHCO}_3$ , 0.5;  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ , 0.09; Fe(III) EDTA, 0.07. El pH fue ajustado hasta 7,0 después de la esterilización.

## **Fermentación industrial**

El siguiente medio de cultivo fue empleado para la etapa de fermentación industrial (Bashan and de-Bashan, 2015; ICIDCA, 2000) (g/L): melaza de caña de azúcar, 12; extracto de levadura, 1;  $\text{NaHPO}_4$ , 6,0;  $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ , 0.25;  $\text{CaCl}_2$ , 0.22. El pH fue ajustado a 7,0 después de la esterilización. El empleo de melaza de caña de azúcar como materia prima para producir biofertilizantes líquidos mediante procesos de fermentación sumergida, ha sido logrado previamente a escala industrial y publicado en la literatura (ICIDCA, 2000). Debido a que la planta de producción de biofertilizante será erigida cercana a una fábrica de azúcar, la melaza de caña de azúcar será la principal materia prima que se consumirá en la etapa de fermentación industrial, debido a que será suministrada a una tasa constante y a bajo precios por esta fábrica, y debido también a que constituye un sustrato excelente para el microorganismo empleado, la cual puede ser almacenada dentro de la fábrica de azúcar con el fin de emplearla en cualquier momento por la planta de biofertilizante según convenga.

## Formulación líquida

Para llevar a cabo la formulación líquida de las células cosechadas, se emplearon los siguientes componentes (Taurian, 2010; Albareda et al., 2008; Bashan and de-Bashan, 2015; ICIDCA, 2000): sacarosa, glicerol,  $\text{NaH}_2\text{PO}_4$ ,  $(\text{NH}_4)_2\text{PO}_4$  y agua.

## Equipamiento

La Tabla 1 muestra las principales características y costo del equipamiento principal empleado para llevar a cabo el proceso de producción del biofertilizante líquido (Peters et al., 2003; Sinnott, 2005; Towler and Sinnott, 2008; Perry and Green, 2008).

**Tabla 1. Características y costos de adquisición del equipamiento principal empleado en el proceso de producción**

<i>Equipo</i>	<i>Cantidad</i>	<i>Características</i>	<i>Costo (\$)</i>
Autoclave	2	Vertical, cilíndrico, 125 °C máx., Acero inoxidable (SS) 316, 6.0 kWh.	1 800
Flujo laminar	1	Vertical, 3.2 kWh.	1 200
Agitador rotatorio	1	0.9 kWh, 400 rpm máx.	1 500
Horno de aire caliente	1	Eléctrico, 80 °C máx., 2.1 kWh.	1 000

Medidor de pH	1	0.06 kWh.	1 100
Refrigerador	1	3 kWh	1 200
Bomba peristáltica	2	Velocidad variable, 0.25 kWh.	3 000
Microscopio	1	0.04 kWh	1 200
Unidad destiladora de agua	1	Eléctrico, SS 304, 3.6 kWh 6 L agua/min	15 000
Balanza digital	1	160 kg máx.	2 000
Generador de vapor	1	Cilíndrico, tipo pirotubular, Vapor: 4 ton/h, 160 °C, 6 bar	150 000
Fermentador de semilla	1	Cilíndrico, vertical, automático Volumen: 75 L, 600 rpm máx. 8.0 kWh, SS 316	30 000
Fermentador industrial	1	Cilíndrico, vertical, automático Volumen: 400 L, 800 rpm máx. 14.0 kWh, SS 316	100 000
Centrifuga de discos	1	Clarificadora, deslodante, 6.8 kWh, SS 312, 1080 L/h max.	25 000
Tanque preparador de medio (fermentador semilla)	1	Vertical, cilíndrico, sobre ruedas, SS 309, 50 L, 0.8 kWh	7 000
Tanque preparador de medio (fermentador industrial)	1	Vertical, cilíndrico, sobre ruedas, SS 309, 350 L, 1.2 kWh	12 000
Tanque de	1	Vertical, cilíndrico, 3.0 kWh	5 000

cosecha		SS 316, 600 L, con agitación	
Tanque de formulación	1	Vertical, cilíndrico, 2.0 kWh SS 302, 600 L, con agitación	6 000
Maquina llenadora	1	5 unidades/min, automática, 0.3 kWh	4 000
Compresor	1	Centrífugo, sin aceite, 38.2 kWh Aire: 40 Nm <sup>3</sup> /h, 10 bar	150 000
Unidad enfriadora de agua	2	100 kWh/unidad	100 000
Unidad de manejo de aire	4	25 kWh/unidad	80 000
Bombas	4	Centrífuga, 7.5 kWh cada una, 700 L/h máx.	6 000
Bomba alimentadora	1	Centrífuga, higiénica, 400 L/h máx., 6.2 kWh	3 000
Filtro de aire	4	0.2 µm	2 000
TOTAL			709 000

## Servicios auxiliares

La planta de biofertilizantes líquidos consume los servicios auxiliares típicamente usados en una instalación de este tipo, es decir: agua de proceso y de enfriamiento, vapor de agua, Fuel-Oil, aire comprimido y electricidad, en aras de ser suministrado al equipamiento principal instalado allí (fermentadores, centrifugas, recipientes de almacenamiento) y también hacia los dispositivos auxiliares

(instrumentos, paneles de control, etc.). Los costos de los servicios auxiliares (vapor de agua, agua de enfriamiento, agua de proceso, agua destilada, electricidad y salario de la mano de obra) fueron estimados de acuerdo al mercado y precios en Cuba para el año 2016, mientras que el servicios auxiliar a ser consumido en cada pieza de equipamiento es determinado por el modelo de simulación del proceso. Se incluye agua de proceso a un costo de \$ 0,24/m<sup>3</sup>, mientras que se genera vapor de agua en la caldera pirotubular utilizando Fuel-Oil como combustible a un costo de \$ 0,65/L. Los costos de la electricidad se estiman a una tasa de \$ 0,18/kWh. Los costos del agua de enfriamiento y agua destilada fueron fijados en \$ 0,36/m<sup>3</sup> y \$ 1,24/m<sup>3</sup>, respectivamente. Los costos de los servicios auxiliares pueden ser fácilmente modificados por el usuario a conveniencia. Los costos de mano de obra incluyen \$ 26/h para los operarios de la planta y \$34/h para supervisores y personal de dirección, mientras que se incluyó otro personal de la planta a una tasa de costo inclusiva de \$ 18/h.

## **Descripción del modelo de costo**

Se desarrolló un modelo de costo mediante el empleo del simulador SuperPro Designer<sup>®</sup> para estimar los costos tanto capitales como de producción para el proceso de obtención del biofertilizante líquido. El SuperPro Designer<sup>®</sup> posee un evaluador económico que esta

específicamente desarrollado para bioprocesos, el cual es muy simple de emplear. Para la evaluación tecno-económica preliminar y diseño conceptual de la planta de biofertilizantes, este evaluador económico es el adecuado para la etapa del proyecto.

Los datos de costo fueron obtenidos a partir de suministradores de equipamiento y materias primas, documentos técnicos, artículos académicos, organizaciones de mercado, oficinas gubernamentales y publicaciones relacionadas, y todos estos datos de costo fueron insertados en la metodología de estimación de costo contenido en el simulador SuperPro Designer<sup>®</sup>, para efectuar el análisis de los resultados, investigación y desarrollo, estudios de factibilidad y rentabilidad, y también para evaluar alternativas. Los datos económicos obtenidos en un modelo económico de este tipo están directamente relacionados con el consumo de materias primas, número de operaciones unitarias, corrientes de servicios auxiliares y equipamiento usado, costos de mano de obra y servicios. El modelo de costo obtenido ayudará a caracterizar y evaluar los principales aspectos que influyen la factibilidad y rentabilidad económica de la planta de producción de biofertilizante, y también ayudará a evaluar el impacto producido en los costos asociados con la industria de biofertilizantes líquidos cuando se varíen algunos aspectos importantes del proceso tales como composición y costo de las materias primas,

operaciones unitarias y número de equipos, y también la adicción o remoción de secciones o etapas.

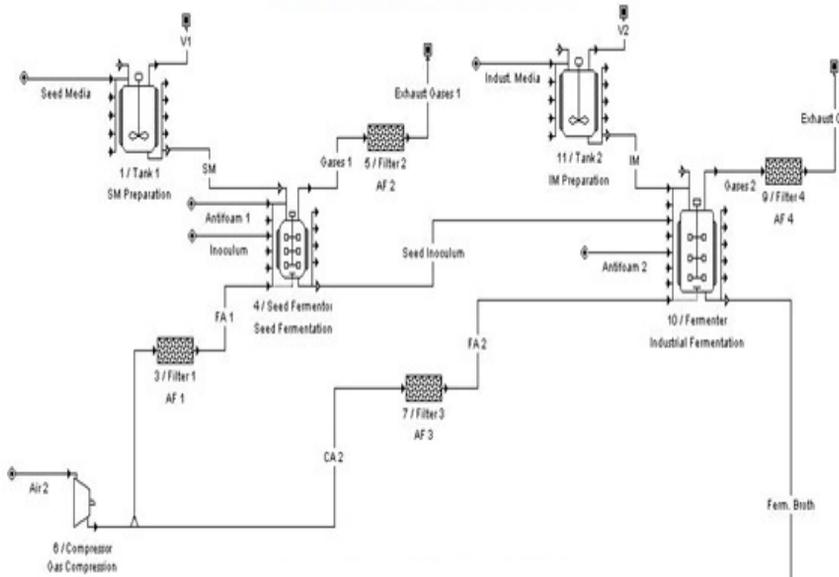
Para correr adecuadamente el modelo de costo contenido en el simulador, se escogió una tasa de interés promedio de 7 % para determinar el Valor Actual Neto (VAN), con una tasa de inflación del 2 % y un Impuesto Sobre Utilidades del 25 %. Se estableció un tiempo de vida del proyecto de 15 años, con 14 meses para construir la planta, mientras que se seleccionó un periodo de arrancada y puesta en marcha de 4 meses. La planta trabajará siempre a total capacidad, y se asumió una depreciación constante del equipamiento involucrado en el tiempo de vida del proyecto. Se supuso que no existen costos asociados con el tratamiento y vertimiento de producto contaminado o fuera de parámetros, mientras que no se consideraron los costos asociados con las operaciones de tratamiento de aguas residuales en el modelo de costo ya que estas operaciones atañen a otras partes. Se fijó un precio de venta de una botella de biofertilizante líquido de 1,5 L en \$ 28,00, siendo escogido este valor tomando en cuenta los precios del mercado de Cuba para la fecha en que se realizó el estudio. Los precios de compra y venta de los productos involucrados en el proceso no presentan variación en el tiempo; esta suposición puede ser removida en las siguientes etapas de diseño, aunque para esta fase inicial de diseño conceptual esta consideración es adecuada.

Los costos de operación adicionales considerados en el modelo de costo incluyen mantenimiento de la planta (7 % del costo total), aseguramiento y control de la calidad (15 % del costo total de la mano de obra), operaciones de investigación y desarrollo (8 % del costo total de mano de obra) y gastos misceláneos de la instalación (6 % del costo capital). Los principales indicadores económicos considerados fueron el VAN, debido a que es una medida financiera del valor del dinero en el tiempo, y la Tasa Interna de Retorno (TIR), debido a que es un indicador de la eficiencia económica del proyecto.

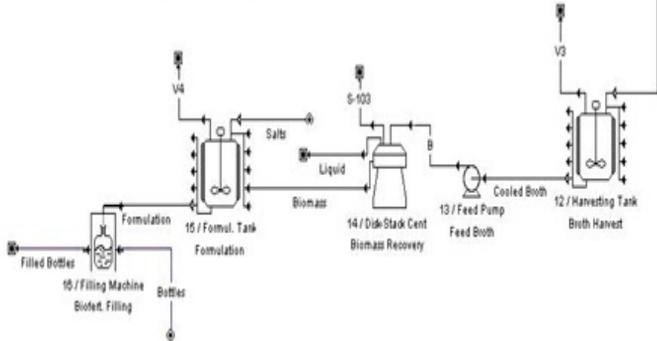
## **Resultados y discusión**

Una vez obtenidos los modelos tanto económicos como de proceso por medio del simulador SuperPro Designer<sup>®</sup>, se efectuó una descripción y análisis de los principales resultados económicos y de proceso obtenidos. La Figura 1 muestra el diagrama de flujo simplificado de la planta de producción de biofertilizantes líquidos, mientras que la Figura 2 presenta el Grafico de Ocupación del Equipamiento. En la Fig. 3 se expone el Grafico de Gantt.

## Fermentación semilla/industrial

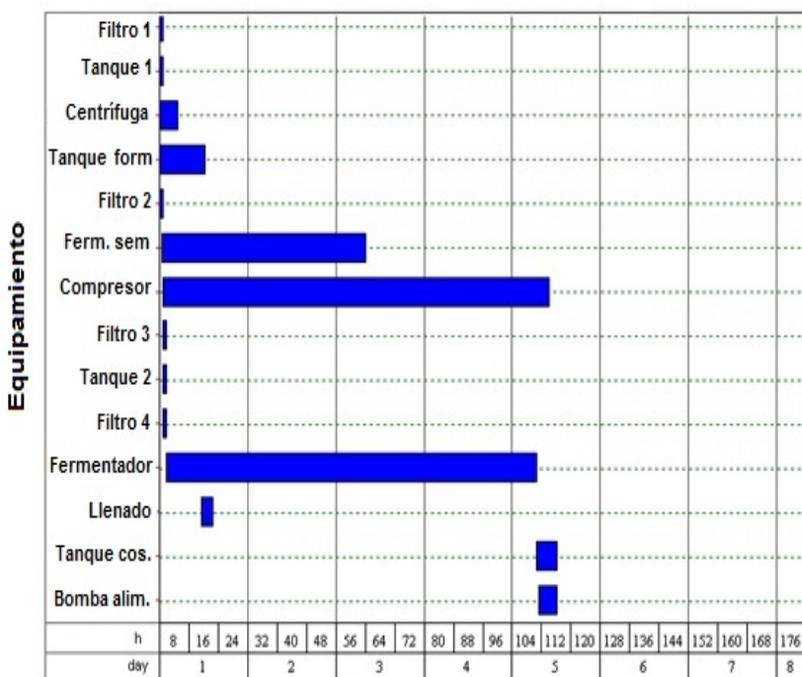


## Recobrado/Formulación/Llenado



**Figura 1. Diagrama de flujo simplificado de la planta de producción de biofertilizantes líquidos.**

La etapa de cuello de botella del proceso es el fermentador industrial ya que es una operación que dura por alrededor de 100 horas, mientras que el equipo que opera por el mayor período de tiempo es el compresor, ya que es el equipo que suministra aire comprimido libre de aceite a ambos procesos de fermentación (semilla e industrial), así como para los paneles automáticos e instrumentos neumáticos instalados en los equipos, por lo que opera durante todo el tiempo que dura el lote.



**Figura 2. Gráfico de ocupación del equipamiento**

## Principales resultados del proceso

La Tabla 2 muestra los principales parámetros del proceso obtenidos durante el estudio de simulación. A partir de los resultados mostrados, será necesario realizar alrededor de 78 lotes de producción por año produciendo alrededor de 568 kg de biofertilizante líquido por lote, para completar la capacidad de producción requerida, mientras que la cantidad promedio de botellas de 1,5 L a obtener por lote y por año será de 395 y 30 810, respectivamente.

**Tabla 2. Principales resultados del proceso**

<b>Parámetro</b>	<b>Valor</b>
Tasa de producción promedio (botellas de 1,5 L/año)	30 810
Tasa de producción promedio (botellas de 1,5 L/lote)	395
Tasa de producción promedio (kg/año)	44 300
Tasa de producción promedio (kg/lote)	568
Número promedio de lotes por año (lotes/año)	78
Tiempo de duración promedio de un lote (h/lote)	109

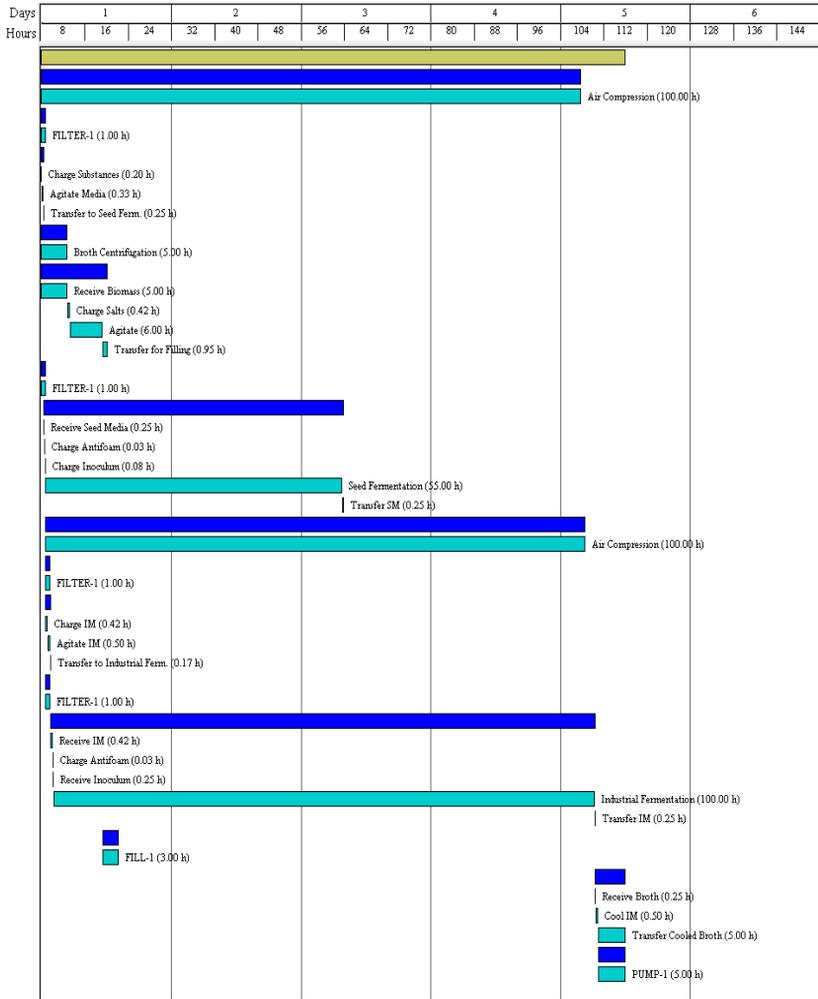


Figura 3. Gráfico de Gantt

## Resultados económicos

El capital fijo directo requerido para construir la planta de biofertilizante se resume en la Tabla 3, mientras que los costos de operación anuales involucrados en el proceso de producción se muestran en la Tabla 4.

**Tabla 3. Resumen del costo de capital fijo para el proyecto**

<b>Partida</b>	<b>Valor</b>
<b>Costo Total Directo de la Planta (CTDP)</b>	
Costo de compra del equipamiento	\$ 709 000
Instalación	\$ 165 000
Tuberías de proceso	\$ 390 000
Instrumentación	\$ 142 000
Aislamiento	\$ 21 000
Instalaciones eléctricas	\$ 71 000
Edificaciones	\$ 106 000
Mejoras del terreno	\$ 35 000
Instalaciones auxiliares	\$ 284 000
<b>CTDP</b>	<b>\$ 1 923 000</b>
<b>Costo Total Indirecto de la Planta (CTIP)</b>	
Ingeniería	\$ 577 000
Construcción	\$ 673 000
Pagos al contratista	\$ 159 000
Contingencia	\$ 317 000
<b>CTIP</b>	<b>\$ 1 726 000</b>
<b>Costo Capital Fijo Directo (CTDP + CTIP)</b>	<b>\$ 3 649 000</b>

Según se puede observar en la tabla 3, las partidas que más influyen en el Costo Total Directo de la Planta (CTDP) son la

del “Costo de Compra del Equipamiento” y las “Tuberías”, mientras que las de “Construcción” e “Ingeniería” son las partidas que más influencia presentan en el Costo Total Indirecto de la Planta (CTIP). El costo de capital fijo directo obtenido es de alrededor de \$ 3 700 000.

**Tabla 4. Costos anuales de operación**

<b>Partida</b>	<b>Valor (\$/año)</b>	<b>%</b>
Materias primas	30 000	4.1
Mano de obra	383 000	51.8
Depreciación	9 000	1.2
Laboratorio/CC/AC	57 000	7.7
Servicios auxiliares	39 000	5.3
Misceláneos y gastables	218 000	29.5
Publicidad y ventas	2 000	0.3
Impuestos por utilidades	1 000	0.1
<b>TOTAL</b>	<b>\$ 739 000/año</b>	<b>100 %</b>

A partir de los resultados mostrados en la Tabla 4, la partida de “Mano de Obra” (esto es, costos por salarios) presenta la mayor influencia en los costos anuales de operación, con un 51,85 % del costo total. Esto se debe a que es un proceso de producción que necesita emplear, al menos, 5 personas por turno de 24 horas, incluyendo operarios, supervisores, personal de mantenimiento y control de la calidad, así como también

personal de oficina y de servicios. Tomando en cuenta lo anterior, esta constituye una industria con mano de obra intensiva que requiere una cantidad relativamente elevada de personal experto para hacer funcionar adecuadamente la planta, lo cual afecta directamente los costos de operación de la planta. La partida “Misceláneos y Gastables”, la cual representa el consumo de artículos tales como guantes, kits de análisis de laboratorio, etiquetas, tapas, puntas de pipetas, etc., es el segundo de importancia, abarcando 29,54 % de los costos totales. La partida de “Materias Primas” influye poco en los costos de operación (4,01 % del total) debido a que las principales sustancias y compuestos químicos consumidos en el proceso presentan un costo relativamente bajo. La melaza, sulfato de amonio y sacarosa serán entregados a cero costo por la fábrica de azúcar ubicada cerca del lugar donde será construida la planta de biofertilizante, mientras que las demás materias primas son adquiridas a precios moderadamente bajos. La tercera partida que influye los costos de operación es la de “Laboratorio/CC/AC” con 7,78 % del total, debido al consumo de los reactivos y servicios auxiliares necesarios para efectuar ensayos de Control de Calidad y otros experimentos relacionados con el Aseguramiento de la Calidad.

## Indicadores económicos

La Tabla 5 resume los indicadores económicos más relevantes y los principales resultados de rentabilidad del proyecto.

**Tabla 5. Indicadores económicos del proyecto y datos de rentabilidad**

<b>Indicador</b>	<b>Valor</b>
Capital Fijo Directo	\$ 3 650 000
Capital de Trabajo	\$ 32 000
Costo de Arrancada	\$ 292 000
Pagos por regalías	\$ 1 000
Inversión Total de Capital	\$ 3 975 000
Inversión Asignada a este Proyecto	\$ 2 828 000
Costo de Operación Total Anual	\$ 739 000/año
Costo Unitario de Producción	\$ 24,009 /botella de 1,5 L
Ganancias Totales	\$ 985 000/año
Ganancia Bruta	\$ 246 000
Ganancia Neta	\$ 422 000
Margen Bruto	24,97 %
Retorno de la Inversión	14,93 %
Periodo de Recuperación de la Inversión	6,70 años
Tasa Interna de Retorno	2,55 %
Valor Actual Neto (con 7% de interés)	\$ 716 000

Tomando en cuenta los resultados mostrados en la Tabla 5, la inversión total asignada a este proyecto será de \$ 2 828 000, el Costo Unitario de Producción determinado para una botella de 1,5 L de biofertilizante líquido formulado es de \$ 24,009, el Capital de Trabajo establecido para este proyecto es de \$ 32 000,

las Ganancias Totales a obtener por año será de \$ 985 000, mientras que las Ganancias Netas a obtener será de \$ 422 000. Finalmente, el Margen Bruto es de 24,97 %, el Retorno de la Inversión es de 14,93 %, el Periodo de Recuperación de la Inversión será de 6,70 años, mientras que los valores obtenidos del VAN y TIR fueron de \$ 716 000 y 2,55 %, respectivamente.

## **Conclusiones**

Se elaboró y desarrolló un modelo tecno-económico para una planta de producción de biofertilizante líquido típica con una capacidad de producción de 44 ton/año, utilizando *Azospirillum brasilense* como la bacteria activa. Este modelo puede emplearse para analizar, entender y estudiar los principales factores y partidas que el proceso de producción del biofertilizante líquido, con el fin de optimizar la productividad, rentabilidad y factibilidad de la planta, y también para reducir los principales costos asociados con esta. Adicionalmente, el modelo desarrollado puede ser empleado para probar tecnologías de procesamiento alternativas para evaluar y predecir el impacto de las modificaciones realizadas.

A partir de los resultados obtenidos durante las operaciones de simulación con respecto a los indicadores económicos, el costo

unitario de producción de una botella de biofertilizante líquido de 1,5 L es de \$ 24,009, la inversión total de capital requerido para construir la planta será de \$ 3 975 000, la cantidad total de botellas de 1,5 L a obtener por año será de 30 810, el valor obtenido del indicador Retorno de la Inversión es de 14,93 %, el Periodo de Recuperación de la Inversión del proyecto s de 6,70 años, la cantidad total de ganancias a obtener por año será de \$ 985 000, mientras que los valores obtenidos de VAN y TIR fueron de \$ 716 000 y 2,55 %, respectivamente. Todos estos resultados indican que resulta factible implementar el proyecto de planta de biofertilizante líquido tanto desde el punto de vista técnico como económico (Peters et al., 2003; Baca, 2010; Towler and Sinnott, 2008), considerando las características específicas, factores económicos y condiciones de mercado del país, provincia y lugar en donde será emplazada la planta. Los resultados obtenidos en este estudio demuestran que mediante la implementación de técnicas de modelación y simulación resulta posible estudiar, analizar y mejorar procesos, mientras que constituye una herramienta válida y poderosa para cuantificar cambios y variaciones del proceso, y también para comparar métodos alternativos de proceso. Los resultados obtenidos mejoraran las evaluaciones ecológicas, técnicas y económicas de la aplicación bajo estudio, y también ayudará a

enfocar los métodos de investigación y optimización hacia las direcciones más prometedoras.

El modelo obtenido permitirá determinar nuevos costos capitales y de operación mediante la introducción de las modificaciones en los costos de equipamiento, mano de obra, materias primas y servicios auxiliares del Caso Base. La posibilidad de comparar los resultados obtenidos en el proceso modificado con aquellos obtenidos en el Caso Base ayudará a los investigadores e ingenieros a analizar, desarrollar o evaluar nuevos procesos y tecnologías de producción de biofertilizantes líquidos.

**NOTA:** Este trabajo se puede encontrar publicado en la siguiente dirección web:  
<https://revistas.unal.edu.co/index.php/biotecnologia/article/view/77053/pdf>

## Referencias Bibliográficas

1. Albareda, M., Rodriguez-Navarro, D. N., Camacho, M., & Temprano, F. J. (2008). Alternatives to peat as a carrier for rhizobia inoculant: solid and liquid formulations. *Soil Biol Biochem*, 40, 2771–2779.
2. Baca, G. (2010). *Evaluación de proyectos* (6ta ed.). México, D. F.: McGraw-Hill/Interamericana Editores S.A. DE C.V.

3. Baldani, V. L. D., Baldani, J. I., & Döbereiner, J. (1983). Effects of *Azospirillum* inoculation on root infection and nitrogen incorporation in wheat. *Canadian Journal of Microbiology*, 29, 924–929.
4. Bashan, Y., & de-Bashan, L. E. (2015). Inoculant Preparation and Formulations for *Azospirillum* spp. In F. D. Cassán (Ed.), *Handbook for Azospirillum: Technical Issues and Protocols*. Switzerland: Springer International Publishing.
5. Bashan, Y., Holguin, G., & Lifshitz, R. (1993). Isolation and characterization of plant growth-promoting rhizobacteria. In B. R. Glick & J. E. Thompson (Eds.), *Methods in plant molecular biology and biotechnology*. Boca Raton: CRC Press.
6. Bashan, Y., Trejo, A., & de-Bashan, L. E. (2011). Development of two culture media for mass cultivation of *Azospirillum* spp. and for production of inoculants to enhance plant growth. *Biol Fertil Soils*, 47, 963–969.
7. Fages, J. (1992). An industrial view of *Azospirillum* inocullants: production and application in technology can stimulate plants. *Symbiosis*, 13, 15–26.
8. Gódia, F., & López, J. (1989). *Ingeniería Bioquímica*. Madrid: Editorial Síntesis.

9. ICIDCA. (2000). *Manual de los Derivados de la Caña de Azúcar*. La Habana, Cuba: Instituto Cubano de Investigaciones de los Derivados de la Caña de Azúcar.
10. Mishra, B. K., & Dadhich, S. K. (2010). Methodology of nitrogen biofertilizer production. *J. Adv. Dev. Res.*, 1(1), 3-6.
11. Okon, Y., & Vanderleyden, J. (1985). Azospirillum as a potential inoculant for agriculture. *Trends in Biotechnology*, 3, 223–228.
12. Perry, R. H., & Green, D. W. (2008). *Chemical Engineers' Handbook* (8th ed.). New York: McGraw Hill
13. Peters, M., Timmerhaus, K., & West, R. (2003). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. New York: McGraw-Hill.
14. Prabavathy, V. R., Rengalakshmi, R., & Nair, S. (2007). *Decentralised Production of Biofertilisers – Azospirillum and Phosphobacteria*. Chennai, India: JRD Tata Ecotechnology Centre.
15. Roldán, M., Valdez, N., Monterrubio, C., Sánchez, E., Salinas, C., Cabrera, R., Cabrera, A. B. (2013). Scale-up from shake flasks to pilot-scale production of the plant growth-promoting bacterium *Azospirillum brasilense* for preparing a liquid inoculant formulation. *Appl. Microbiol. Biotechnol.*, 97(22), 9665-9674.

16. Sinnott, R. K. (2005). *Coulson & Richardson's Chemical Engineering: Chemical Engineering Design* (4th ed. Vol. 6). Oxford: Elsevier Butterworth-Heinemann.
17. Spaepen, S., Derleyden, J. V., & Okon, Y. (2009). Plant growth-promoting actions of rhizobacteria. *Adv. Bot. Res.*, *51*, 283–320.
18. Taurian, T. (2010). Phosphate-solubilizing peanut associated bacteria: screening for plant growth-promoting activities *Plant Soil*, *329*, 421–431.
19. Tien, T. M., Gaskins, M. H., & Hubbell, D. H. (1979). Plant growth substances produced by *Azospirillum brasilense* and their Effect on the growth of Pearl Millet (*Pennisetum americanum* L.). *Applied and Environmental Microbiology*, *37*(5), 1016-1024.
20. Towler, G., & Sinnott, R. (2008). *Chemical Engineering Design-Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*. London: Butterworth-Heinemann.

## **Conclusiones generales**

La simulación de procesos químicos es una herramienta fundamental para efectuar diversas tareas relacionadas con el diseño, control, evaluación y optimización técnico-económica de plantas y procesos relacionados con la industria química. Los ingenieros de proceso y químicos pueden desarrollar cálculos complejos y evaluar diferentes alternativas y escenarios de operación en cortos periodos de tiempo. De esta manera, los simuladores de procesos químicos se han convertido en una herramienta esencial en el aprendizaje y enseñanza de la ingeniería química, y su conocimiento y comprensión incrementa las posibilidades de desarrollo en los campos de la ingeniería conceptual y detallada (Gil et al., 2016).



Nuestro pequeño aporte está en el contenido de este libro:

Parte I. La simulación de procesos químicos y el simulador SuperPro Designer - La simulación de procesos químicos - Simuladores de procesos químicos - Tipos de simuladores de proceso - Simuladores modulares secuenciales - Simuladores simultáneos - Simuladores híbridos - Aplicaciones de la simulación de procesos  
Diseño asistido por computadora - Solución de problemas operacionales - El simulador SuperPro Designer - Antecedentes del empleo del simulador SuperPro Designer - Referencias bibliográficas

Parte II. Estudio de casos - Caso 1. Leche de cabra en polvo - Introducción  
Descripción del proceso de producción de leche de cabra en polvo (Caso Base)  
Aspectos tomados en cuenta para efectuar la simulación - Costo del equipamiento  
Propuesta de alternativa de producción (Variante) - Principales indicadores técnico-económicos obtenidos durante la simulación de la Variante - Conclusiones  
Referencias Bibliográficas - Caso 2. Ácido cítrico a partir de bagazo de caña de azúcar - Introducción - Descripción del proceso de producción de ácido cítrico a partir de bagazo de caña de azúcar - Simulación del proceso de producción de ácido cítrico - Principales resultados técnico-económicos obtenidos durante la simulación del Caso Base - Oportunidades para satisfacer la demanda interna de ácido cítrico en Cuba y perspectivas de ingresos económicos debido a las exportaciones de ácido cítrico - Conclusiones - Referencias Bibliográficas - Caso 3. Cerveza a partir de sorgo rojo CIAP R-132 - Introducción - Descripción del proceso de producción de cerveza a partir de sorgo rojo CIAP R-132 - Simulación del proceso de producción en el simulador SuperPro Designer - Principales resultados técnico-económicos obtenidos durante la simulación del proceso de producción de cerveza a escala piloto - Conclusiones - Referencias Bibliográficas - Caso 4. Planta de biofertilizantes líquidos - Introducción - Selección del microorganismo  
Descripción del proceso - Consumo de materias primas en las etapas del proceso  
Equipamiento - Servicios auxiliares - Descripción del modelo de costo - Resultados y discusión - Conclusiones - Referencias Bibliográficas - Conclusiones generales.



[www.fio.unam.edu.ar](http://www.fio.unam.edu.ar)

