

Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas
Facultad de Química – Farmacia
Departamento de Ingeniería Química



TRABAJO DE DIPLOMA

Título: Análisis de integración de procesos al CAI
Uruguay para la diversificación de la
industria azucarera.

Autora: Yusely López Robles

Tutores: M.Sc. Lisbet López González

Dra C. Raquel de la Cruz Soriano

Dr. C. Erenio González

2004-2005

RESUMEN

En el desarrollo diversificado de la caña de azúcar una alternativa que es una tendencia internacional es la producción de etanol y otra de indudable interés, debido a su demanda nacional e internacional, es la producción de ácido cítrico. En el presente trabajo se determinan las posibilidades de integración material y energética de la Empresa Azucarera Uruguay para el uso de corrientes intermedias del proceso y miel final para ambas producciones derivadas.

Se parte de un estudio de la fermentación cítrica, utilizando la miel final como sustrato, a través del comportamiento del Ph y la acidez con una tendencia a la formación de ácido cítrico; y la fermentación alcohólica, basada en el estudio de mezclas de varios sustratos: miel final, jugo de los filtros y jugos secundarios, por el método de enrejado simple. En este estudio los % más elevados de grado alcohólico se obtuvieron en la mezcla de jugo de los filtros y miel final.

Los indicadores de integración azúcar – alcohol y azúcar – ácido cítrico fueron obtenidos para cada variante de extracción de corriente: 0 – 100% jugo de los filtros y 0 – 100% jugo diluido, con el uso del programa SISTEC.

La planta de ácido cítrico fue diseñada para tres capacidades de producción (5000, 7500 y 1000), demostrándose la factibilidad económica de la inversión a través de los indicadores dinámicos usados: VAN, TIR (>16%) y periodo de recuperación (<3.76 años). Los beneficios económicos de la integración fueron 32528.58 \$/a para azúcar – alcohol y 607892.76 \$/a para azúcar – ácido cítrico.

SUMMARY

In the diversified development of the sugar cane industry, an alternative consisting an international tendency is the Ethanol production and another one of undutiful interest due to its national and international demand is the Citric Acid production. In the actual work we determine the material and energetic possibilities of integration of the Uruguay Sugar cane Enterprise for the usage of the intermediate currents of the process and its purge liqueur in both derived productions.

We start from a study of the citric fermentation, using the purge liqueur as a substrate, through the behavior of the Ph and the acidity with a tendency to the formation of citric acid; and the alcoholic fermentation, based on the study of mixtures of various substrates: final liqueur, filter juice and secondary juice, by the simple barring method. In this study the most altered % of alcoholic degrees were obtained in the mixture of filter juices and the final liqueur.

The integration indicators of sugar – alcohol and sugar – citric acid were obtained for each variant of current extraction: 0 – 100% filter juice and 0 – 100%of solved juice with use of the SISTEC Software.

The citric acid plant was designed for three production capacities (5000, 7500, 10000), showing the economic feasibility of the inversion through the dynamic indicators used: VAN, TIR (>16%) and recuperation period (<3.76 years). The economic benefits of the integration were 32528.58 \$/a for sugar – alcohol and 607892.76 \$/a for sugar – citric acid.

Índice

1- Introducción -----	1
Capítulo I Análisis Bibliográfico	
1.1 La caña de azúcar como fuente de productos químicos-----	5
1.1.2 Tendencia de la producción del azúcar crudo y alcohol.-----	6
1.2- Actualidad de la Industria del Alcohol por vía fermentativa.-----	7
1.2.1- Fermentación alcohólica -----	8
1.2.2 Sustratos utilizados en la producción de alcohol por fermentación -	9
1.2.3 Microorganismos utilizados en la fermentación alcohólica.-----	12
1.2.4 Esquemas tecnológicos -----	14
1.3- Generalidades del Ácido Cítrico. Características -----	16
1.3.1 Propiedades Físicas-----	17
1.3.2 Estudio del Mercado -----	18
1.3.3 El Ácido Cítrico en Cuba. -----	19
1.3.4 Métodos de Obtención -----	20
1.3.5 Método de cultivo superficial.-----	21
1.3.6- Método de cultivo Sumergido.-----	21
1.3.7 Materias Primas -----	22
1.3.8 Descripción del proceso. -----	23
1.3.9 Residuos del proceso de ácido cítrico -----	26
1.4 Integración material y energética en la diversificación. -----	27
Capítulo II: Material y Método	
2.1 – Caracterización de los sustratos -----	30
2.2- Materiales y métodos para la fermentación de ácido cítrico. Preparación del inóculo.-----	32
2.3- <i>Descripción del Método Experimental.</i> -----	32
--	
2.4- Preparación de los medios de cultivo -----	33
2.5. <i>Métodos Analíticos.</i> -----	35
--	
2.6 Materiales y métodos para la fermentación de alcohol. -----	41

2.7- Preparación de la propagación.-----	42
2.8- Preparación de la Prefermentación.-----	42
2.9 Preparación de la fermentación-----	43
2.10. Métodos Analíticos.-----	45

2.11 Integración material –energética.-----	49
Capítulo III: Análisis de Resultados	
3.1 Resultados de la dinámica de fermentación del ácido cítrico.-----	54
3.1.2 Comportamiento del pH-----	54
3.1.3 Comportamiento de la acidez -----	55
3.2 Resultados de la dinámica de la fermentación alcohólica.-----	56
3.2.1 Selección de las mejores condiciones de mezcla.-----	58
3.3 Diseño de una planta de ácido cítrico a partir de la miel final como fuente de sustrato para tres capacidades (5000 T/a, 7500 T/a, 10 000T/a).-----	60
3.4 Análisis de la integración empresa azucarera con una planta de ácido cítrico y de alcohol considerando el impacto de la extracción de las corrientes de jugo diluido y jugo de los filtros.-----	64
3.4.2 Determinación del consumo de insumos para cada variante.-----	67
3.4.3 Resultados de la determinación de los costos de producción de azúcar crudo para cada variante de extracción.-----	67
3.4.4 Indicadores de integración de la producción de azúcar y alcohol.----	69
3.4.5 Indicadores de integración de la producción de azúcar y ácido cítrico. -----	73

3.4.6 Evaluación de la inversión de la planta de ácido cítrico para tres capacidades de producción. -----	75
Conclusiones -----	78

<i>Recomendaciones</i> -----	79
<i>Bibliografía</i> -----	80
<i>Anexos</i> -----	84

Introducción

Las necesidades de azúcar del mundo se satisfacen de dos fuentes principales: la caña de azúcar y la remolacha de azúcar. La caña de azúcar se conoce desde hace 2000 años, por lo menos. (Jenkins 1971). La misma es cultivada en las regiones tropicales y subtropicales del mundo, constituyendo la principal fuente de azúcar. (Enciclopedia Encarta 2000).

La caña de azúcar constituye una planta excepcional cuyo potencial genético no está siendo bien aprovechado en la fabricación de otros disímiles productos. De dicha planta es posible obtener energía convencional y alimentos en una cierta competencia conciliable, sucediendo lo mismo con los residuales industriales y evitando a su vez la degradación del medio ambiente. (Gálvez, L. O., 1999). Este autor plantea que el desarrollo de las producciones derivadas deberá estar dirigido a la obtención de productos de mayor valor agregado.

Hasta la fecha el azúcar ocupa un lugar principal, debido a que es desde hace cientos de años uno de los componentes más importantes y universalmente utilizado en la dieta humana; sin embargo, desde hace ya varios años la comercialización internacional del azúcar enfrenta una situación muy crítica. Por esto es interés de los países productores de caña de azúcar el desarrollo de una estrategia para incrementar su competitividad, lo que ha incluido como una acción fundamental la diversificación de la industria, mediante la utilización de la caña como fuente de materia prima para la obtención de un elevado número de derivados y subproductos. (González E. 2000) (De la Cruz R. 2000).

En este contexto se han desarrollado y adaptado herramientas para la proyección de estrategias de diversificación azucarera en territorios específicos del país (Oquendo, H. 2002); se han considerado los conceptos de integración de procesos en la producción de azúcar, ácido cítrico y alcohol, entre otros.

Dentro de los productos derivados de la caña de azúcar uno de los que tienen mayores posibilidades es el bioetanol, del que por otra parte existe una amplia tradición de producción en Cuba. (González E. 2000) (De la Cruz R. 2000).

La producción de alcohol, ha sufrido un incremento considerable en la década actual. Es sustancialmente mayor el aumento en la producción de bebidas no

destiladas, entre las cuales la cerveza representa más del 90%. Esto indica que la disponibilidad de las bebidas alcohólicas es cada vez mayor y, necesariamente, se produce un aumento del consumo y de las consecuencias asociadas al mismo. (<http://www.alcoholinformate.org.mx>).

La obtención de etanol por vía biomasa se está explotando ya en países como Brasil y EE.UU, sin embargo, en otros países como España y Cuba, la obtención de etanol se realiza en su mayor parte por la fermentación de melazas y su posterior destilación. Actualmente se han realizado estudios para el uso integral de la caña y el uso de otras fuentes de sustratos en esta producción, por ejemplo, en Estados Unidos y Hawai (Shleser R., 1994), (Taylor & Francis, 1996), (ANDBEYOND, 1999).

Además se ha considerado la producción de ácido cítrico por las propiedades que posee, disponibilidad de tecnología, valor agregado, por los diferentes productores que se pueden encontrar en la región de Latinoamérica y el Caribe (en especial Brasil), y por último por la disponibilidad de materias primas disponibles.

El ácido cítrico es uno de los aditivos más utilizados por la industria alimentaria. Se obtiene por fermentación de distintas materias primas, especialmente la melaza de caña de azúcar. En el mercado mundial, cerca del 90% del producto, considerado un commodity, es elaborado por la Unión Europea, Estados Unidos y China. De los países del Mercosur, sólo Brasil produce ácido cítrico, aunque no alcanza a cubrir su demanda interna. (www.alimentosargentinos.gov.ar)

Problemática científica

En el desarrollo diversificado de la industria de la caña de azúcar, una alternativa, que es una tendencia internacional, es la producción de etanol y otra de indudable interés, debido a la demanda nacional, es la producción de ácido cítrico. Para ambas alternativas es necesario investigar las posibilidades de integración del central azucarero con una u otra producción, de modo que se definan las posibilidades de operación del proceso de fabricación de azúcar crudo, en cuanto al surtido de productos, la entrega de vapor a la producción de derivados para

cada variante productiva y tecnológica considerando el balance económico del proceso en cada caso.

Es necesario evaluar las operaciones básicas de producción tanto de ácido cítrico como de etanol, con el uso de materias primas como la mezcla de sustratos de jugo de los filtros, jugos secundarios y miel final, además de estimar la inversión, los costos de producción y los indicadores dinámicos de la inversión.

Hipótesis

Como se sabe, los costos de producción de etanol o de ácido cítrico están influidos por los consumos energéticos y de materias primas, sin embargo, si existe una adecuada integración material y energética de la producción de azúcar con una planta de etanol o la de ácido cítrico pueden minimizarse los pesos específicos de estos componentes del costo en la producción de uno u otro producto. Por otro lado, el desarrollo de un análisis integral, mediante la modelación matemática del uso de corrientes intermedias del proceso de fabricación de azúcar crudo, permitirá evaluar la mejor alternativa productiva entre ambos procesos y un mejor impacto social, ambiental y económico de la actividad productiva del complejo según la alternativa de producción que corresponda

Objetivo general

Determinar las posibilidades de integración material y energética de la empresa azucarera “Uruguay” para el uso de corrientes intermedias de proceso y miel final para la producción de etanol o ácido cítrico.

Objetivos específicos

- 1- Realizar un estudio preliminar de la producción de ácido cítrico utilizando miel final como sustrato.
- 2- Determinar las posibilidades alternativas de utilización de mezclas de sustratos azucarados en la producción de etanol mediante un estudio de mezclas ternarias.

- 3- Determinar alternativas de integración material y energética de la empresa azucarera Uruguay, con un impacto ambiental favorable considerando las alternativas que aconsejan los estudios de mezcla realizados para la producción de etanol.
- 4- Determinar el impacto económico de emplear industrialmente como sustrato fermentativo para la producción de ácido cítrico miel final, comparándolo con la alternativa de producir bioetanol.

Tareas para desarrollar este trabajo.

- 1- Realizar la revisión bibliográfica sobre procesos de fabricación de azúcar crudo, procesos de obtención de etanol y procesos para la obtención de ácido cítrico.
- 2- Realizar un estudio de la técnica para la fermentación de miel final de caña como sustrato para la producción de ácido cítrico.
- 3- Realizar un estudio de mezcla de sustratos azucarados y su impacto en la calidad de la producción de etanol considerando Miel Final-Jugo de los Filtros y Jugos Diluidos.
- 4- Determinar la ficha de costo de fabricación de azúcar crudo de la empresa azucarera Uruguay.
- 5- Determinar la ficha de costo de obtención de ácido cítrico para una tecnología dada.
- 6- Determinar la ficha de costo de obtención de diferentes calidades de alcohol de la destilería Paraíso.
- 7- Determinar la inversión de una planta de ácido cítrico de tres capacidades (5000 t/a, 7500 t/a, 10 000 t/a), en la empresa azucarera Uruguay.
- 8- Evaluar el perfil de costo de integración de azúcar crudo- ácido cítrico y los indicadores económicos.
- 9- Realizar un estudio de los indicadores dinámicos de la inversión de una planta de ácido cítrico para las tres variantes de producción propuesta.

Capítulo I: Análisis Bibliográfico

1.2 La caña de azúcar como fuente de productos químicos

La **Caña de azúcar**, nombre común de ciertas especies de herbáceas vivaces de un género de la familia de las Gramíneas. Se cultiva mucho en países tropicales y subtropicales de todo el mundo por el azúcar que contiene en los tallos, formados por numerosos nudos. La caña alcanza entre 3 y 6 m de altura y entre 2 y 5 cm de diámetro. Forma espiguillas florales pequeñas agrupadas en panículas y rodeadas por largas fibras sedosas. Se conocen diversas variedades cultivadas, que se diferencian por el color y la altura de los tallos. (Caña de azúcar," Enciclopedia Microsoft® Encarta® 2000.)

El azúcar no era conocida en la antigüedad. Ninguno de los libros antiguos la menciona. Los profetas sólo consignan unas cuantas cosas sobre la caña de azúcar, un raro y caro lujo importado de tierras lejanas. Se atribuye al imperio persa la investigación y el desarrollo del proceso que solidificó y refinó el jugo de la caña, conservándolo sin fermentación para posibilitar su transporte y comercio. Esto ocurrió poco después del año 600 de nuestra era y comenzó a usarse como medicina. En esa época, un trocito de azúcar era considerado como una rara y preciada droga. La llamaban *sal India* o *miel sin abejas* y se importaban pequeñas cantidades a un gran costo. Herodoto la conocía como *miel manufacturada* y Plinio como *miel de caña*.

Durante la época de Nerón un escritor le puso el nombre de *saccharum*. Dioscorides hace referencia a «una especie de miel sólida llamada saccharum, que se encuentra en las cañas en la India y en la Arabia; tiene la consistencia de la sal y es crujiente». El nombre en latín medieval para un trozo de esa preciosa sustancia fue substituido más tarde en occidente por el de azúcar. (<http://www.mind-surf.net/drogas/azucar.htm>)

Las necesidades de azúcar del mundo se satisfacen de dos fuentes principales: la caña de azúcar y la remolacha de azúcar. (Jenkins, 1971) En nuestro país el

azúcar se obtiene a partir de la caña de azúcar, (*Saccharum officinarum*), una gramínea de ciclo anual. La composición de sus jugos varía de acuerdo con varios factores, como son: variedad, tipo de cultivo, época del año y otros. El contenido de sacarosa es muy variable; en Cuba es de un 11-16% en peso, (Ferrer F. A., 1968), (Morrel I. 1985)

Nuestro país a finales de la década de 1960 se sustituyó la política inicial de rápida industrialización, diseñada para diversificar la economía, por la intensa producción de azúcar. A principios de la década de 1990 la cosecha anual de caña de azúcar fue de 58 millones de toneladas, al igual que la producción de azúcar refinada. La producción de caña de azúcar en 1998 era de 4.000.000 toneladas. (Cuba," Enciclopedia Microsoft® Encarta® 2000)

La caña de azúcar es una planta tropical, por lo que se cultiva principalmente dentro de los trópicos. Durante el periodo de crecimiento requiere de altas temperaturas y abundante agua. Con la ayuda del cruce sistemático para el mejoramiento, se han producido variedades adecuadas para una amplia gama de climas y altamente resistentes a periodos de sequía, así como son las plagas.

Para el cultivo de la caña es necesario tener en cuenta tanto las características de las diferentes variedades de los suelos como de lograr la combinación más eficaz. (Morrel, I. 1985)

1.1.2 Tendencia de la producción del azúcar crudo y alcohol.

Nuestro país en los próximos años debe desarrollar un programa destinado a impulsar la producción de derivados de la caña de azúcar y elevar la eficiencia en todo el proceso de la agricultura y la industria para reducir los costos. Paralelo a esto se busca transformar su agro industria con el objetivo de obtener productos altamente revalorizados, con diversidad y presentación que respondan a las necesidades del mercado.

El desarrollo de los derivados ofrece un gran número de alternativas, entre las que se pueden seleccionar las más convenientes, de acuerdo con las posibilidades tecnológicas, las condiciones locales y las facilidades financieras. (González E. Y col. 2001)

Actualmente para la producción de azúcar en los ingenios brasileños se emplea jugo de primera extracción y lo someten al tratamiento tradicional de defecación/sulfitación con cal y elaboran sólo dos masas cocidas. El azúcar de primera (A) que es típicamente un "blanco directo". El azúcar de segunda (B) se emplea generalmente como pie para las templas A, mientras que la miel B se envía a la destilería, conjuntamente con el jugo clarificado del 2do molino y parte del filtrado de los filtros de cachaza.

El rendimiento típico de fermentación que se logra hoy en las destilerías brasileñas es de 91% (eficiencia estequiométrica) y 99% en la destilación, de modo que el rendimiento neto en el caso estudiado es de aproximadamente 40 litros/t de caña, correspondiente a una producción de aproximadamente 960,000 litros/día. El consumo de vapor de escape en el tipo de unidades de destilación actualmente empleado en Brasil oscila entre 3.5 y 4.5 kg/litro. El producto final es mayoritariamente 99.5% de etanol anhidro para mezclar con gasolina. **(Avram, Pedro. y Stark, Thomas. 2004)**

En Cuba se han realizado estudios sobre la obtención de alcohol a partir de jugos de caña energética (Obregón Luna, y col. 2005). Para esto se realizó una caracterización de los jugos de caña energética, encontrándose que son diferentes a los jugos de caña azucarera, en macrocomposición y comportamientos en clarificación convencional con cal-calor y como substrato industrial en la fermentación alcohólica. Además se desarrolló una nueva tecnología específica, para poderlos emplear en la producción comercial de alcohol y levadura en destilerías, evaluada y comprobada en escalados industriales; siendo una alternativa de diversificación para períodos después de zafra en Cuba.

1.2- Actualidad de la Industria del Alcohol por vía fermentativa.

El desarrollo y atractivo económico de la producción de alcohol y sus derivados se encuentran fuertemente influenciados por diversos factores que han propiciado o disminuido, en distintas épocas, el interés por la misma. Entre estos factores están los referidos a las materias primas fundamental, que de acuerdo a su precio en el mercado, su disponibilidad y los destinos de su mejor uso han marcado la

efectividad económica de esta producción. Esta, a su vez, ha estado marcada por los fines de uso del alcohol, cuya demanda actualmente es superior a las posibilidades de suministro, por lo que resulta importante tener en cuenta este elemento en su producción. (González, E. 4 del 2000).

La industria alcoholera fue la primera industria de derivados que se desarrolló en Cuba, mediante el aprovechamiento de los subproductos de la caña de azúcar, su línea histórica ha sido la producción de alcohol etílico a partir de la miel final de caña. (Correa Cortés, Martínez Mederos, 2, 2002).

Actualmente la demanda de alcohol es superior a las posibilidades de suministro, y la materia prima que tradicionalmente se ha usado, la miel final de caña, cada día es más cotizada debido al incremento de las producciones biotecnológicas y a la diversificación del uso de materia prima. Resulta de vital importancia incrementar los niveles de producción a fin de satisfacer la demanda. Un aumento de la eficiencia global de producción de alcohol, tanto técnica como económicamente, solo puede lograrse a través de la producción integrada de azúcar- alcohol. (Correa Cortés, Martínez Mederos, 2, 2002).

1.2.1- Fermentación alcohólica

La fermentación es un proceso catabólico de oxidación incompleta, siendo el producto final un compuesto orgánico. Estos productos finales son los que caracterizan los diversos tipos de fermentaciones.

(<http://es.wikipedia.org/wiki/Fermentaci%C3%B3n>)

El proceso de fermentación alcohólica, estudiado con profundidad en el mundo, sigue el esquema de Embden - Meyerhoff, en el cual la glucosa es transformada biológicamente en alcohol y anhídrido carbónico, en un proceso anaeróbico de bajo rendimiento energético.

En condiciones reales, e incluso cuando en el medio está presente solo glucosa, la transformación química de esta en alcohol se acompaña por reacciones colaterales que dependen de las condiciones químico – físicas del proceso, por lo que, a la par con el etanol, se forman otros productos de la fermentación, en un medio que

contiene una mezcla de diferentes sustancias orgánicas. La fermentación alcohólica es significativamente compleja como proceso bioquímico. (De la Cruz, R. 2002).

1.2.2 Sustratos utilizados en la producción de alcohol por fermentación

El etanol se produce de distintos tipos de materias primas renovables, como la caña de azúcar (subproductos), grasas que contienen almidón (maíz) o materiales lignocelulósicos (residuos agronómicos, hierbas y madera). (SKoog K; 1992).

La fermentación alcohólica se encuentra dentro de las fermentaciones sumergidas y para su realización se utilizan productos vegetales de gran contenido de azúcares, como la yuca, remolacha, sorgo, etc. (Azumah. C.; Jemima S. 1994-95). Son fermentables los hidratos de carbono, desde 3 átomos de carbono o múltiples de ellos, y estos estarán en dependencia, también, del tipo de microorganismo que se utilice.

Existen diferentes materias primas que se utilizan en la fermentación alcohólica entre las que se encuentran:

- Sustancias celulósicas === Madera, bagazo, residuos de la producción de pulpa de papel.
- Sustancias amiláceas ===== Cereales, papa, yuca, boniato.
- Sustancias azucaradas ===Melaza, remolacha, azúcar de caña, jugos de frutas, suero de leche.

Sustancias amiláceas: El almidón se encuentra abundantemente en ciertas plantas y es relativamente fácil su transformación en azúcar fermentable tratándolo con malta y con ácidos. En primer lugar se obtiene maltosa, y en el segundo dextrosa.

Las principales sustancias amiláceas utilizadas en la destilación de alcoholes son los cereales, las patatas y algún otro tubérculo

Cereales: Los mas corrientes son: Maíz, cebada, centeno, arroz y mijo.

- Maíz: Contiene un 58,9% de almidón, 3,25% de dextrina y 4,6% de azúcar. De los residuos de destilar unos 30-35 litros de alcohol, se obtiene un

resido seco, rico en nutrientes que se aprovecha para la alimentación del ganado.

- Cebada: Contiene un 62,2% de almidón, un 1,56% de azúcar y 1,7% de dextrina. Dado su alto precio, la cebada no se suele emplear para su destilación (salvo para la obtención de la malta necesaria para la sacarificación).
- Centeno: poco usado en destilería, pero a veces aprovechado para la obtención de malta. Da un 33% de alcohol.
- Arroz: Empleado en oriente para la preparación de aguardiente. Da un 45% de alcohol.
- Mijo: Se destila en Rusia.

Patatas: Contienen un 17-18% de fécula y alrededor de 28% de almidón. Se alcanza un nivel de alcohol de 50%. (<http://html.rincondelvago.com>)

Al grupo que contiene azúcares pertenecen las mieles o melazas de la industria azucarera, siendo las mismas las mejores para el proceso fermentativo. Además se puede utilizar jugo de caña de azúcar y de remolacha.

La producción de alcohol por fermentación a partir de la caña presenta varias alternativas posibles entre las que se encuentra: las mieles de caña, el jugo de caña, jugo de los filtros, residuos lignocelulósicos y residuos de vinaza.

Las mieles de caña constituyen el sustrato más utilizado en la fermentación del alcohol. La calidad del mismo depende de la composición y características que presentan las mieles. Josefina plantea que las mieles empleadas por la destilería Paraíso, procedentes de la empresa azucarera Uruguay nos cumplen con los valores mínimos normales establecidos, constituyendo un 70% del total de la composición de la miel mezclada. (Jover, J. Y col. 1998). Por lo que se hace necesario buscar otras fuentes de sustratos.

El jugo de caña azucarera, que es otro sustrato está compuesto entre otros por agua en un 70 y 80 % aproximadamente y sólidos entre 20 y 30 % los cuales son solubles e incluye en una proporción muy alta los azúcares, fundamentalmente la sacarosa constituye un 90% de esos azúcares y la glucosa y la fructosa constituye un 2%, eso es en plena maduración. A estos compuestos se le añaden

otros no azúcares generalmente en suspensión como materias céreas, proteínas, polisacáridos de la naturaleza orgánica y distintos componentes orgánicos. (Corcho, 2002) (Obregón, 2000).

El jugo de la caña es una de las alternativas que se pueden utilizar en la producción de etanol. Algunos autores consideran este jugo como un producto no aconsejable para la producción de alcohol y proponen su mezcla con azúcares y mieles para buscar un enriquecimiento del material, o en su defecto, una concentración por evaporación para lograr un contenido más alto de azúcares.

Otros plantean su producción sobre la base del jugo de caña tal como sale de los molinos, concentrados una cierta cantidad para su utilización en periodo no zafra.

El jugo de los filtros constituye otra alternativa, el que por sus características se consideran de mala calidad y la recirculación del mismo proceso de producción de azúcar trae como consecuencia un mayor consumo de vapor. El mismo tiene un alto contenido de microorganismos, no azúcares, almidón, coloides, los cuales pueden perjudicar el proceso de fermentación. (Reyes. R.; 1996).

Se han realizado estudios sobre el comportamiento de la recirculación del jugo de los filtros y sus afectaciones en la capacidad de clarificación. (Castro, M. Gómez, L y col, 2001) Se valoraron las alternativas de extracción parcial y total de estos jugos y su incidencia en los balances de materiales, energía y capacidad de una fábrica de azúcar. Con la extracción total de la corriente del jugo de los filtros se dispondría de una fuente de sustrato para producciones derivadas, implicando reducciones de un 13% en los volúmenes de producción de azúcar y de miel final, incidiendo notablemente en el comportamiento energético del ingenio al permitir mayores excedentes de bagazo y energía eléctrica

Algunos de los procedimientos ó métodos utilizados para mejorar el jugo azucarado de los filtros para la producción de alcohol son:

- La clarificación por temperatura.
- La clarificación con fosfato de calcio en caliente.

La selección del método óptimo de clarificación deberá estar en función de las características de la cepa a emplear en la fermentación.

González y colaboradores (González. E.; col. 1986) plantean la alternativa de utilizar los residuos lignocelulósicos en la producción de alcohol lo que constituye hoy en día una posibilidad altamente prometedora por su amplia disponibilidad en el mundo. La producción de etanol a partir de lignocelulosa entrega cantidades apreciables de lignina y hemicelulosa las cuales pueden ser utilizadas en la generación de energía.

Otras alternativas en la utilización de la materia prima para la fermentación alcohólica es el suero de leche. El suero lácteo tiene diferentes efectos sobre el proceso, dado por el incremento de la producción de levadura de aproximadamente 0.5 toneladas por día de producción aumentando 0.29 % del porcentaje alcohólico de la batición, reduciendo el ciclo fermentativo en una o dos horas. (Chithra, N. 1992) (Murria, K, R. y col. 1992).

Panchal plantea que la decisión de obtener alcohol por alguna de estas formas está determinada entre otros factores por el tamaño de la destilería, la demanda del producto final, los precios mundiales de las mieles y del azúcar, la disponibilidad de áreas cañeras etc. (Panchal, CI. 1984).

En la Facultad de Química Farmacia de la Universidad Central Marta Abreu de Las Villas se ha estudiado mezcla de sustratos (jugo de los filtros, miel final y vinaza) para la producción de alcohol con resultados favorables (Correa, 1995, Fabelo 1999).

1.2.3 Microorganismos utilizados en la fermentación alcohólica.

Las levaduras al igual que una larga serie de microorganismos viven libres e independientes en la naturaleza, se encuentran en las frutas, los granos y otras materias nutritivas que contienen azúcares, en el suelo (especialmente en los viñedos, en los huertos, en el aire, en la piel y en el intestino de los animales). Se diseminan por intermedio de portadores y por el viento, por lo general son organismos monocelulares y se presentan en forma muy variadas desde los esféricos, ovoides y elipsoidales. (Fabelo, 1999).

Las levaduras son los microorganismos de más vasto y antiguo empleo por el hombre, se usan en la industria del alcohol, vino, cerveza, en todo tipo de licores y en múltiples procesos que exigen fermentación o inversión de azúcares.

En los últimos 20 años las levaduras han sentado enormemente su importancia industrial, al generarse su utilización como alimento animal y humano de alto valor proteico y vitamínico. (Verbina, N. Mn. 1988).

Los microorganismos de la fermentación alcohólica son aquellos mediante los cuales sus procesos metabólicos transforman los hidratos de carbono en alcohol ó ácidos orgánicos, con ó sin la formación de anhídrido carbónico u otros gases. (Yun –Chun –Yen. 1986) (Chi. Z.M. 1993).

Diversos autores reportan otros tipos de levaduras a partir de los cuales se puede producir alcohol, por ejemplo las cándidas son capaces de degradar las pentosas, de corrientes sulfitadas alcalinas.

Las Zymomonas se consideran una de las productoras de mayor perspectiva ya que como es una bacteria, representa la ventaja de formar una biomasa no grande, tolerante al alcohol, no tiene represión catabólica y además tiene una alta velocidad específica de conversión de glucosa en etanol.

Aunque existe una gran variedad de microorganismos empleados en la fermentación alcohólica, las levaduras son más utilizadas pues ellas producen un mejor proceso de separación después de la fermentación, además producen un contenido de sustancias tóxicas muy inferior a otros microorganismos. (Verbina, N. Mn. 1988).

El tipo de levadura a utilizar industrialmente en la producción de alcohol, debe reunir las siguientes condiciones:

- Ser capaz de fermentar el sustrato eficientemente.
- Producir altas concentraciones de alcohol
- Tolerar altas concentraciones de alcohol.
- Mantener una eficiencia a valores de pH alrededor de 4.
- Mantener su eficiencia a valores de temperatura alrededor de 35°C.

Las levaduras más utilizadas en la producción de alcohol son la *Sacharomyces Cerevisiae*, *S. Anamensis* y *Cándida seudotropicalis*. (Hernández. M.T. y col. 1986).

1.2.4 Esquemas tecnológicos

Se han reportado diferentes esquemas tecnológicos para la producción de etanol por vía fermentativa son:

- 1- Método clásico o Jackemine: es el más usado en las destilerías cubanas, presenta las siguientes variantes:
 - Jackemine por germinador.
 - Jackemine por cultivador
 - Jackemine por prefermentación.
- 2- Fermentación periódica: Se aplica en las fábricas donde el etanol se produce para fines industriales sin grandes requerimientos de calidad. En comparación con el proceso clásico este requiere el control del pH, temperatura, formación de espuma. La productividad fluctúa entre 2-5 ml. de alcohol por litro por hora. Las levaduras se separan mecánicamente, se acidulan, se lavan y de nuevo se utilizan. Los fermentadores de etanol por evaporación e infecciones.
- 3- Fermentación Continua utilizando proceso Moille –Boinot: Los fermentadores se instalan en forma de cascada. En la primera etapa el medio se aérea y en la última tiene lugar una completa degradación del azúcar. Las levaduras se separan, se acidulan y retornan al primer fermentador.
- 4- Sistema Biostil: Es una variante del sistema Moille-Boinot, es un sistema continuo de producción de alcohol el cual combina fermentación, operación unitaria y dentro de ellas se destaca la destilación alcohólica. Durante el proceso se recicla vinazas a la etapa de fermentación, el rango óptimo de recirculación se encuentra entre 55 y 60% para una relación de fermentables sobre no fermentables alrededor de 4-10.
- 5- Proceso al vacío: Proceso continuo de una etapa. El líquido pasa a través de un separador, donde las levaduras se separan y se reciclan al fermentador. El líquido claro se envía a un tanque del cual el etanol, el CO₂ y el H₂O se separan por evaporación y se envía a destilación. El residuo después de la evaporación se recircula al fermentador. (Varobella, L.I. 1989).
- 6- Fermentación por células inmovilizadas: Es el avance más reciente en lo que a fermentación se refiere, es la fijación de células mediante métodos de

inmovilización por absorción y atrapamiento, lo cual se realiza haciendo enlaces cruzados y covalentes de un gel, lo que deja atrapada a la célula garantizando condiciones extremas de anaerobicidad. (Blake, 1986).

El resto de las fermentaciones se diferencian entre sí en la concentración de alcohol, tiempo de fermentación y por la formación de productos covalentes.

Los procesos continuos presentan una mayor ventaja en cuanto a la destilación, como es la calidad del producto. (Alfa Laval, 1987) (Rad, 1981) (Vorobella, 1989).

Los procesos continuos presentan diferencias sobre los demás tipos de fermentación entre las que se pueden mencionar: que utilizan el 100% de la capacidad del fermentador, disminuye el tiempo del proceso, se obtienen 8 litros de etanol por litros de fermentación por hora, y aumenta el metabolismo del microorganismo. (Fabelo, 1999).

En las destilerías cubanas se utiliza el esquema tecnológico desarrollado por Jackemine, generalmente se realiza el proceso con la aplicación de refrescos. El sustrato utilizado en las mismas es la miel final. Además existe un prefermentador siendo este un tanque cilíndrico cuya capacidad fluctúa entre 10 y 25 m³, presentando un difusor de aire. Es alimentado con miel final diluida (batición) de densidades equivalentes a 11.5-12 °Brix y nutrientes, esto permite que la levadura se propague hasta alcanzar una población de 100 millones de células por mililitro de batición, en la practica se lleva hasta el 60% del descenso del Brix inicial garantizando la cantidad de células necesarias en un ciclo de 8-10horas. (Hernández, M. T. 1986)

El proceso de fermentación ocurre en los fermentadores a un Brix de 13-15 con temperatura entre 29 y 32°C, estos equipos son de 10-15 veces mayores y no se aplica aire.

Después de cargado el fermentador hasta un cuarto de su capacidad y añadiendo el prefermento se deja reposar una hora y se comienza a llenar con miel diluida de tres formas diferentes:

- De modo lento o continuo
- De modo rápido y continuo
- En forma de refrescos

La elección del método depende de los recursos de refrigeración disponibles ya que el propósito es evitar la elevación de temperatura a niveles que inhiban la fermentación, por eso es que para todo tipo de destilería en países tropicales el llenado debe ser por etapas o refrescos, que trae como consecuencia que la concentración de azúcares se mantenga durante la mayor parte del proceso entre límites máximos y mínimos y la formación de alcohol progresivo y constante se desarrolla paralelamente al de preparación de levadura. (Obregón, 1980). (Hernández, M. T. 1986) (Fabelo, 1999).

Entre las principales variables que influyen en la fermentación alcohólica se encuentran la temperatura, el pH, la concentración del sustrato, la concentración de nutrientes, el tipo de microorganismo y la concentración del mosto fermentado. Debido a que la fermentación tiene un carácter exotérmico, la temperatura aumenta durante el proceso.

La fermentación además se controla por la medición del grado Brix cada dos horas al principio y una hora después hasta que se acabe el ciclo fermentativo, degradándose todos los azúcares fermentables. El ciclo total fluctúa usualmente entre 16 y 20 horas, dependiendo de la cantidad y actividad del fermentado, cantidad existente en el fermentador y de ciertas características de la miel que influyen sobre la velocidad y eficiencia de la fermentación. (Obregón, 1980). (Hernández, M. T. 1986).

1.3- Generalidades del Ácido Cítrico. Características

El ácido cítrico es un producto que abunda en el reino vegetal, fundamentalmente, en frutas tales como limón, naranja, piña, ciruela, pera y melocotón y en los huesos de los animales, músculos y sangre. (López, R. 2002.)

Es uno de los ácidos orgánicos que más se utiliza en el mundo. Es un ácido dibásico, lo que permite la formación de sales neutras, una de tipo monoalcalino y dos sales diferentes dialcalinas. También forma sales de tipo complejos solubles con varios iones metálicos.

Es un ácido de consumo humano con alta solubilidad, baja toxicidad, fuerte poder quelante y sabor agradable, por lo que tiene numerosas aplicaciones en la industria alimentaria, farmacéutica y otras. (Blanco, G.; Herryman, M.2001).

El ácido cítrico $\text{HOOCCH}_2\text{C}(\text{OH})(\text{COOH})\text{CH}_2\text{COOH} - \text{H}_2\text{O}$ – hidroxí- 1,2,3-propanotricarboxílico. Ácido tricarboxílico con un grupo alcohol, que se encuentra en limón. Es un sólido cristalino, con un punto de fusión, 153 °C; peso específico, 1.542.

Es un producto incoloro e inoloro, de sabor marcadamente ácido, mucho más soluble en agua fría que en caliente y se produce tanto granular como en polvo de forma anhidra. Es uno de los ácidos más versátiles, no es tóxico y por ello tiene numerosas aplicaciones en la industria alimentaria, farmacéutica, así como en otras de menor escala. (G. Rabassa, 2002).

Este producto se fabrica en distintas calidades que se muestran con sus características en la Tabla 1. (Blanco, G.; Herryman, M.2001).

Tabla 1. Calidades del ácido cítrico y sus características

	Extra	Superior	Primera Calidad
Pureza Mínima (%)	99.50	99.50	99.50
Color (escala de lodo)	4.00	6.00	10.00
Cenizas (%)	0.07	0.10	0.35
H ₂ SO ₄ libre (%)	0.01	0.01	0.03
A _s (%)	7 (10 ⁻⁵)	7 (10 ⁻⁵)	7 (10 ⁻⁵)
SO ₄ ⁼ (%)	0.1	0.1	0.1

1.3.1 Propiedades Físicas

El ácido cítrico cristaliza a partir de soluciones acuosas calientes como cristales incoloros o polvo blanco cristalino. Es deliquescente en el aire húmedo y ópticamente inactivo.

Tabla #2: Propiedades físicas del ácido cítrico

Formula molecular	C ₆ H ₈ O ₇
Masa molecular	192.13 mol
Peso	64.04 gramos
Punto de fusión	153 °C
Temperatura de descomposición	175 °C
Densidad	1.665 g/mL
Calor de combustión	1.96 MJ/mol
Calor de solución	117 J/gramo

Las soluciones acuosas de ácido cítrico provocan sistemas Buffer excelentes cuando están parcialmente neutralizadas ya que el ácido cítrico es débil y tiene tres grupos carboxilos.

El ácido cítrico monohidrato tiene una masa molecular de 210.14 y cristaliza a partir de soluciones acuosas frías. Actualmente está disponible en cantidades comerciales muy limitadas. (López, R.2002).

1.3.2 Estudio del Mercado

Los usos del ácido cítrico están dados fundamentalmente por las siguientes propiedades: acidez, formación de complejos y emulsificación.

El 75% de la producción de ácido cítrico se utiliza en la industria alimentaria como acidulante, tampón, emulsificante, estabilizador de grasas y aceites y para acentuar el sabor.

El 15% de su producción tiene uso industrial, principalmente en detergentes, limpieza de calderas, acondicionador de agua, pulido de aceros inoxidables, y en las industrias del cuero y textil como mordientes. Se emplea el 10% de la producción con fines farmacéuticos en jarabes, pastillas, ungüentos, preparados digestivos; en forma de sales de Na y K como preservante de sangre, y de citrato de Fe y NH₃ para combatir la anemia. (KIRT, O, Segunda Edtion).

También se utiliza en la elaboración de encurtidos, pan, conservas de pescado y crustáceos frescos y congelados entre otros alimentos. Los citratos sódico o potásico se utilizan como estabilizantes de la leche esterilizada o UHT. (<http://www.quimicadelsur.cl/products.htm>).

Se utiliza además en limpiadores de membranas de osmosis invertida: las soluciones de ácido cítrico se usan para quitar hierro, calcio y otros cationes que ensucian el acetato celuloso y otras membranas en osmosis invertida y sistemas de electrodiálisis. (López R., 2002).

La producción de ácido cítrico ha crecido notablemente en el presente siglo, debido a la gran demanda y aplicaciones que posee. En 1950, alcanzaba las 50 000 t/año; posteriormente se registró una importante expansión debido al desarrollo del proceso de fermentación sumergida, el cual es mucho más económico. Actualmente la capacidad instalada a nivel mundial es de 75 000 t/año, con una producción real de 550 000 t/año.

El ácido cítrico se fabrica en más de 20 países. La Unión Europea, Estados Unidos y China reúnen el 80% del total mundial. La Unión Europea incrementó su elaboración fundamentalmente, a su uso como materia prima para la fabricación de detergentes biodegradables. Se estima que la demanda de Estados Unidos creció según una tasa cercana al 7% anual, debido a la expansión de la industria de alimentos y bebidas.

El consumo mundial del ácido cítrico, se estimaba en unas 800 000 toneladas a principios del año 2001 y la demanda crecía a un ritmo de 4-5 % anual, es decir que se necesitará cada año entre 32 000 y 40 000 toneladas adicionales.

El consumo de ácido cítrico en el mundo crece a razón de 5-8% anual y la tendencia parece mantenerse estable. (Internet. Ácido cítrico. 2003)

1.3.3 El Ácido Cítrico en Cuba.

El ácido cítrico en nuestro país ha sido un producto utilizado desde hace mucho tiempo, sin embargo, no se ha realizado un estudio de la demanda total del mismo que profundice las características del mercado interno.

El mayor consumidor nacional de ácido cítrico es la industria alimentaria, en la cual se utiliza como saborizante y para garantizar la conservación de productos, representando entre el 70-80% del total. Esta industria tiene un consumo actual (2002) para la producción de bebidas y refrescos de 250 toneladas anuales y también lo utiliza para la producción de conservas pero este consumo no se pudo identificar. Otros consumidores de cierta importancia son: Poder Popular, Industria Pesquera, Ministerio de la Agricultura y el Ministerio de la Industria Azucarera que lo empleaba en la producción de caramelos. (Blanco, G. Y Herryman, M. 2001)

También se puede señalar que en los últimos años se han dado pasos con vista al desarrollo de la industria farmacéutica y veterinaria jugando un papel importante la obtención de la materia prima necesaria para obtener dichos preparados tanto naturales como sintéticos.

Además de la obtención del ácido cítrico se obtiene el sulfato de calcio (yeso) en cantidades significativas. Este producto es muy utilizado en la medicina para la inmovilización de miembros fracturados; donde la producción de este último puede ser una solución parcial a las necesidades existentes de este producto. (Internet. Ácido cítrico. 2003).

Gómez hace un estudio de las necesidades y posibilidades de producción de ácido cítrico, específicamente en la región central como resultados de la demanda existente del ácido cítrico que justifica estudiar el montaje de una planta en la región central de Cuba, siendo la localización más factible en la empresa azucarera Uruguay y que todas las variantes de producción son económicamente viables, excepto la versión pesimista de una planta de 5000 t. (Gómez, M. 2004)

1.3.4 Métodos de Obtención

La obtención del Ácido Cítrico de modo general se puede agrupar en tres métodos básicos:

- 1) Extracción de fuentes naturales empleado para ello la materia prima como: Jugos diluidos; jugos diluidos tratados (fermentados); Jugos concentrados. Se basa en separar el ácido cítrico natural presente en frutas para lo cual es necesario separarles el jugo, el que puede ser utilizado directamente diluido o

luego de una concentración, o tratarlo microbiológicamente mediante un proceso de fermentación para eliminarle sustancias perturbadoras como azúcar, sustancias gomosas tales como mucílagos, etc. (GARAY, I, 1997)

2) Síntesis química. Desde 1897 partiendo de bromoacetato de etilo y éster oxalacético por medio de la reacción de Reformatsky (VAUCHAN, P. 1973).

3) Conversión fermentativa de fuentes azucaradas. Aplicado desde 1925 obtenido a través de fermentación de soluciones de glucosa, sacarosa o melazas de azúcar de caña, mediante la utilización de mohos y hongos como *Aspergillus Níger*. El licor del fermentador se separa y se somete a un proceso de aislamiento del ácido cítrico similar al desarrollado a partir de jugos naturales.

Los procesos de obtención del ácido cítrico pueden dividirse en dos: la fermentación superficial, prácticamente obsoleta y el proceso actual la fermentación sumergida, ambos utilizan el *Aspergillus Níger* como microorganismo productor. (Rabassa. G. 2002).

1.3.5 Método de cultivo superficial.

Los factores que inciden marcadamente en los rendimientos del cultivo superficial del ácido cítrico son: la relación entre el área superficial del recipiente y el volumen de solución fermentada, la temperatura y el pH del medio; este último parámetro tiene gran incidencia en la producción colateral del ácido oxálico, producto indeseable en este proceso. El tiempo de retención es de 8 a 12 días y el proceso finaliza cuando el pH llega alrededor de dos.

Posteriormente viene la etapa de recuperación la cual se realiza en forma de monohidrato cristalino y el mismo involucra procesos de precipitación para separar los productos indeseables, filtración y decoloración con carbono activado y cristalización. (Rabassa. G. 2002).

1.3.6- Método de cultivo Sumergido.

En la actualidad el método de fermentación sumergida o profunda ha sustituido casi totalmente al superficial. A pesar del interés que existe en la producción del ácido cítrico mediante este método, puede decirse que existe gran escasez de

literatura tecnológica que describa el proceso comercial. Sin embargo, de la información analizada pudo deducirse que todos los investigadores coinciden en cuanto a los dos problemas fundamentales con que se debe enfrentar el proceso sumergido que es:

Control de la concentración de los iones metálicos en el sustrato, que inhiben el metabolismo del *Aspergillus Níger*. Estos iones metálicos son principalmente Fe y Mn. Algunos autores recomiendan el uso de resinas intercambiadores de iones, para reducir al mínimo estas concentraciones.

Otros recomiendan el uso de algún alcohol de bajo peso molecular (metanol), y el cual hace que el microorganismo sea tolerante a estos iones.

El segundo problema es la producción colateral del ácido oxálico y el mismo puede minimizarse con un control riguroso en el cambio gradual del pH.

El proceso de fermentación sumergido se realiza en dos etapas, la de propagación del inóculo y la etapa de fermentación, lográndose rendimientos superiores al 65% sobre la base de azúcar consumida.

Las ventajas de este proceso con respecto al método superficial son las siguientes:

- Mayores rendimientos.
- Ciclos de fermentación más cortos.
- Operaciones más simples.
- Menor área en la sección de fermentación.
- Menos fermentadores.
- Menor costo de operación y mantenimiento.

(Rabassa. G. 2002).

1.3.7 Materias Primas

Las materias primas para la producción del ácido cítrico pueden dividirse en tres grupos: azúcares, materiales amiláceos y mieles finales. En el primero está el azúcar crudo, el refino y la glucosa; en el segundo, el almidón de papa y los subproductos de la harina de tapioca, entre otras y, en el tercero, las mieles de caña y remolacha, pero, las más empleadas son las mieles de remolacha, las de

caña y el azúcar directamente. (Pazouki, 2000) En Cuba la materia prima que se utilizaría sería las mieles de caña que aportan al proceso de biosíntesis del ácido los carbohidratos y probióticos indispensables. (Gálvez L. O., 1999).

Con las materias primas de los dos primeros grupos, es fácil el control del proceso de fermentación, pero cuando se emplean mieles finales de caña o remolacha no, debido a que las mieles son materiales de composición compleja, que varía en dependencia del suelo, clima, forma de cosecha y otros factores lo que crea dificultades en la fermentación. Para su empleo en la producción de ácido cítrico, las mieles requieren de un tratamiento previo de dilución, homogeneización y adición de sales para eliminar los metales pesados y otros componentes inhibidores y, por último, la separación de lodos y precipitados salinos. (López R., 2002). (Blanco, G. Y Herryman, M. 2001).

Trabajos realizados en Camagüey (2003) utilizan otras fuentes de sustratos como materias primas para la fermentación del ácido cítrico siendo estas la miel final, el jugo de los filtros y el Sirope off. Para ello emplearon el diseño de experimento enrejado simple obteniéndose que las variantes de miel final, Sirope + Jugo, jugo + miel y miel + sirope + jugo tienen mayores posibilidades de obtener el ácido cítrico ya que se puede observar que responden al comportamiento de los ácidos débiles. En este trabajo no determinaron el ácido cítrico directamente, por lo que uno de nuestros objetivos fundamentales es determinar el ácido cítrico para dar validez a la fermentación.

1.3.8 Descripción del proceso.

El proceso de producción de ácido cítrico a partir de mieles finales como sustrato fundamental en la etapa fermentativa, conjuntamente con el crecimiento y propagación del inóculo es considerado como un proceso a Templa o discontinuo, causado por el tiempo de reacción necesario que es alrededor de 7 días. (GARAY, I, 1973) (GEPLACEA.1988.) (Sherton, 1999).

Las operaciones fundamentales del proceso productivo son:

- ◆ Preparación de la materia prima (mieles)
- ◆ Fermentación

- ◆ Filtración y precipitación del citrato de calcio
- ◆ Concentración y decoloración
- ◆ Cristalización
- ◆ Centrifugación
- ◆ Secado y envase del producto

Cuando se usan mieles de caña o remolacha hay que hacer una preparación para eliminar componentes que inhiben o dificultan la fermentación, así como seleccionar el cultivo adecuado y lograr una “domesticación” apropiada de los bacteroides para su adaptación a las condiciones específicas de variación de estas materias primas.

Una vez desfanguizadas, las mieles se esterilizan para después proceder a la preparación del medio de fermentación al que se adicionan las sales nutrientes.

En los fermentadores de siembra se realiza el crecimiento y activación del hongo (*Aspergillus Níger*) mediante la inoculación con esporas y el suministro de aire estéril a un medio de concentración adecuada, al que se le han añadido los nutrientes.

La fermentación es la etapa fundamental del proceso una mala fermentación implica que no se obtendrá ácido cítrico con la calidad requerida. Para que esto no ocurra hay que tener en cuenta ciertos parámetros de control esenciales como son el pH, Temperatura, tiempo de fermentación entre otros.

Varios autores plantean que mantener un pH favorable es esencial para una producción satisfactoria de ácido cítrico. Sikander estudió el efecto de diferentes pH (4.5 – 7.0) sobre la producción de ácido cítrico, los máximos rendimientos lo obtuvo con un pH inicial de 6. Si se trabaja a pH bajos los iones de ferrocianide son tóxicos al crecimiento del núcleo. Un pH superior ocasiona una acumulación de ácido oxálico. (Sikander, A. 2002) (Sikander, A. 2001).

Currie, plantea que un pH bajo (2.20 o menos), favorece la producción de ácido cítrico y suprime la del oxálico, reduce al mínimo el peligro de contaminaciones y facilita la esterilización. (Currie, G, D. 1961).

La temperatura del medio es uno de los factores que tiene un efecto profundo en la producción del ácido cítrico. La temperatura de 30°C fue encontrada como la

mejor en la fermentación. Diferentes investigadores han trabajado con esta temperatura. (Vergano. 1996, Arzumanov. 2000).

El tiempo de fermentación es otro de los parámetros de interés en la fermentación. El tiempo óptimo de incubación depende de las condiciones de fermentación y del organismo utilizado. Sikander obtuvo que la duración de la fermentación es de 144 horas después de la incubación. (Sikander, A. 2002).

En Cuba solo se ha realizado un estudio de la fermentación cítrica, en Camagüey. Ellos emplearon una concentración inicial de ART de 15 g/l, la cual no es recomendable. Según varios autores la concentración inicial de ART debe encontrarse entre 120-180 g/l. La óptima se encuentra en los 150 g/l. (Sikander, A. 2002, Currie, G, D. 1961, Arzumanov. 2000)

De los fermentadores de siembra se pasa a los fermentadores principales donde se realiza la producción de ácido cítrico, por medio de un proceso aeróbico con alimentación incrementada.

Terminada la fermentación, que dura entre 7 y 8 días, se filtra y se separa el micelio del hongo y se precipita el ácido cítrico en forma de citrato tricálcico.

Una de las formas de obtener el ácido cítrico es mediante el proceso cal/ ácido cítrico. Cuando el incremento en la concentración de ácido cítrico alcanza el punto en el cual es antieconómico se interrumpe la fermentación y el caldo se lleva a un filtro o centrífuga donde se separa el molde del licor y posteriormente este último se pasa a la sección de recobrado.

El proceso clásico de recobrado de ácido cítrico es calentar el licor fermentado y añadirle cal. Se precipita citrato de calcio insoluble, se lava y se da tratamiento en suspensión acuosa con ácido sulfúrico, obteniéndose una solución acuosa de ácido cítrico y yeso como precipitado. Sin embargo, actualmente las mayores plantas productoras de ácido cítrico no utilizan la purificación cal/ ácido sulfúrico. (Johnston Sh. And Wu B., 2000).

La suspensión de ácido cítrico se concentra y se decolora con carbón activado, después pasa a las etapas de cristalización y centrifugación. Los cristales de ácido cítrico se secan y se envasan.

El ácido cítrico debe ser envasado en sacos de papel multicapas de tres capas con bolsa interior de polietileno, por lo general con una capacidad de 25 kg. debiendo almacenarse en lugares limpios, secos y bajo techo, evitando las elevadas temperatura y humedad para prevenir su endurecimiento. (Blanco, G. y Herryman, M. 2001) (López, R. 2002)

1.3.9 Residuos del proceso de ácido cítrico

A partir del proceso de producción de ácido cítrico se obtienen subproductos de gran utilidad entre los que se destacan el micelio, el filtrado de citrato de calcio y el yeso.

El micelio es la biomasa del hongo *Aspergillus Níger* después del proceso de fermentación y posee un alto contenido de proteínas y minerales. El filtrado de citrato de calcio, al igual que el micelio, es un importante complemento de la alimentación del ganado, en la que se utiliza para el aprovechamiento de las sustancias valiosas presentes en el mismo. Este residual contiene casi todos los no azúcares de las mieles, incluidos los ácidos orgánicos, betaína, sales de potasio, de calcio, vitaminas, aminoácidos y otras sustancias. Su composición química varía en función de las mieles empleadas en la fermentación y tiene un alto valor de demanda biológica de oxígeno.

El yeso formado durante la descomposición del precipitado de citrato tricálcico (proceso $\text{cal}/\text{H}_2\text{SO}_4$) se usa en la fabricación del cemento Portland como aditivo del clinker, en sustitución del yeso natural, como regulador del tiempo de fragmentación; también se emplea en las producciones de azulejos y losas.

Estudios realizados por M. M. Rashad, H. M. Baioumy and E. A. Abdel-Aal, 2003 sobre la estructura y espectros formados a partir de cristales de yeso, demostraron que cuando se usaba yeso obtenido del proceso de producción de ácido cítrico como aditivo se obtiene un decrecimiento de la cristalinidad del yeso

En Internet aparecen compañías que comercializan yeso sintético, CP-Gypsum Technologies, Inc. propone una mezcla de un producto residual de cemento y yeso artificial obtenido por diferentes producciones incluyendo la de ácido cítrico, ello resultará en un incremento en la producción de cemento, reducción de las

emisiones de CO₂ y en los costos de producción de cemento.

(<http://www.cprecycl.com/gypsum.htm>)

El yeso tiene numerosas aplicaciones industriales, la más importante de las cuales es la fabricación, por calcinación, de yeso de construcción, aunque también se utiliza como aditivo del *clinker* de cemento, en la industria química para dar dureza permanente y en la obtención de sulfato amónico, en fertilizantes y abonos, en la fabricación del vino, pinturas, minería del carbón e industria farmacéutica.

(www.igme.es/internet/RecursosMinerales)

1.5 Integración material y energética en la diversificación. Tendencias.

El concepto de diversificación ha ido evolucionando, desde producciones con tecnologías simples, hasta las más recientes, basadas en la química sintética, la biotecnología y en los procesos de obtención de nuevos materiales, en esta misma razón se ha pasado de índices de valores agregados de la materia prima de alrededor de 5 valores en los menos ventajosos hasta 20 en los productos de elaboración más complejos, (González E., 1995), (González E., 1996).

La matriz DAFO de la biomasa ha sido propuesta por Cunningham y ampliada por González, (González E., 1996), planteándose tres debilidades: Escaso desarrollo de infraestructura tecnológica, problemas de integración energética no resueltos y cultivo cíclico.

El desarrollo potencial de la industria a partir de la caña de azúcar, se fundamenta en las posibilidades de la biomasa como fuente de productos químicos y energía, (Colectivo de autores, 1999) y será económicamente factible sólo mediante una sólida integración agroindustrial, pues en la evolución del uso de los subproductos nos encontramos ahora en el momento de que las producciones derivadas comienzan a integrarse estrechamente con las azucareras, de modo que puedan aprovecharse las ventajas de una y otra producción desde el punto de vista tecnológico, energético, y de situaciones coyunturales del mercado azucarero.

Los procesos tendientes a cogenerar han sido utilizados por los industriales desde 1905, sin embargo a partir de la crisis energética de los años 70 el mundo empezó a implementar esquemas de cogeneración, porque se logran ahorros de energía primaria y sustitución de combustibles fósiles por otros que sean renovables.

Las afectaciones ocasionadas al medio ambiente del ciclo del petróleo son muy conocidas, (EUR, 1995) y teniendo en cuenta que las reservas de combustibles fósiles se estiman para poco más de 300 años y que se consumen en el mundo 190 millones de barriles de petróleo y solo el 12.5% de esta energía es renovable, se hace necesario el uso de energía suave (EUR, 1995), (Turrini E. O., 1993), (Valero A. y Lozano M., 1994).

En el caso de la industria azucarera existen ventajas ambientales adicionales cuando se emplea la cogeneración, porque el combustible que utiliza es renovable y con bajas emisiones de SO_x y NO_x, es autoproducido por la industria, lo que disminuye el costo de combustible. Esto se garantiza con el desarrollo de nuevos equipos para la cogeneración asociado a calderas de fluidización y turbinas más eficientes, lo que se traduce en ahorros energéticos considerables, (Hernández R. A., 1992), (Acosta I., 1995), (CONAE, 1995) (Valero A. y Lozano M., 1992), (Álvarez R., 1995).

Según se reporta en la literatura el índice de consumo en la industria azucarera moderna oscila entre 300-500 Kg. de vapor/t de caña. Este consumo en las fábricas de azúcar puede variar entre el 40-70% de la caña molida (Acosta I., 1995). En nuestro país se estima una cifra promedio del 55% de la caña.

En nuestro país el desarrollo prospectivo del Sistema Energético Nacional (SEN) basado en la biomasa cañera resulta por lo tanto más conveniente para el respeto y cuidado del medio ambiente. Así al usar la biomasa cañera para producir energía de una forma más barata, no se renuncia al desarrollo y se protege el medio ambiente, (Valdés A., 1997)

A partir de la mitad de la década de los 60 la industria azucarera comenzó un proceso de reconversión energética que permitió disminuir el número de calderas obsoletas en un 25% y seguidamente se ha trabajado para aumentar el aprovechamiento de las fuentes de energía de esta industria (Bagazo y RAC) buscando fundamentalmente eliminar el consumo de energía eléctrica del SEN. No obstante aún se trabaja con tecnologías de baja presión, con el empleo de equipos de proceso altamente consumidores de vapor, lo que limita las

posibilidades de generación eléctrica y por tanto de cogeneración, debido a que el punto de balance termoenergético está en la zona de menor potencial termodinámico del vapor de agua.

Junto a los problemas materiales se trata de dar solución a la demanda energética de las nuevas capacidades; como se ha explicado anteriormente, se requiere de un esquema energético integrador que garantice niveles adecuados de sustratos (mieles intermedias, jugos de los filtros, jugo del último molino), vapor y electricidad. En este punto las ventajas fundamentales se obtienen en el aprovechamiento del potencial energético que representa la biomasa cañera y los beneficios al medio ambiente, debido a su carácter renovable.

Capítulo II: Material y Método

Para complementar los objetivos planteados en el presente trabajo se describen en primer lugar los medios y métodos empleados en el estudio tanto de la fermentación de ácido cítrico como de alcohol utilizando diferentes fuentes de sustratos, con el fin de establecer una comparación entre ambos procesos.

Para la realización de estos experimentos se utilizaron como materias primas o sustratos fermentativos, la Miel Final, el Jugo de los Filtros y Jugo Diluido, subproductos obtenidos en la producción de azúcar crudo, los cuales fueron obtenidos en la Planta Piloto “José Martí” de la Universidad Central Marta Abreu de las Villas, exceptuando la miel que fue obtenida de la empresa azucarera Uruguay.

Para la fermentación de ácido cítrico solo se tomo como sustrato la miel final proveniente del la empresa azucarera Uruguay.

El plan experimental se desarrolló en dos etapas:

- 1- Caracterización de los diferentes sustratos a utilizar en cuanto a: materia seca, azúcares reductores, ceniza, pH, acidez, con el objetivo de determinar las potencialidades de tales sustratos así como la calidad de cada uno de ellos.
- 2- Se realizó la dinámica de fermentación para la obtención de alcohol y ácido cítrico donde se estudiaron siete variantes diferentes en el caso del alcohol que responden a un diseño experimental de enrejado simples.
- 3- Se analizó la integración material- energética de la empresa azucarera Uruguay con la producción de ácido cítrico y alcohol.

En segundo lugar se expone como realizar:

- 1- El diseño de una planta de ácido cítrico para tres capacidades diferentes de producción: 5 000, 7 500 y 10 000 t/a.
- 2- Determinación de los indicadores de integración.

2.1 – Caracterización de los sustratos

Con el objetivo de caracterizar los sustratos a utilizar en la fermentación, para poder determinar las condiciones y calidad de cada uno de ellos se le realizaron una serie de análisis

Los análisis de materia seca, azúcares reductores, ceniza, pH, acidez, fueron realizados en el laboratorio de Residuales de la Facultad de Química-Farmacia de la Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas.

La determinación del % Pol y la Pureza se realizaron en el laboratorio de la Planta Piloto “José Martí”.

Caracterización de la Miel Final.

Análisis	Resultado
Ceniza (%)	16.21
Materia Seca (%)	84.29
Brix	82.003
Ph	5.29
ART	44.74
Acidez	0.17

Caracterización del jugo de los filtros

Análisis	Resultado
ART	124.4
PH	5.6
Brix	15.6
% Pol	12.98
Pureza	83.21

Caracterización del jugo Secundario

Análisis	Resultado
Brix	12
ART	84
% Pol	9.97
Pureza	90.1
PH	5.6

2.2- Materiales y métodos para la fermentación de ácido cítrico. Preparación del inóculo.

El hongo utilizado en la fermentación de ácido cítrico es el *Aspergillus Níger*, el cual fue obtenido en el ICIDCA (Ciudad Habana); el mismo fue cultivado en cuñas de Agar Saboraud Dextrosa. Los cultivos se incubaron durante 7 días a 30° C, hasta obtener abundante esporulación.

Se realizaron numerosos pases a frascos con el mismo medio, con el objetivo de multiplicar el número de esporas.

Los frascos conteniendo los cultivos se almacenan a 4° C, después de que se haya alcanzado la esporulación deseada.

Posteriormente se procede a la preparación de una solución de esporas. La misma se prepara tomando los tubos de ensayo que conservan el hongo, al cual se le añade una solución salina (9%) y con un asa se procede a la extracción de las mismas. El líquido obtenido se agita vigorosamente, con el objetivo de lograr una homogenización en la mezcla y así obtener una suspensión de esporas.

Se realizó un conteo de esporas en Cámara de Neubauer, obteniéndose una concentración de $64 * 10^6$ esporas/ml.

2.3- Descripción del Método Experimental.

Una vez preparado los medios de cultivo, se colocaron en una zaranda, donde estaba garantizada una temperatura estable de 30°C y una agitación de aproximadamente 200 r.p.m por el período de 7 días (por falta de identificación en la zaranda no se conoce con exactitud a cuantas revoluciones se trabaja). Se tomaron muestras diarias para determinar el comportamiento de pH y temperatura, los análisis de azúcares reductores totales, acidez total y formación de ácido cítrico se midieron al inicio y al final de la fermentación,

Estas son las variables fundamentales que se deben medir, para poder inferir si en cada experiencia realizada hubo algún crecimiento del hongo, así como la tendencia de la formación de otros ácidos como el ácido oxálico, que no es objetivo de esta fermentación.

2.4- Preparación de los medios de cultivo

Para la preparación de los medios de cultivo se utilizó miel final como fuente de carbohidratos, sales inorgánicas y elementos trazas. Para la fermentación se realizó una experiencia con sus replicas. Las concentraciones de las sales y elementos trazas se fijaron de acuerdo a lo reportado en la literatura, así como el inóculo. Según artículos de interne y otras referencia se tomo que el volumen del inóculo transferido al medio es de 5% (v/v) con respecto al volumen total de fermentación, para la primera fermentación y para la segunda se tomó una proporción mucho menor.

Medio de cultivo básico definido para *Aspergillus Níger*

Componentes principales (g/l):

Sacarosa	150.0
(NH ₄) ₂ SO ₄	2.5
KH ₂ PO ₄	0.15
NaCl	0.15
MgSO ₄ .7H ₂ O	1.1

Trazas (mg/l):

CuSO ₄ .5 H ₂ O	0.24
ZnSO ₄ .7 H ₂ O	1.50
FeSO ₄ .7 H ₂ O	0.10

Los medios se prepararon de la siguiente forma:

Primeramente se determinó la concentración de azúcares reductores totales, para ello se tomaron muestras de miel final y por medios analíticos se realizaron las pruebas. Una vez determinada los ART, se procede a la clarificación de la miel, la cual tiene una duración de 24 horas y se realiza con el objetivo de eliminar todos los sólidos suspendidos que posea la miel para así poder trabajar con un sustrato purificado.

Al sobrenadante obtenido de la clarificación se le ajusta mediante balances de masa la concentración de azúcares a 150 g/l y el pH se aumenta con ácido sulfúrico hasta 6. Posteriormente se esterizaron todos los medios a utilizar (sustratos, nutrientes, trazas y demás utensilios empleados durante la fermentación), la misma se efectuó a 120 °C y 1 atm de presión durante 15 minutos.

Los medios de cultivo de la fermentación fueron distribuidos en elenmeyers de 500 ml, en volúmenes de 200 ml cada uno con el objetivo de garantizar una buena transferencia de oxígeno.

Las condiciones iniciales de la fermentación se fijaron de la siguiente forma:

- pH inicial: 6
- ART inicial: 150 g/l
- Conteo de esporas: $64 \cdot 10^7$ esporas /ml
- R.p.m: 200

Las sales trazas se prepararon en una solución de 50 ml y se calculó mediante la ley de la volumetría la concentración que debían tener las mismas para añadir al medio un mililitro de la solución.

$$C_1 \cdot V_1 = C_2 \cdot V_2.$$

C1 = Concentración total de las sales para un volumen de 0.0001L

C2 = Concentración de la sal para un volumen de 0.085 L

V1 = Volumen que se quiere añadir al medio

V2 = Volumen total de los medios.

Como los valores de la concentración de las trazas están expresados en mg/l, es necesario convertir los valores finales a g/l y posteriormente calcular por una regla de tres la concentración de cada una de las sales para un volumen de 50 ml.

Composición de las trazas

- $\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$ ----- 0.012 g/l
- $\text{ZnSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ ----- 0.0075 g/l
- $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ ----- 0.005 g/l

El último paso en la preparación de los medios de cultivos consiste en verter, las sales y el inóculo correspondiente.

Las cantidades y nutrientes empleadas en cada fermentación se expresan a continuación:

Variante 1

Substrato Fermentativo -----	Miel final
Volumen de fermento -----	200 ml
Volumen de sustrato -----	198 ml
Volumen de Inóculo -----	2 ml
Volumen de la Solución de trazas -----	0.2 ml
Concentración de las Sales:	
Sulfato de Amonio -----	0.494g/l
Hidrogeno fosfato de potasio -----	0.03058 g/l
Cloruro de Sodio -----	0.03058 g/l
Sulfato de Magnesio -----	0.2188 g/l

2.5. Métodos Analíticos.

Las técnicas analíticas utilizadas se describen como sigue:

Clarificación de la miel final

Se siguió el procedimiento conocido como método ácido en caliente, el mismo consta de los pasos siguientes:

- a) Dilución de miel 1:1 (es decir se diluye la miel con la misma cantidad de agua)
- b) Se ajusta el pH a 3.2 con H₂SO₄ diluido
- c) Se calienta a 80°C durante 30 minutos
- d) Se deja sedimentar durante 24 horas
- e) Se toma el sobrenadante de la sedimentación
- f) Esterilizar a 1 atm por 15 min.

Determinación de ART (azúcares reductores totales para miel)

- *Fundamentos del método:* Los azúcares reductores presentes en las distintas muestras objeto de análisis tienen la propiedad de reducir el cobre del estado cúprico al estado cuprosos en disoluciones alcalinas. El punto final se detecta utilizando azul de metileno como indicador interno.
- *Preparación de la muestra y/o porción de ensayo:* Pesar 5 gramos de miel, transferirlos a un matraz de 500 ml, agite bien para garantizar una buena homogenización, adicione 2.5 ml de oxalato de potasio. Enrase hasta la marca con agua destilada. Mezcle y filtre añadiendo tierra de infusorios sobre el papel de filtro. Cubra el embudo con vidrio reloj mientras dura la filtración. Deseche los primeros 25ml del filtrado. El resto del filtrado constituye la solución básica (problema) de este análisis. Tomar del filtrado 100 ml y llevarlo a un matraz de 300 ml, adicionar 50 ml de agua destilada. Dar calor hasta que alcance los 65°C, después adicione 10 ml de HCL 6.34 Normal y déjelo reposar durante 30 minutos; si no está a temperatura ambiente se enfría con agua. Retire el termómetro con enjuague con agua destilada. Añádale 3 gotas de fenostaleina y neutralizar con NaOH 1 Normal hasta cambio de color rojizo. Se enrasa con agua destilada.
- *Procedimiento general:* Cargue una bureta de 0-50ml con la solución básica (problema) anteriormente preparada. Prepare dos frascos erlermeyer de 250-300ml (boca estrecha) y en ambos pipetee 5ml de la solución A y 5ml de la solución B de Felling. El volumen de solución A añadido a cada frasco erlermeyer tiene que ser rigurosamente exacto. Añada a uno de los dos frascos anteriores 20ml de agua destilada y 17ml de la solución básica problema antes preparada. Caliente el erlermeyer colocándolo sobre una tela metálica amiantada en una hornilla con regulador de temperatura de manera que el contenido comience a hervir en cuatro minutos. Se continúa la ebullición moderada hasta dos minutos, transcurridos los cuales se añaden 0,5ml de la solución indicadora de azul de metileno sin tocar las paredes del frasco, dejando hervir la solución durante 10 segundos, entre adiciones sucesivas de la solución básica hasta que en el punto final de la valoración el color azul

oscuro del indicador cambie al color rojo ladrillo característico del óxido cuproso precipitado. Anote los ml de solución básica consumidos, este dato se utiliza al efectuar la valoración normal.

Para la segunda valoración se calcula la cantidad de agua que hay que añadirle según el volumen solución gastado y sería:

Cantidad de agua = 60 -10(Felin) -0.5(azul de metileno) – lo que gasto de solución

El cálculo de la concentración de azúcares reductores sería:

$$a = \frac{m * v}{m_a * v_1} (100)(3)$$

Donde:

a: números de reductores en la muestra

m: 0.0525 g

m_a: masa de la muestra original (g)

V: Volumen en que se diluye m_a, en ml (500ml)

V₁: Volumen gastado en la valoración final (ml)

Se multiplica por tres porque es el factor de dilución.

Determinación de los ART por el método del DNS

- *Preparación del reactivo:* Solución de ácido dinitrosalicílico (3-5DNS). Se disuelven 10g de ácido (3-5 DNS) en 200ml de una solución de NaOH 2N. Se disuelven 300 g de fosfato de sodio y potasio en 500 ml de agua destilada, añadiendo a esta solución la del ácido dinitrosalicílico (3-5DNS); sumerja el recipiente en baño de agua a 80°C y complete con agua destilada hasta volumen final de un litro. Agitar bien la mezcla hasta que se disuelva y llevarla a lugar fresco a temperatura ambiente. Mantener la muestra bien tapado.
- *Procedimiento general:* Se añade a un tubo de ensayo 1 ml del sobrenadante centrifugado y se adicionan 2 ml de solución de reactivo 3-5 DNS mezclando bien. Se colocan los tubos en baño de agua hirviendo durante 5 minutos, extrayéndose posteriormente y dejándose enfriar hasta temperatura ambiente. Se enrasa en tubos hasta 10ml de agua destilada y se lee en el espectro colorímetro a 540 nm contra un blanco preparado con 1 ml de agua destilada.

Las lecturas de desiguales ópticas obtenidas en cada muestra, se multiplican por el factor K de la curva patrón representándose los resultados en miligramos de ART por litro.

Determinación de cenizas:

- *Fundamento del método:* se basa en el hecho de que las sales disueltas en agua producen una corriente eléctrica entre los polos sumergidos en la disolución, dependiendo de la magnitud de la corriente de la concentración de dichas sales y de la temperatura de la disolución.
- *Reactivo:* agua destilada cuya conductividad específica sea inferior a 3,5
- *Procedimiento general:* Pesar 1.25 gramos de miel y transferirlo a un matraz de 500 ml con agua destilada (caliente para su mejor disolución). Leer en el conductimétrico. El agua que se utilice debe tener baja conductividad.

Calculo:

$$\% \text{Ceniza} = \frac{324 * (0.018) * \text{Brix} * C_s}{10000}$$

$$C_s = \text{Lect.} * K * \text{Rango} * \text{corrección de temperatura}$$

Donde:

K: Constante de la celda

Rango: rango del equipo

Acidez Total

- *Procedimiento General:*
 - A 10 ml del medio de cultivo de la fermentación, previamente clarificada (sobrenadante) se le añaden 0.5 ml de la solución de fenofaleina al 0.5%.
 - Se añade al frasco 80 ml de agua destilada hervida, para ayudar a la aparición del color.
 - Se enrasa una bureta con solución de NaOH al 0.1N.
 - Se añade poco a poco la solución de hidróxido de sodio 0.1 N, al frasco que contiene el sobrenadante con la solución de fenofaleina hasta la aparición de una coloración rosa débil.

- Se anota la cantidad (en ml) de la solución de NaOH 0.1N gastada y ese valor se divide entre 10 y ese es el valor de la acidez total.

Materia Seca

- *Fundamentos del método:* Se basa en la eliminación del agua presente en las muestras, por evaporación siendo el procedimiento más satisfactorio aquel que involucra la pérdida del agua por acción de temperaturas bajas y presión reducida, aunque pueden obtenerse resultados satisfactorios mediante evaporación a presión atmosférica y temperatura ligeramente superiores a 100 °C. El Secado se facilita mezclando la muestra con un medio dispersante inerte y seco, tal como la arena silícica.
- *Procedimiento general:* Se pesa de 2-3 g de muestra (miel final), se anotan los pesos de la capsula tanto vacía como con la muestra. Se coloca en la estufa a 105°C. Después de 4-6 horas extraer de la estufa el recipiente tapado y colocarlo en una desecadora para que se enfríe. Cuando este a temperatura ambiente, se pesa en una balanza analítica. Repetir el proceso de desecación durante 1 hora y volver a pesar (esto se hace hasta que dos lecturas sean iguales o la diferencia sea de 0.5 mg).

Calculo:

$$\% \text{ materia seca} = \frac{(a-b)}{n} * 100$$

Donde:

a: peso del recipiente mas la muestra

b: peso del recipiente vacío

n: peso de la muestra inicial

Determinación de ácido cítrico

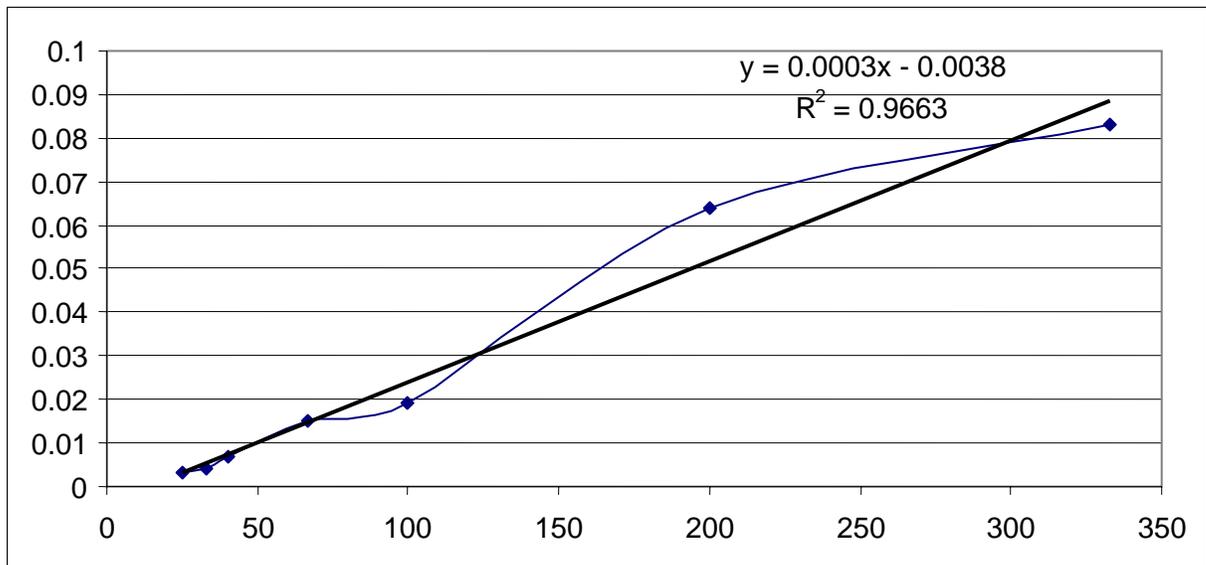
- *Procedimiento general:* Para realizar la curva de calibración se toman 12 tubos de ensayo, previamente lavados y secados. Se añade 1ml de solución o de ácido cítrico estándar o agua (para blanco); seguidamente se añade 1.30 ml de piridina. Después de haber hecho las adiciones a todos los tubos en serie,

añada 5.70 ml de anhídrido acético y colóquelo inmediatamente en un baño con agua a temperatura constante. El color comienza a aparecer a partir de los 30 minutos y el mismo es estable a partir de los próximos 30 minutos a temperatura de 32°C. Después lea la intensidad del color en un especto colorímetro a 420 nm.

Para realizar la curva de calibración se tomaron diferentes concentraciones de ácido cítrico y fueron preparadas para medir su absorbancia

Volumen (ml)	Final	Concentración (μm /ml)	Absorbancia
200		25	0.003
150		33	0.004
125		40	0.007
90		55.5	0.009
75		66.6	0.015
50		100	0.019
25		200	0.064
15		333	0.083

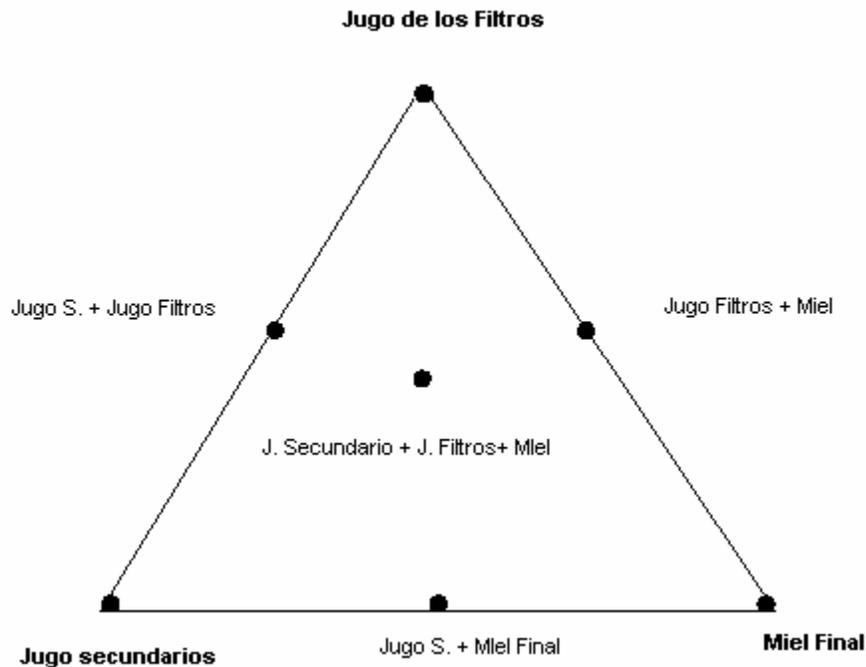
Curva de calibración



2.6 Materiales y métodos para la fermentación de alcohol.

Los experimentos se realizaron utilizando diferentes fuentes de sustratos fermentativos como materia prima, siendo estos la miel final, jugo de los filtros y jugos secundarios. Estos últimos fueron obtenidos en la Planta Piloto “José Martí” de la Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas.

Estos responden a un diseño de experimento enrejado Simple, el cual explora siete puntos experimentales que corresponden a siete fermentaciones diferentes, tres al 100% del sustrato y sus mezclas.



Este diseño de experimento tiene la posibilidad de experimentar un número mayor de variantes a emplear en la dinámica de la fermentación, a partir de los sustratos seleccionados.

Se debe destacar que para el diseño de los puntos Intermedios de las diagonales del triángulo se tomó el 50 % de cada uno de los sustratos referidos a los azúcares reductores totales (ART) y en el punto del centro del triángulo, se tomó el 33.3% de cada sustrato. Para cada variante se trabaja a una concentración inicial

de 120 g/l de azúcares reductores totales y para ello se realizaron balances de masa con el objetivo de ajustar dichos puntos.

2.7- Preparación de la propagación.

La propagación se realiza con el objetivo de alcanzar el número de células necesarias para inocular el prefermentador, siendo esta de aproximadamente de 150 millones de células/ml, donde la aireación debe ser la suficiente como para lograr estas condiciones. Esta etapa recibe un inóculo con una relación de inoculación de 1/15. La levadura empleada es la *Saccharomyces* (Turbo yeast), además de mantenerse la temperatura alrededor de los 30°C.

Primeramente se parte de la determinación de los azúcares reductores totales de la miel y el brix, posteriormente se lleva la miel a las condiciones idóneas para la propagación.

Las condiciones iniciales son:

- Brix inicial: 12
- pH: debe estar entre 4-5
- Se realiza 1/15

Para un volumen total de fermentación de 4500 ml (4.5 L), se tiene que el volumen total de la propagación es de 299.7 ml. La misma fue realizada en elenmeyers de 1L, para garantizar el suministro de oxígeno.

Componentes principales:

- Fosfato de amonio: 0.449 g
- Sulfato de amonio: 2.3076 g
- Levadura *saccharomyces* (levadura panadera): 0.2997 g

2.8- Preparación de la Prefermentación.

La prefermentación se realiza con el objetivo de aumentar la propagación de las células aunque en menor proporción, además de lograrse cierto contenido de alcohol lográndose esto por la deficiencia en la aireación. El pH se encuentra aproximadamente en 4.2 creando condiciones desfavorables al crecimiento bacteriano. Esta etapa recibe un inóculo con una relación de inoculación de 1/10.

Para el volumen total de fermentación planteado anteriormente, se obtiene que el volumen de la prefermentación sea de 450 ml. La misma fue realizada en eulenmeyers de 1L, para garantizar la aireación.

Componentes principales:

- Sulfato de amonio: 2.58 g.

Solamente se suministra sulfato pues se considera que basta con el sulfato que viene con la miel para las necesidades de crecimiento del microorganismo.

2.9 Preparación de la fermentación

El cultivo proveniente del prefermentador actuará sobre un medio que contiene alrededor de 120 g/l de azúcares en condiciones anaeróbicas para efectuar la transformación de esta en alcohol con una mínima reproducción celular.

El fermentador es inoculado con una relación de 1/10 de inóculo. El pH debe mantenerse entre 4 - 4.2. La temperatura debe ser de 30°C.

Siguiendo el diseño de experimento se obtienen siete puntos de fermentación a diferentes relaciones de mezclas. Todos estos puntos fueron ajustados a 120 g/l de azúcares, obteniéndose así las siguientes variantes:

Punto #1:

- Substrato fermentativo: 100 % de jugo secundarios.
- Volumen total de fermentación ----- 500 ml
- Volumen de inóculo ----- 50 ml
- Volumen de jugo de los filtros----- 450 ml
- Masa de miel -----0.036 ml que equivale a 0.052 g

Es necesario completar con miel debido a que los jugos de los filtros solamente tienen 84 g/l de azúcares y es necesario completar a 120 g/l.

Punto #2:

- Sustrato fermentativo: 50% de jugo secundario + 50% de miel
- Volumen total de fermentación -----500 ml
- Volumen de inóculo -----50 ml
- Volumen de jugo secundario -----321 ml
- Volumen de miel -----60.4 ml

que equivale a 88.18 g

- Volumen de agua ----- 68.6 ml

Punto #3:

- Sustrato fermentativo: 50% de jugo secundario + 50% de jugo de los filtros
- Volumen total de fermentación ----- 500 ml
- Volumen de inóculo ----- 50 ml
- Volumen de jugo secundario ----- 225 ml
- Volumen de jugos de los filtros ----- 225 ml
- Volumen de miel ----- 0.016 ml
que equivale a 0.023g

Es necesario complementar con miel para ajustar a 120 g/l.

Punto #4:

- Sustrato fermentativo: 50% de jugo de los filtros + 50% de miel
- Volumen total de fermentación ----- 500 ml
- Volumen de inóculo ----- 50 ml
- Volumen de jugo de los filtros ----- 217 ml
- Volumen de miel ----- 60.4 ml
que equivale a 88.18g
- Volumen de agua ----- 172.6 ml

Punto #5:

- Sustrato fermentativo: 100 %Jugo de los filtros
- Volumen total de fermentación----- 500 ml
- Volumen de inóculo ----- 50 ml
- Volumen de jugo de los filtros ----- 434.08 ml
- Volumen de agua -----15.91 ml

Punto #6:

- Sustrato fermentativo: 100 miel final
- Volumen total de fermentación ----- 500 ml
- Volumen de inóculo ----- 50 ml
- Volumen de miel ----- 120.69 ml
que equivale a 176.218g
- Volumen de agua ----- 329.31 ml

Punto #7:

- Sustrato fermentativo: 33% jugo secundario + 33% jugo de los filtros + 33% de miel
- Volumen total de fermentación ----- 500 ml
- Volumen de jugo de los filtros ----- 143 ml
- Volumen de jugo secundario ----- 212 ml
- Volumen de miel -----39.8 ml
que equivale a 58.08 g
- Volumen de agua ----- 55.2 ml

2.10. Métodos Analíticos.

Las técnicas analíticas utilizadas se describen como sigue:

Determinación de ART (azúcares reductores totales para jugos)

- *Fundamentos del método:* Los azúcares reductores presentes en las distintas muestras objeto de análisis tienen la propiedad de reducir el cobre del estado cúprico al estado cuprosos en disoluciones alcalinas. El punto final se detecta utilizando azul de metileno como indicador interno.
- *Preparación de la muestra:* Agitar con vigor la muestra compuesta hasta la homogenización. Posteriormente filtrar con papel de filtro a temperatura ambiente, utilizar tierra infusorios. Desechar los primeros 10 ml del filtrado. Pesar 50 g de la muestra y trasvasarlo a un matraz de 200 ml. Añadir 1.5 ml de oxalato de potasio al 10%, enrasar con agua destilada, mezclar y filtrar (se debe cubrir con un vidrio reloj). Del filtrado anterior tomar 25 ml y trasvasarlo aun matraz de 300 ml, añadir 100 ml de agua destilada. Calentar la muestra (en baño María) hasta que alcance los 65°C, después añadir 10 ml de HCL a 6.34 Normal. Dejar en reposo durante 30 minutos, pasado ese tiempo si la muestra no esta fría, enfriar hasta alcanzar temperatura ambiente. Neutralizar con NaOH a 1 Normal utilizando fenostaleina como indicador hasta alcanzar un color rojizo.

- *Procedimiento general:* Cargue una bureta de 0-50ml con la solución básica (problema) anteriormente preparada. Prepare dos elenmeyers de 250-300ml (boca estrecha) y en ambos pipetee 5ml de la solución A y 5ml de la solución B de Felling. El volumen de solución A añadido a cada frasco elenmeyers tiene que ser rigurosamente exacto. Añada a uno de los dos frascos anteriores 20ml de agua destilada y 17ml de la solución básica problema antes preparada. Caliente el elenmeyers colocándolo sobre una tela metálica amiantada en una hornilla con regulador de temperatura de manera que el contenido comience a hervir en cuatro minutos. Se continúa la ebullición moderada hasta dos minutos, transcurridos los cuales se añaden 0,5ml de la solución indicadora de azul de metileno sin tocar las paredes del frasco, dejando hervir la solución durante 10 segundos, entre adiciones sucesivas de la solución básica hasta que en el punto final de la valoración el color azul oscuro del indicador cambie al color rojo ladrillo característico del óxido cuproso precipitado. Anote los ml de solución básica consumidos, este dato se utiliza al efectuar la valoración normal.

Para la segunda valoración se calcula la cantidad de agua que hay que añadirle según el volumen solución gastado y sería:

Cantidad de agua = 60 -10 (Felling) - 0.5 (azul de metileno) – Gasto de Solución

El cálculo de la concentración de azúcares reductores sería:

$$ART = \frac{52.2}{V_{gastado}} * 4.88$$

Determinación de los ART (en fermentos)

Para determinar los azúcares reductores en fermentos es necesario realizar una valoración de azúcares invertidos para tomar la solución como muestra patrón.

- Determinación de los azúcares invertidos
- *Preparación de la muestra:* Se toman 50 ml de azúcares invertidos y se vierten en un matraz de 250 ml, añádale 50 ml de agua destilada. Se neutraliza con NaOH a 1 Normal y utilizando fenostaleina como indicador. Después de la valoración se enrasa con agua destilada. Se valora con Felling (Felling A y Felling B).

- *Procedimiento general:* Cargue una bureta de 0-50ml con la solución básica (problema) anteriormente preparada. Prepare dos elenmeyers de 250-300ml (boca estrecha) y en ambos pipetee 5 ml de la solución A y 5 ml de la solución B de Felling. Adicionar 10 ml aproximadamente de la solución de azúcares invertidos y realizar la primera valoración. Después de realizar la segunda valoración, que debe estar entre 12 – 12.5 ml se solución, anotar el valor. En la valoración desaparece el color azul y aparece el color amarillo.
 - Determinación de los azúcares reductores.
- *Preparación de la muestra:* Se pipetea 10 ml de la muestra a un matraz de 100 ml, y añadir agua hasta la mitad del matraz. Después se coloca el matraz en baño María a temperatura de 65°C con un termómetro dentro. Cuando la solución este a 65 °C añadir HCl (5ml). Agitar dentro de baño durante 3 minutos y dejar 7 minutos más dentro del baño. Seguidamente retirar el frasco y dejar enfriar hasta temperatura ambiente. Neutralizar con NaOH a 1 Normal utilizando fenostaleina como indicador, para después enrasar con agua.
- *Procedimiento general:* Preparar dos elenmeyers con Felling A y con Felling B y adicionar 10 ml de solución. Adicionar además 20 ml de agua destilada. Valorar con la solución patrón. Para realizar la segunda valoración hay que tener en cuenta la cantidad de agua.

El cálculo de la concentración de azúcares reductores sería:

$$V_{\text{gastado}} = (V_{\text{azúcar invertido}} - V_{\text{valoración}}) * 2$$

$$a = \frac{m * V}{m_a * V_1} * 100$$

Donde:

a: números de reductores en la muestra

m: 0.0525 g

m_a: masa de la muestra original (g)

V: Volumen en que se diluye m_a, en ml (500ml)

V₁: Volumen gastado en la valoración final (ml)

Determinación del % Pol y el Brix en jugos. Método Refractométrico

- *Objetivos del método:* Los objetivos de la determinación del Brix es que sustituye el denominado Brix areométrico, por su mayor exactitud, sencillez y rapidez. El objetivo de determinar la pol es que sustituye el método del peso normal con el objetivo de uniformar la determinación en jugos.
- *Fundamento del método:* El índice de refracción varía a temperatura con la longitud de onda de la fuente de luz y con la cantidad de sólidos en solución, siendo esta variación en soluciones de sacarosa una medida exacta de la concentración de la sustancia disuelta.
- *Procedimiento general:* Agite vigorosamente la muestra, se toma la porción objeto de análisis (unos 100 ml) y se agrega la mínima cantidad de acetato de plomo (aproximadamente 2 g). Se agita con varilla y se pone a filtrar endulzando el beaker, se debe colocar tierra infusorio desechando los primeros 25 ml del filtrado. Se toma para una porción para determinar el Brix y con la otra se endulza el tubo de polarización de 200 mm con 2 ó 3 porciones del filtrado. Se llena el tubo de polarización si se mide en el equipo previamente calibrado con el cuarzo, anotando el promedio de tres lecturas. El %Pol se determina en una tabla con el valor de la lectura y el valor del Brix corregido.

Grado alcohólico por el método pignométrico

- Procedimiento general:
- Transferir 100 mL de la bebida alcohólica al matraz de destilación y diluir a 150 mL con agua destilada.
- Añadir unas perlas de vidrio o unos trozos de porcelana porosa, para evitar que la ebullición se realice a borbotones.
- Montar el equipo de destilación de la figura.
- La calefacción debe mantenerse de tal modo que la destilación sea lenta, pero sin interrupciones.

- Observar a qué temperatura comienza a destilar el alcohol. El destilado lo recogemos en un matraz aforado de 100 mL, hasta las proximidades del cuello, enrasamos con agua destilada y agitamos.
- Pesamos el picnómetro vacío y seco.
- Llenamos el picnómetro de agua destilada y lo pesamos.
- Llenamos el picnómetro con la disolución alcohólica destilada y lo pesamos.

El peso específico del destilado será:

Peso del destilado en el picnómetro

P.e. del destilado = _____

Peso del agua en el picnómetro

Leemos en la tabla el porcentaje en volumen de alcohol en el destilado correspondiente a su peso específico.

2.11 Integración material –energética.

En el desarrollo de la caña de azúcar, su factibilidad depende de su integración material y energética. La integración de procesos ofrece alternativas para hacer más competitivos los diseños en lo económico y lo energético y son una posibilidad para el desarrollo de procesos de tecnologías limpias y la aplicación de métodos de optimización multicriterios.

Para realizar una integración entre la empresa azucarera Uruguay con una planta de ácido cítrico y la destilería Paraíso se siguieron los pasos siguientes:

- Se determinaron las corrientes de jugo de los filtros, jugo alcalizado y jugo clarificado para las variantes de 0 –100 % de extracción del jugo de los filtros de cachaza, utilizando el jugo mezclado total y extrayéndole el jugo diluido del último molino. Para esto se utilizó el software SISTEC. Además se

determinaron los consumos de vapor por cada sección de la industria sin extracción primeramente y después para cada una de las extracciones mencionadas anteriormente.

- Posteriormente se procede a la determinación del costo total de producción para cada variante planteada. Para ello se tomaron los datos del proceso durante el periodo correspondiente a enero- marzo del 2005, en el Complejo Agroindustrial Uruguay. (Ver anexo # 1) Mediante el EXCEL se realizó la evaluación del comportamiento del costo total de producción, así como de las ganancias y ventas de los productos finales del proceso para cada alternativa.
- Se determinaron mediante el EXCEL los indicadores de integración azúcar – alcohol y azúcar – ácido cítrico, siendo estos la cantidad de azúcar producida y dejada de producir, la miel final producida y dejada de producir el vapor consumido, el bagazo sobrante entre otros.
- Se realizó un diseño de una planta de ácido cítrico para tres capacidades diferentes una de 5000 t/a, 7500 t/a y 10 000 t/a de ácido cítrico. Donde el objetivo fundamental del diseño de una planta es la determinación del costo total de inversión, así como el costo total de producción, el precio de la producción, el precio de venta del producto, las ganancias y el periodo de recuperación de la inversión.
- La metodología utilizada para el análisis económico de la inversión es la recomendada por Peter, tablas 24 y 25; además se tomaron en consideración los costos determinados por www.matche.com, con una actualización hasta el 2003. La determinación del costo total de los equipos se encuentra en el Anexo # 2; 2.1 y 2.2

Para los cálculos a desarrollar se asume lo siguiente:

- Se estima que la vida útil de la fábrica sea de 20 años.
- El costo de instalación y control se estima que sea un 6% del costo de adquisición.
- El costo de las instalaciones eléctricas se estima que sea un 8 % del costo de adquisición.
- Las edificaciones un 10% del costo de adquisición.

- Los movimientos del terreno un 4% del costo de adquisición.
- Los costos de Ing. y supervisión un 5% de los costos directos.
- Los costos de construcción un 7% de los costos directos.
- Los costos de contingencia un 5% de los costos fijos de inversión

Estas consideraciones son para determinar el coto total de inversión que es:

$$CFI = CD + CI$$

$$CTI = CFI + 15\% \text{ I trabajo}$$

Donde:

CFI: Costo fijo de inversión

CD: costos directos (Comprende los costos de instalación y control, instalaciones eléctricas, edificaciones, movimiento de terreno)

CI: Costos indirectos (Comprende los costos de ingeniería y supervisión, construcción, contingencia).

- La determinación del costo total de producción se determina por:

$$CTP = C.D + CF + G.G + CI$$

- La ganancia se determina por:

$$G = VP - CTP$$

- El periodo de pago se determina por

$$\text{Periodo de pago} = CTI / G$$

- Se considera el precio de venta del ácido cítrico según el mercado internacional como \$1650.00.

La inversión requerida para las capacidades de 7 500 y 10 000 ton anuales, respectivamente, se realizaron mediante la regla de la 0.6 ofrecida por Peter y vigente en (Proyecto de Acetal, 2003), tomando como referencia el índice para 5000 ton antes expuesto.

$$C. \text{ Inver. } _a = C. \text{ Inver. } _b \left(\frac{\text{capacidad } _a}{\text{capacidad } _b} \right)^{0.6}$$

donde:

C. Inver. _a: costo de la inversión deseada

C. Inver. _b: costo de la inversión de referencia

- Se analizaron los indicadores económicos (VAN y TIR) de la intensidad de recuperación del capital, donde:

Valor Actual Neto (VAN): Para determinar el VAN de un proyecto cualquiera se calcula simplemente el valor actual de las entradas futuras al costo apropiado de capital y del resultado se resta el desembolso original. El criterio para aceptar o rechazar de acuerdo con el VAN es el siguiente: acéptese si el VAN del proyecto que se propone es positivo y rechácese si es negativo. La fórmula general del VAN es la siguiente:

$$VAN = \left[\sum \frac{FC}{(1+i)^n} \right] - Inv. > 0$$

donde:

FC: Flujo de caja

Tasa interna de rendimiento (TIR): es la tasa de descuento capaz de igualar el valor actual de los flujos de caja esperados de una determinada inversión con su desembolso inicial. Dicho de otro modo, es aquella tasa de descuento que da al proyecto un VAN de cero. Es decir:

$$VAN = \left[\sum \frac{FC}{(1+i)^n} \right] - Inv. = 0$$

Capítulo III: Análisis de Resultados

Para dar cumplimiento a los objetivos trazados se analizan dos alternativas de integración atendiendo al efecto que ha tenido la calidad de las mieles de la empresa azucarera Uruguay en la producción de alcohol (Jover, 1998). En el caso de la producción de ácido cítrico se tuvo en cuenta el trabajo realizado por Gómez, 2004 para la macrolocalización de una planta de ácido cítrico en la región central de Cuba, donde obtuvo como mejor variante de ubicación de la planta a la empresa azucarera Uruguay. Estas son:

1. La integración de la empresa azucarera Uruguay con la destilería Paraíso, perteneciente a la empresa azucarera Melanio Hernández.
2. La integración de la empresa azucarera con una planta de ácido cítrico.

En este capítulo se presentan los resultados obtenidos en cuatro direcciones fundamentales:

1. Estudio preliminar de la fermentación cítrica a partir de mieles finales de la empresa azucarera Uruguay.
2. Estudio de la mezcla de sustratos jugo secundario, jugo de los filtros y miel final en la fermentación alcohólica.
3. Diseño de la planta de ácido cítrico usando como sustrato miel final y evaluación económica de la inversión.
4. Análisis de la integración empresa azucarera – Planta de ácido cítrico y empresa azucarera – Planta de alcohol considerando el impacto de la extracción de las corrientes de jugo diluido y jugo de los filtros.

A continuación mostramos la estrategia para el análisis de integración material y energética:

1. Balance de materiales y energía en la fábrica de azúcar Uruguay considerando la extracción de jugo de los filtros (0 -100 %) y jugo diluido del último molino (0 -100 %).
2. Determinación del consumo de insumos para cada variante de extracción.
3. Determinar el costo de producción de azúcar crudo para cada variante de extracción.

4. Determinar los indicadores de integración de la producción de azúcar y alcohol. (AZUCAR DEJADA DE PRODUCIR Y AZUCAR PRODUCIDA, BAGAZO SOBRANTE, MIEL FINAL DEJADA DE PRODUCIR Y MIEL FINAL PRODUCIDA, OTROS SUSTRATOS PARA LA PRODUCCIÓN DE ALCOHOL, Y PRODUCCION DE ALCOHOL)
5. Determinar los indicadores de integración de la producción de azúcar y ácido cítrico. (AZUCAR PRODUCIDA, VAPOR A PRODUCCION DE ACIDO CITRICO, MIEL FINAL PRODUCIDA, PRODUCCION DE ÁCIDO CÍTRICO).

3.1 Resultados de la dinámica de fermentación del ácido cítrico.

Como resultado de la dinámica de fermentación del ácido cítrico para la variante realizada, con sus replicas, es necesario analizar las variables más importantes ha tener en cuenta en la formación del ácido cítrico, acorde a las posibilidades existentes. Las variables que se tomaron en cuenta para dar un criterio fueron la acidez total, pH y se aplicaron las técnicas explicadas anteriormente para la determinación del ácido cítrico.

Este último no fue posible determinarlo debido a que el fermento obtenido tiene mucha coloración, y no se contaba con una técnica apropiada para la decoloración del mismo.

3.1.2 Comportamiento del pH.

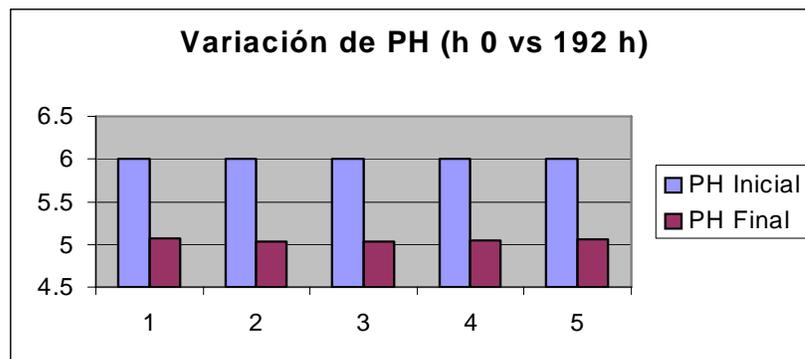
Para analizar el comportamiento del pH, se realizó un gráfico (gráfico #1) en el que se muestra el comportamiento de este con el transcurso del tiempo. En cada muestra hay una tendencia a una disminución del pH, con el tiempo, lo cual es favorable para la formación de ácidos.

En dependencia de la disminución así será la formación de ácidos, si no hay grandes variaciones en el pH, existe una tendencia a la formación de ácidos débiles y por el contrario si el cambio es brusco existe una tendencia a la formación de ácidos fuertes.

Tabla3.1.1 pH inicial y final de cada muestra

Muestra	PH (inicial)	PH (final)	Variación
1	6	5.07	0.93
2	6	5.03	0.97
3	6	5.04	0.96
4	6	5.05	0.95
5	6	5.06	0.94

Gráfico #1 Comportamiento del pH en el tiempo



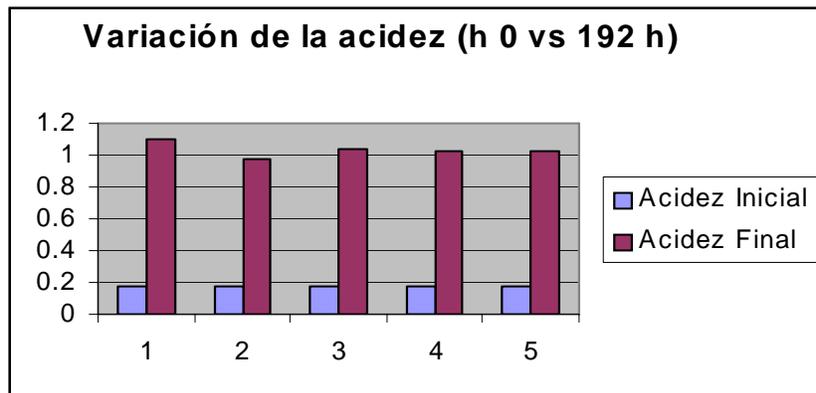
3.1.3 Comportamiento de la acidez

A continuación se muestran los resultados obtenidos de la acidez total al inicio y al final de la fermentación, así como la variación de la misma. En cada caso existe un incremento de la acidez, dando una medida de la formación de ácidos.

Tabla 3.1.2 Acidez inicial y final de cada muestra

Muestra	Acidez (inicial)	Acidez (final)	Variación
1	0.17	1.1	0.93
2	0.17	0.97	0.8
3	0.17	1.04	0.87
4	0.17	1.02	0.85
5	0.17	1.03	0.86

Gráfico #2 Variación de la acidez en el tiempo



Una vez analizado el comportamiento del pH y la acidez, se realizó una tabla resumen (tabla 3.1.3), en la que se relacionan estos parámetros para cada muestra y se deduce la tendencia a la formación de ácido débil o fuerte.

Tabla 3.1.3 Comportamiento de la acidez y el pH.

Muestra	Aumento acidez	Disminución del pH
1	0.93	0.93
2	0.8	0.97
3	0.87	0.96
4	0.85	0.95
5	0.86	0.94

En la tabla anterior se observa que existe una tendencia a la formación de ácidos débiles, debido a la pequeña disminución de pH se mantuvo en un valor de 5 como promedio, y un aumento de los valores de acidez. Por lo que se puede decir que tienen mayor posibilidad de formación del ácido cítrico que es un ácido débil.

3.2 Resultados de la dinámica de la fermentación alcohólica.

La fermentación alcohólica se realizó según el diseño experimental del tipo enrejado simple propuesto para la combinación de mezclas, y con la aplicación del paquete estadístico STARGRAFHICS, sobre Windows se obtuvo el modelo de

correlación de la variable respuesta en función de la mezcla. La matriz que define la estrategia experimental es la siguiente.

Tabla 3.2.1 Matriz experimental

No	Comp. A	Comp. B	Comp. C	Yr
1	½	0	½	Y1
2	1	0	0	Y2
3	½	½	0	Y3
4	0	½	½	Y4
5	0	1	0	Y5
6	0	0	1	Y6

Donde: Comp. A es el jugo secundario, Comp. B es el jugo de los Filtros, Comp. C es la miel final, Yr es el grado alcohólico

Los resultados experimentales del proceso fermentativo y los parámetros controlados se reportan en las siguientes tablas:

Tabla 3.2.1: Comportamiento de la Temperatura, Brix y pH

Exp.	Temp.	Brix inic.	Brix. Final	PH inic.	PH final
1	30.2	17.5	10.5	5.26	4.59
2	29.8	10.8	4.5	4.62	3.30
3	30	15.1	8.5	4.96	3.53
4	30.5	21.5	8.0	5.34	4.65
5	29.8	18	13.0	5.27	3.78
6	30.1	18	10.5	5.29	4.81
7	30	18	10	5.23	4.45

Los valores de temperatura se mantienen en el rango de 29-30° C, manteniéndose en el rango establecido para la fermentación, lo que favorece la estabilidad de la biomasa durante la fermentación.

Si se analizan los valores de pH iniciales se tiene que los mismos se encuentran dentro de los valores permisibles para el proceso, aunque los experimentos 4 y 6 se alejan un poco de dicho rango.

Otro parámetro controlado es el Brix final de la batición fermentada cuyos valores establecen variación del mismo acorde con los resultados obtenidos en la fábrica, aunque el valor del experimento 4 presenta valores de Brix muy elevados.

Tabla 3.2.2: Comportamiento de Grado alcohólico y ART

Exp.	Tiem. F. (h)	ART in. (g/l)	ART fin.(g/l)	G.A%
1	24	120	4.34	5.23
2	24	120	11.49	4.98
3	24	120	4.33	5.06
4	24	120	7.5	5.69
5	24	120	8.79	5.13
6	24	120	9.59	5.10
7	24	120	6.017	5.80

El experimento 2 logra un por ciento alcohólico de 4.98 debido a las características del jugo secundario que no son favorables para la fermentación, pues presentan las menores concentraciones de azúcares reductores, debido a la alta concentración de agua. Los resultados más altos se obtienen en los experimentos 4 y 7 aunque no lo suficiente según se reportan en la literatura (Fabelo, 1999). Una de las principales causas de porque se alcanzan por cientos tan bajos del grado alcohólico es debido a que las mieles del Uruguay no cumple con los valores mínimos adecuados establecidos por las normas, y esta constituye el total de la miel utilizada en nuestros experimentos, (Jover J., 2000). Los detalles de la fermentación se encuentran en los anexos 3.1

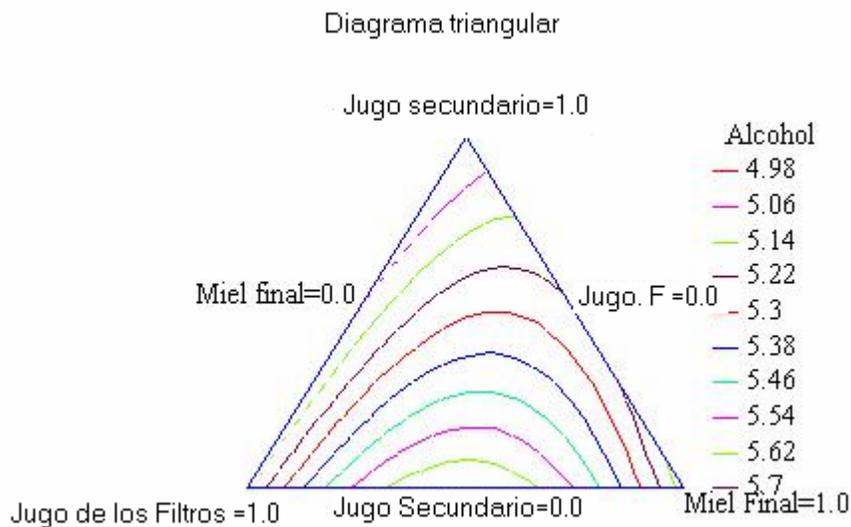
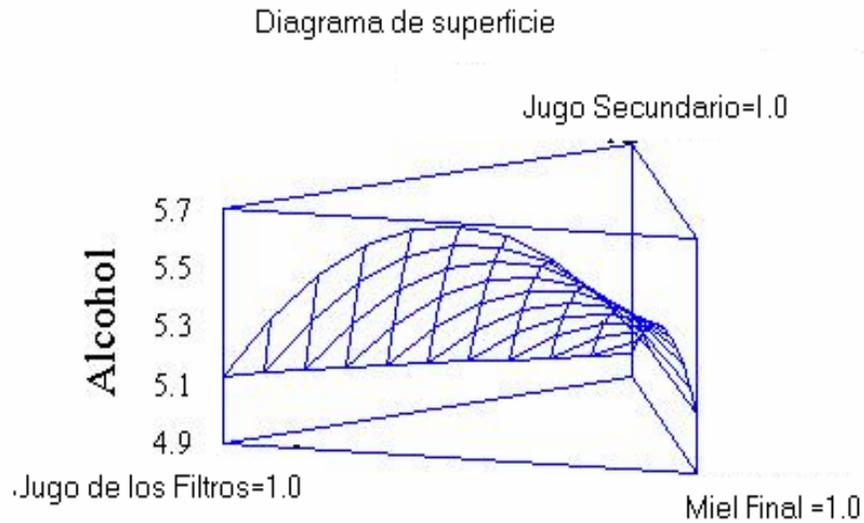
3.2.1 Selección de las mejores condiciones de mezcla.

Para obtener flexibilidad en el diseño es necesario determinar las mejores alternativas para las diferentes condiciones de mezclado.

Con el procesamiento de los resultados mostrados en la tabla 3.2.2 mediante el STARTGRAFICS, se obtiene el modelo que caracteriza las mezclas de sustrato cuya expresión general es:

$$\text{Alcohol } (R^2=100, 90\%) = 4.98*J.S + 5.13*J.F + 5.1*MF + 0.02*J.S*J.F + 0.76*F.S*MF + 2.3J.S*J.F.$$

El modelo utilizado fue el cuadrático en el que se tiene como resultado una $R^2=100$ para un 90% de confiabilidad. Además se obtuvieron los modelos triangular y el modelo de superficie mostrados a continuación. Ver anexo 3.2.



Según el modelo y el diagrama triangular la mejor variante a utilizar es la mezcla del jugo de los filtros más la miel final, ya que es donde se obtienen los porcentajes más elevados del grado alcohólico.

3.3 Diseño de una planta de ácido cítrico a partir de la miel final como fuente de sustrato para tres capacidades (5000 T/a, 7500 T/a, 10 000T/a).

Para dar respuesta al diseño de planta se muestran a continuación los resultados obtenidos.

Los índices de consumos de materias primas a utilizar en el proceso y los servicios son presentados en la presente tabla.

Tabla 3.3.1 Índices de consumo y precios de materia prima y materiales

Elemento	Unidad	Índice/t	Precio
Miel Final	Ton	5	31.78
Ácido Sulfúrico	Ton	1.2	88,7
Óxido de Calcio	Ton	0.96	56,25
Ácido Clorhídrico	Ton	0.54	165
Hidróxido de Sodio	Kg.	12	0,66
Amonio	Kg.	14	0,18
Ag. Antiespumante	Kg.	4.3	2,32
Res. Inter. Catiónico	Kg.	0,11	
Res. Inter. Aniónico	Kg.	0,11	
Vapor	Ton	11,88	4,96

Para determinar la inversión de una planta de 5000 t/a de ácido cítrico a partir de miel final como sustrato, se tomaron en cuenta los parámetros siguientes:

Tabla 3.3.2 Determinación de los costos directos

Elementos	Costo \$/a
Equipamiento y accesorios	461250.10
Costo de inst. Y control	27675.01
Costo de inst. eléctrica	36900.01
Costo de edificaciones	46125.01
Costo de mov. Terreno	18450.00
Costos Directos	590400.13

Tabla 3.3.3 Determinación de los costos indirectos, costos fijos de inversión y costo total de inversión para 5000 t/a.

Elementos	Costo \$/a
Ing. Y supervisión	29520.01
Construcción	41328.01
Contingencia	34802.53
Costo Fijo de inversión	696050.68
Costo Total de inversión	818883.16

Los costos directos, costo fijos y gastos generales, elementos del costo total de producción son mostrados en las tablas siguientes:

Tabla 3.3.4 Costos Directos

Aspecto	%	Costo(\$/a)
Materia prima	-	2455456.32
Mano de obra	-	86520.00
Mantenimiento	2 CTI	16377.66
Supervisión	10 CTP	389952.83
Req. proceso	0.5 CTI	4094.42

Tabla 3.3.5 Costos Fijos

Aspecto	%	Costo (\$/a)
Depreciación	-	461250.10
Impuestos	1 CFI	6960.51
Seguro	0.4 CFI	2784.20
Costo Fijo		470994.81

Tabla 3.3.6 Gastos generales

Aspecto	%	Costo (\$/a)
Admón.	2 CTP	77990.57
Dist. Venta	2 CTP	77990.57
Inv. Desarrollo	2 CTP	77990.57
Financiamiento	1 CTI	8188.83

Tabla 3.3.7 Resultados finales del costo total de producción y los indicadores económicos del proceso para 5000 t/a.

Elemento	Unidad	Valor
CTP	\$/a	3899528.26
CUP	\$/a	779.91
V.P	\$	8250000.00
G	\$/a	4350471.74
P. Pago	Años	3.76
%Retorno	%	27%

Donde: CTP: costo total de producción, CUP: costo por unidad de producto, V.P: valor de la producción, G: ganancia, P. Pago: periodo de pago.

El costo total de la inversión referida a \$ es de 16377663.1 lo cual no difiere mucho de los valores reportados por otras tecnologías como la china y la reportada por Blanco. (Citric Acid Production –to 6092. Htm) (Blanco, G. 2001).

Otro aspecto fundamental es el periodo de pago de la inversión la cual se encuentra entre los valores recomendados por la literatura (1-5 años).

Para la determinación de la inversión de una planta de 7500 t/a y 10 000 t/a se tomaron en cuenta las consideraciones planteadas anteriormente, tomando en cuenta la misma metodología de cálculo. Los detalles de esa inversión se encuentran en los anexos 3.2 y 3.3.

En la siguiente tabla 3.3.8 y 3.3.9 se muestran los resultados obtenidos de la evaluación económica de la inversión para 7500 y 10 000t/a.

Tabla 3.3.8 Resultados Finales para una planta de 7500 t/a

Elemento	Unidad	Valor
CTI	\$	1044423.64
CTP	\$	4087087.04
CUP	\$/a	817.42
V.P	\$	12375000.00
G	\$	8287912.96
P. Pago	Años	2.52
%Retorno	%	40%

Donde: CTI es el costo total de inversión, CTP es el costo total de producción, CUP es el costo por unidad de producto, VP es el valor de la producción, G es la ganancia, P. Pago es el periodo de pago.

Tabla 3.3.9 Resultados finales para una planta de 10 000 T/a

Elemento	Unidad	Valor
CTI	\$	1241194.767
CTP	\$	4197153.15
CUP	\$/a	839.43
V.P	\$	16500000.00
G	\$	12302846.85
P. Pago	Años	2.02
%Retorno	%	50

Donde: CTI es el costo total de inversión, CTP es el costo total de producción, CUP es el costo por unidad de producto, VP es el valor de la producción, G es la ganancia, P. Pago es el periodo de pago.

Para una capacidad de 10 000 ton anuales de producción de ácido cítrico los indicadores son más favorables que en las dos primeras (planta de 5000; 7500 t/a) porque, a pesar de requerir un valor mayor de inversión, la ganancia es superior por lo cual se recupera en un periodo menor, así como el periodo de pago es menor.

Tomando en cuenta los índices de consumo de la materia prima que es de 5 toneladas de miel por cada tonelada de ácido cítrico producido y la producción anual de miel final en el Uruguay es de aproximadamente 22 000 ton, se observa que no satisface las necesidades de las plantas para la producción de ácido cítrico. Por eso es necesaria la transportación de miel de otros centrales cercanos y que le puedan brindar servicios al Uruguay.

Gómez realizó estudios sobre cuanto costaría y cuales son los centrales que puedan brindar estos servicios siendo estos los centrales Venezuela, Orlando González y Ecuador pertenecientes a Ciego de Ávila. El costo de transportación por cada viaje tendrá un valor de 29,96 USD, 347,85 USD y 829,03 USD para 5000, 7500 y 10 000 ton anuales respectivamente. (Gómez, M. 2004).

Otra alternativa es la utilización de los jugos de los filtros y secundarios como fuentes de sustratos. Teniendo en cuenta los ART de los jugos y de la miel se puede completar los ART de los jugos hasta alcanzar los 150 g/l con miel, ya que esta es la concentración inicial a la que se debe comenzar la fermentación. A continuación se muestra los consumos de miel para cada extracción y cuanto se ahorraría.

Tabla 3.3.10 Consumos de miel necesaria para la extracción del jugo de los filtros.

%	J. F (Kg.)	M neces. (t)	Índice/t	Ahorro
10	1824,764	29.684	1,876	3,123
20	3649,528	29.195	1,845	3,154
30	5474,292	28.706	1,814	3,185
40	7299,056	28.216	1,783	3,216
50	9123,82	27.727	1,752	3,247
60	10948,584	27.237	1,721	3,278
70	12773,348	26.748	1,690	3,309
80	14598,112	26.258	1,659	3,340
90	16422,876	25.769	1,628	3,371
100	18247,64	25.280	1,597	3,402

Tabla 3.3.11 Consumos de miel necesaria para la extracción del jugo secundario

%	J. molino (Kg)	M (T)	Índice	Ahorro
10	1775,692	29,840	1,886	3,113
20	3551,384	29,507	1,865	3,134
30	5327,076	29,174	1,844	3,155
40	7102,768	28,840	1,823	3,176
50	8878,46	28,507	1,801	3,198
60	10654,152	28,174	1,780	3,219
70	12429,844	27,840	1,759	3,240
80	14205,536	27,507	1,738	3,261
90	15981,228	27,173	1,717	3,282
100	17756,92	26,840	1,696	3,303

De esta forma se disponen de otros sustratos necesarios para elevar la producción de ácido cítrico en el caso de 7500 y 10 000 t/a ahorrando en costos de transportación.

3.4 Análisis de la integración empresa azucarera con una planta de ácido cítrico y de alcohol considerando el impacto de la extracción de las corrientes de jugo diluido y jugo de los filtros.

Para realizar este análisis se siguió la estrategia propuesta en el subepigrafe 2.11. Lo primero es la caracterización del proceso, para lo cual se realizaron los balances de materiales y de energía respectivamente en la fábrica de azúcar.

Se determinaron las corrientes de jugo de los filtros, jugo alcalizado y jugo clarificado para las variantes de 0 –100 % de extracción del jugo de los filtros de cachaza, utilizando el jugo mezclado total y extrayéndole el jugo diluido del último molino. A continuación se representan los resultados de los balances para cuando no hay extracciones en el proceso y para cuando hay 10; 50 y 100% de extracciones, para esto se utilizaron los reportes de la zafra 2005. (Ver en el anexo 3.4; 3.5; 3.6)

Tabla 3.4.1: Resultados de balances de materiales y energía

% Ext.	J. F (Kg/h)	J.F (Pr) Kg/h	J. Mez. (Kg/h)	Cach. (Kg/h)	J.clarif (Kg/h)	Meladura (Kg/h)
0	0	18247.64	195816.84	8989.29	186827.55	43297.8606
10	1824.764	16449.876	194019.076	8989.29	185029.786	42881.2233
50	9123.82	9150.82	186720.02	8989.29	177730.73	41189.6446
100	18247.64	27	177596.2	8989.29	168606.91	39075.1711

Donde: J.F: jugo de los filtros que se extrae del proceso, J.F (pr): jugo de los filtros que se incorpora al proceso, J.M: jugo mezclado total que pasa a la clarificación, J.clar: jugo clarificado.

Tabla 3.4.2: Consumos totales de la fábrica para las extracciones

%	G. Total (T/h)	Azúcar (T/h)	M. F. (T/h)	B. Q (T/h)	B. S (T/h)
0	80.512	27.040	7.439	40.056	37.283
10	79.816	26.868	7.242	39.709	37.630
50	76.711	25.808	6.956	38.164	39.175
100	72.829	24.483	6.599	36.233	41.106

Donde: G. Total: consumo de vapor total de la fábrica, M.F: miel final producida, B. Q: bagazo a quemar, B.S: bagazo sobrante.

Se puede apreciar que el azúcar producido disminuye al extraer corrientes intermedias del proceso. Al extraer 100 % de los jugos se produce el 90% de la producción total en condiciones normales. Otro producto de interés es la miel final la cual presenta un comportamiento similar al del azúcar, no siendo así el caso del bagazo sobrante que aumenta debido a que los requerimientos del proceso de utilización del vapor disminuyen.

Para la extracción del jugo secundario o del último molino se siguieron los mismos pasos que para el cálculo con la extracción del jugo de los filtros para los cuales se obtienen resultados similares. Los resultados de los balances de materiales y energía se muestran a continuación para cuando no hay extracciones en el proceso y para cuando se extrae el 10; 50 y 100 % del jugo secundarios.

Tabla 3.4.3: Resultados del balance de materiales

% Ext.	J.U. M (Kg/h)	J.U.M. (proc) Kg/h	J.M (Kg/h)	J.M T(Kg/h)	J.clarif (Kg/h)	Meladura (Kg/h)
0	0	17756.92	177569.2	195816.84	186827.55	43297.8606
10	1775.692	15981.228	175793.508	194041.14	185051.858	42886.3385
50	8878.46	8878.46	168690.74	186938.38	177949.09	41240.2502
100	17756.92	0	159812.28	178059.92	169070.63	39182.6397

Donde: J.U.M: jugo del último molino extraído del proceso, J.U.M (pr): jugo del último molino que pasa al proceso, J.M jugo mezclado, J.M.T: jugo mezclado total, J.clr. jugo clarificado.

El jugo del último molino representa de un 8 a un 10% del jugo mezclado. Por lo que con una extracción del mismo disminuyen todos los consumos y capacidades de la fábrica. En la siguiente tabla se muestran los resultados de los consumos totales de la fábrica, así como del valor de la producción para cada extracción.

Tabla 3.4.4 Consumos totales de la fábrica

%	G. Total (T/h)	Azúcar (T/h)	M. F. (T/h)	B. Q (T/h)	B. S (T/h)
0	80.581	27.129	7.312	40.090	37.625
10	79.825	26.871	7.243	39.714	38.001
50	76.804	25.840	6.965	38.211	39.505

100	72.995	24.501	6.604	36.316	41.023
-----	--------	--------	-------	--------	--------

Donde: G. Total: consumo de vapor total de la fábrica, M.F: miel final producida, B. Q: bagazo a quemar, B.S: bagazo sobrante

Como es de esperar la azúcar producida disminuye, al igual que la producción de la miel final debido a la extracción de las corrientes intermedias del proceso. El bagazo a quemar también disminuye debido no se requieren las mismas cantidades de vapor en el proceso, provocando esto que aumente el bagazo sobrante en la fábrica.

3.4.2 Determinación del consumo de insumos para cada variante.

Para cada variante de extracción existen diferentes consumos de insumos los cuales se muestran a continuación.

Tabla 3.4.1 Consumos de insumos para la extracción de jugo de los filtros

% Ext.	CaCoc (Kg.)	Vapor (Kg)
0	14,966	2,977
10	15,786	2,970
20	16,693	2,972
30	17,605	2,971
40	18,541	2,971
50	19,498	2,972
60	20,474	2,972
70	21,470	2,973
80	22,487	2,973
90	23,527	2,974
100	24,588	2,974

Tabla 3.4.2 Consumos de insumos para la extracción del jugo secundario

% Extr.	ICaOc (Kg)	Vapor (Kg)
0	12,635	2,970
10	12,533	2,970
20	12,420	0,297
30	12,320	2,971
40	12,211	2,971
50	12,100	2,972
60	11,987	2,972
70	11,871	2,973
80	11,753	2,973
90	11,632	2,974
100	11,533	2,979

3.4.3 Resultados de la determinación de los costos de producción de azúcar crudo para cada variante de extracción.

Para realizar este análisis se tomaron los datos del proceso durante el periodo correspondiente a enero- marzo del 2005, en el Complejo Agroindustrial Uruguay. Mediante el EXCEL se realizó la evaluación del comportamiento del costo total de producción, así como de las ganancias y ventas de los productos finales del proceso para cada variante. Los resultados que se muestran a continuación son los referentes a las extracciones del 0; 10; 50 y 100% de los jugos de los filtros y el jugo secundario. Los demás resultados se podrán encontrar en el anexo 3.7; 3.8 y 3.9

Tabla 3.4. 5 Costo Total de la producción para la extracción del jugo de los filtros.

% ext.	CTP (\$/a)	V.P (\$/a)	Ganancia (\$)	CUP (\$)
0	17911104.2	19619072.53	2005479.664	301.254
10	17488799.3	19494278.96	1984871.756	301.344
50	16876349.9	18725347.43	1848997.533	302.732
100	16110413.1	17764074.19	1653661.127	304.631

Donde: CTP: Costo total de producción, VP: valor de la producción, CUP: costo por unidad de producto.

Tabla 3.4.6 Costo Total de producción para la extracción del jugo secundario.

% ext.	CTP (\$/a)	V.P (\$/a)	Ganancia (\$)	CUP (\$)
0	17639500	19633546.7	1994046.7	301.021
10	17490514.24	19446902.41	1956388.17	301.343
50	16894571.2	18700831.83	1806260.63	302.688
100	16120702.72	17731569.71	1610866.99	304.611

Donde: CTP: Costo total de producción, VP: valor de la producción, CUP: costo por unidad de producto.

Si se analizan los resultados obtenidos se tiene que los gastos energéticos disminuyen con el incremento de la extracción del proceso. Sin embargo se comprueba la tendencia general a incrementar las pérdidas económicas al extraer corrientes azucaradas del proceso. Existe una tendencia a disminuir el costo total de producción y las ganancias por lo explicado anteriormente, con un aumento del

costo por unidad de producto, esto es más significativo cuando hay extracción de jugo de los filtros que cuando se extrae el jugo secundario.

Atendiendo a que la extracción de estos productos sirven como materias primas de otros procesos, implica una afectación económica en la producción de azúcar crudo.

3.4.4 Indicadores de integración de la producción de azúcar y alcohol.

Entre los indicadores de integración de la producción de azúcar y alcohol se encuentran el azúcar dejada de producir y el azúcar producido por la fábrica, el bagazo sobrante, la miel final dejada de producir debido a las extracciones de los productos intermedios afectando la capacidad de materia prima a la destilería, otro indicador es la miel producida.

Para la producción de alcohol se utiliza la miel final como materia prima, por cuanto menor cantidad de producción tenga la industria menos entrada habrá a la destilería y menos producción de alcohol habrá. Pero este faltante se sustituye por otros sustratos que pueden ser utilizados en la producción de alcohol como son los jugos secundarios y los jugos de los filtros.

A continuación se muestran los resultados de los diferentes indicadores de integración, cuando se extrae el jugo de los filtros.

Tabla 3.4.1 Indicadores de integración para la variante de extracción de jugo de los filtros

% Ext	A.P (t/h)	A.D.P (t/h)	M.F.P (t/h)	M.F.D.P (t/h)
0	27.040	0	7.439	0
10	26.868	0.172	7.242	0.197
50	25.808	1.232	6.956	0.483
100	24.483	2.955	6.599	0.84

Donde: A.P: azúcar producida, A.D.P: azúcar dejada de producir, M.F.P: miel final producida, M.F.D.P: miel final dejada de producir.

Tabla 3.4.2 Jugo de los filtros para la producción de alcohol

% Ext.	J.F.P (Kg/h)	J.F.P.A (kg/h)
0	18247.64	0
10	16449.876	1824.764
50	9150.82	9123.82
100	27	18247.64

Donde: J.F.P: jugo de los filtros para la producción de azúcar, J.F.P.A: jugo de los filtros para la producción de alcohol.

Al realizarse el análisis en la fermentación alcohólica se obtuvo como la mejor variante de producción de alcohol la mezcla de miel final con jugo de los filtros, se tiene que con estas extracciones que se hacen en la industria azucarera satisface las necesidades de la destilería. Esto se debe a que el faltante que se crea con la miel como fuente de sustrato es complementada con el jugo de los filtros extraído del proceso de azúcar.

Cuando la extracción que se produce es el jugo secundario, no se tienen tantas pérdidas, los resultados son mostrados en la siguiente tabla.

Tabla 3.4.3 Indicadores de integración para la variante de extracción de jugo secundario

% Ext	A.P (t/h)	A.D.P (t/h)	M.F.P (t/h)	M.F.D.P (t/h)
0	27.129	0	7.312	0
10	26.871	0.258	7.243	0.069
50	25.840	1.289	6.965	0.347
100	24.501	2.628	6.604	0.708

Donde: A.P: azúcar producida, A.D.P: azúcar dejada de producir, M.F.P: miel final producida, M.F.D.P: miel final dejada de producir.

Tabla 3.4.2 Jugo secundario para la producción de alcohol

% Ext.	J.S.P (Kg/h)	J.S.P.A (kg/h)
0	17756.92	0
10	15981.228	1775.692
50	8878.46	8878.46
100	0	17756.92

Donde: J.S.P: jugo secundario para la producción de azúcar, J.F.P.A: jugo secundario para la producción de alcohol.

Para cada variante de utilización de sustrato existen variaciones en el costo total de producción del alcohol, fijando una producción de 650 Hl/d de alcohol. Se tiene como resultado para el empleo del 50 % de extracción del jugo de los filtros y el 50% de miel final un costo total de producción como se indica en la siguiente tabla.

Tabla 3.4.7: Costo total de producción para la mezcla jugo de los filtros miel final.

Componente	Índice(Kg/HL)	Precio(\$/t)	Costo(\$/HL)	C.T \$/a
Miel Final	220	40.25	8.855	2210208
Jugo F.	220	1.26	0.277	69139.2
H2SO4	0.45	85	0.056	9984
Sulfato de amonio	0.02	82	0.038	4992
Urea	0.86	23.40	0.038	4992
Antiespumante	0.065	204.0	0.025	3244.8
Otros	-	-	0.12	24960
E. eléctrica		-	0.75	179712
Combustible		-	5.04	1257984
Salario		-	1.08	269568
Seguridad social		-	0.54	124800
Mantenimiento		-	2.03	511680
Otros		-	0.42	124800
Depreciación		-	2.19	546624
Costo total		-	21.45	4667008

En la siguiente tabla se muestran los resultados del costo total de producción cuando se emplea miel final solamente.

Tabla 3.4.8: Costo total de producción para miel final.

Componente	Índice(Kg/HL)	Precio(\$/t)	Costo(\$/HL)	C.T \$/a
Miel Final	420	40.25	16.800	3049200
H2SO4	0.45	85	0.056	9984
Sulfato de amonio	0.02	82	0.038	4992
Urea	0.86	23.40	0.038	4992
Antiespumante	0.065	204.0	0.025	3244.8
Otros	-	-	0.12	24960
E. eléctrica			0.75	179712
Combustible			5.04	1257984
Salario			1.08	269568
Seguridad social			0.54	124800
Mantenimiento			2.03	511680
Otros			0.42	124800
Depreciación			2.19	546624
Costo total			21.45	5046574

Este análisis se puede plantear para las demás extracciones del jugo secundario pero no cumple objetivo, ya que no es una variante recomendada para la producción de alcohol.

En la siguiente tabla se muestra un resumen de los principales indicadores económicos para la producción de alcohol, empleando el 100% de extracción del jugo de los filtros con miel final y la otra variante de miel final solamente.

Tabla 3.4.9 Indicadores económicos para la producción de alcohol

Variante	VP _{Al} \$ /a	CTP _{Al} \$ /a	Ganancia _{Al} \$ /a
JF + MF	7260000	4667008	2592992
MF	7260000	5046574	2213426

Donde: V.P Valor de la producción, CTP: costo total de la producción

Tabla 3.4.10 Indicadores económicos para la producción de alcohol con el azúcar

Variante	VP _{Al + Az}	CTP _{Al+Az}	Ganancia _{Al+Az}	Beneficio %/a
JF+MF	25024074.19	20777421.1	4246653.09	
MF	26879072.53	22957678.02	3921394.51	325258.58

Donde: V.P Valor de la producción del alcohol más el del azúcar, CTP: costo total de la producción del alcohol más el de la azúcar.

Como resultado de este análisis se tiene que la mejor variante de integración a utilizar es la mezcla de miel final con jugo de los filtros debido a que se obtiene una mayor ganancia.

3.4.5 Indicadores de integración de la producción de azúcar y ácido cítrico.

Para la integración azúcar ácido cítrico se toman como indicadores de integración el azúcar producido, el vapor producido y el vapor sobrante que puede ser mandado para la planta de ácido cítrico y la miel final producida. Los mismos son mostrados en la siguiente tabla. Solo se muestra para cuando se extrae el 0; 10; 50 y 100 % de los jugos secundarios y del jugo de los filtros, los demás se pueden encontrar en los anexos.

Tabla 3.5.1 Consumos de azúcar y miel final producida para la extracción del jugo de los filtros.

% Ext.	A. P (t/h)	M.F.P (t/h)
0	27.041	7.439
10	26.868	7.242
50	25.840	6.956
100	24.483	6.599

Donde: A.P: azúcar producida, M.F.P: miel final producida

Tabla 3.5.2: Consumo de vapor con la extracción del jugo de los filtros.

% Extr.	G.T. P (t/h)	G. A.C (T/h)
0	80.512	12
10	79.816	12.696
50	76.711	15.801
100	72.829	17.683

Donde: G.T.P: Consumo total de vapor en el proceso, G.A.C: consumo de vapor que se deja de utilizar y que puede ser mandado al proceso de ácido cítrico.

De acuerdo al índice planteado por Jhonston que debe ser de 11.8 T/T de ácido cítrico producido (Jhonston, 1999), el valor consumido para las tres capacidades

analizadas en este capítulo son: 7.5 T_{vapor}/h (5000 t/a), 10.31 T_{vapor}/h (7500 t/a), 13.75 T_{vapor}/h (10 000 t/a).

Por lo tanto la Empresa Azucarera Uruguay tiene la capacidad energética necesaria para las variantes de producción analizadas; además considerando un consumo de electricidad de 1.07 MW por hora (5000 t/a) tomando como base la información brindada por Jhonston. (Jhonston, 1999).

En la siguiente tabla se muestran los resultados obtenidos para cuando la extracción es del jugo secundario.

Tabla 3.5.3 Consumos de azúcar y miel final producida para la extracción del jugo secundario.

% Ext.	A. P (t/h)	M.F.P (t/h)
0	27.129	7.312
10	26.871	7.243
50	25.840	6.965
100	24.501	6.604

Donde: A.P: azúcar producida, M.F.P: miel final producida.

Tabla 3.5.4: Consumo de vapor con la extracción del jugo secundario

% Extr.	G.T. P (t/h)	G. A.C (T/h)
0	80.581	12
10	79.825	12.756
50	76.804	15.777
100	72.995	19.586

Donde: G.T.P: Consumo total de vapor en el proceso, G.A.C: consumo de vapor que se deja de utilizar y que puede ser mandado al proceso de ácido cítrico.

Con la extracción del jugo de los filtros se deja de producir más cantidad de azúcar y de miel final, pero hay una mayor disponibilidad de vapor a utilizar en la planta de ácido cítrico que con la extracción del jugo secundario.

En la siguiente tabla se muestra un resumen de los principales indicadores económicos para la producción de ácido cítrico, empleando el 100% de extracción del jugo de los filtros y jugo secundario ambas con miel y la otra variante de miel final solamente.

Tabla 3.5.5 Indicadores económicos para la producción de ácido cítrico.

Variante	VP _{AC}	CTP _{AC}	Ganancia _{AC}
JF + MF	8250000	3237328.26	5012671.74
J.C + M.F	8250000	3235466.72	5014533.28
MF	8250000	3899528.26	4350471.74

Donde: V.P Valor de la producción, CTP: costo total de la producción

Tabla 3.5.6 Indicadores económicos para la producción de ácido cítrico con el azúcar

Variante	VP _{AC + Az} \$/a	CTP _{AC+Az} \$/a	Ganancia _{AC+AZ} \$/a	Beneficios \$/a
JF+MF	26014074.19	19347741.36	6666332.83	607892.76
J.C + M.F	25981569.71	19356169.44	6625400.27	566960.2
MF	27869072.53	21810632.46	6058440.07	

Donde: V.P Valor de la producción del ácido cítrico más el del azúcar, CTP: costo total de la producción del ácido cítrico más el del azúcar.

Como resultado de este análisis se tiene que la mejor variante de integración a utilizar es la mezcla de miel final con jugo de los filtros debido a que se obtiene una mayor ganancia.

Comparando la integración de azúcar – alcohol con la integración azúcar – ácido cítrico en cuanto a los indicadores económicos planteados en las tablas 3.4.10 y la tabla 3.5.6 se tiene que es más económicamente factible la integración azúcar - ácido cítrico empleando el jugo de los filtros y la miel como sustrato que no en la inversión de la integración con la destilería. Esto se debe a que se obtienen mayores ganancias con la planta de ácido cítrico que con la de alcohol, aunque el costo total de producción sea mucho mayor.

3.4.6 Evaluación de la inversión de la planta de ácido cítrico para tres capacidades de producción.

Entre los indicadores dinámicos que pueden ser mostrados se encuentra el VAN y la TIR, los cuales son mostrados a continuación.

Tabla 3.4.6 Indicadores dinámicos de la inversión de una planta de ácido cítrico para tres variantes de producción.

# de Alternativa	Inversión inicial(\$)	Flujo de Caja	VAN	TIR
1 (5000 ton)	16377663.14	4350471.74	18782141.11	26.32%
2 (7500)	20888472.83	8287912.96	45155638.41	39.63%
3 (10000)	24823895.34	12302846.85	72651977.49	49.54%

De la información ofrecida en la tabla anterior puede decirse que las tres alternativas de proyecto son económicamente factibles con valores actuales netos (VAN) positivos, tasa interna de retorno (TIR) mayores del 16 %. Lógicamente, a medida que aumenta el volumen de producción mejor serán los resultados a obtener.

Para la producción de ácido cítrico en Cuba, se debe partir de un análisis de los posibles residuos del proceso y su disposición final. La cuestión está en si se produce yeso o no, de acuerdo al proceso de separación utilizado.

Para una planta de 5000 t/a de producción de ácido cítrico se obtienen los siguientes subproductos. (Blanco, G. y Herryman, M. 2001):

Tabla 3.6 Subproductos de la producción de ácido cítrico para una planta de 5000 t/a.

Subproducto	Toneladas anuales
Micelio	1000 – 1300
Filtrado de calcio	15 000 – 16 000
Yeso	7 700 - 8 000

Uno de los usos, reportados en la bibliografía (Blanco, G. y Herryman, M. 2001) para el yeso residual de la producción de ácido cítrico es como aditivo para la producción de cemento, que lo consume en una proporción de 5% de la producción total. Se analizaron tres posibles variantes de acuerdo a la valorización del yeso, considerando el mismo precio del yeso natural, y un 40% y un 60% de este precio. Los resultados obtenidos son los siguientes:

Tabla 3.4.7 Valorización del yeso residual de la producción de ácido cítrico

Elemento	Var 1	var 2	var 3
Ingresos adicionales	71200	28480	42720
VP (Ac+residuos)	8321200.00	8278480.00	8292720.00
G	4421671.74	4378951.74	4393191.74

Donde: Var 1: Considerando el mismo precio del yeso natura, Var 2: considerando el 40% del precio del yeso natural, Var 3: considerando el 60% del precio del yeso natural.

Tabla 3.4.8 VAN, TIR para cada variante para una planta de 5000 t/a de ácido cítrico sin valorización del yeso y para tres variantes de valorización.

Variante	Flujo de Caja	VAN	TIR
Plan 5000	4350471.74	18782141.11	26.32%
Var 1	4421671.74	32464421.82	26.76%
var 2	4378951.74	32163843.77	26.49%
var 3	4393191.74	32264036.46	26.58%

En todas las variantes se mantuvo la misma inversión inicial 16377663.14 .

Para la variante 5000 t/a considerando la venta del yeso a la fábrica de cemento, uno de los principales subproductos de proceso se tiene que el valor actual neto (VAN) y la tasa interna de retorno (TIR) aumentan debido al ingreso que aporta este producto siendo esto favorable.

Conclusiones

1. La dinámica de la fermentación realizada para la obtención del ácido cítrico indica una tendencia a la formación de ácido cítrico a través de la relación entre el pH y la acidez.
2. Se obtuvo un comportamiento adecuado en la fermentación alcohólica, obteniéndose para los puntos 4 y 5 valores de % alcohólico inferiores a los obtenidos por otros autores, por tratarse de las mieles del Uruguay.
3. El modelo obtenido para la mezcla de sustrato es del tipo cuadrático y la ecuación que lo representa es Alcohol ($R^2=98, 90\%$) = $4.98*J.S + 5.13*J.F + 5.1*MF + 0.02*J.S*J.F + 0.76*F.S*MF + 2.3J.S*J.F$.
4. Para las tres capacidades analizadas en el diseño de la planta de ácido cítrico (5000, 7500, 10 000 t/a) se obtiene que la inversión resulta factible económicamente para cada caso, con valores de TIR superiores al 16% y periodos de recuperación entre 2 – 3.7 años; el efecto económico positivo se refuerza mediante la vinculación del yeso residual del proceso como aditivo al clinker de cemento.
5. Desde el punto de vista de integración cuando se hace el análisis del impacto de extracción de corrientes del proceso de fabricación de azúcar crudo centrado en la planta de azúcar no es ventajoso la extracción de corrientes. Sin embargo cuando se analiza la integración con la planta de alcohol y estos reportan beneficios económicos de 32528.58 \$/a y 607892.76 \$/a respectivamente.

Recomendaciones

1. Profundizar en las técnicas de determinación del ácido cítrico a partir de la fermentación de mieles finales.
2. Realizar el estudio de mezcla de sustratos para la fermentación del ácido cítrico.
3. Realizar más experiencias para la fermentación alcohólica a partir de jugos secundarios y miel final.
4. Considerar para trabajos posteriores la incertidumbre en el análisis de la inversión para una planta de ácido cítrico.
5. Realizar el análisis de integración para las plantas de 7500 y 10 000 t/a de producción de ácido cítrico.
6. Considerar la solución a los residuos obtenidos para las plantas de 7500 y 10 000 t/a de producción de ácido cítrico en la evaluación económica de la inversión.

Bibliografía

1. Acosta I (1995);. **Análisis bibliográfico para la cogeneración.** TD. ISTE (MEC). 1995. p 112.
2. Álvarez R. (1 995); **El consumo de energía en el mundo. Patrones irrepetibles.** Periódico Granma, 6 de octubre de 1995.
3. Andreu, J. **Examination of substrated and Pordet. Inhibition Moedeling and other fermentation parameters.** Biotech. Bioeng. V29. 1987.
4. Arzumanov, T.E; Shishakanova, N.V and Finogenova, T.V. **Biosynthesis of citric acid by Yarrowia lipolytica repeat – culture on ethanol. Applied Microbiology and Biotechnology.** March 2000. Vol 53, no. 5.
5. Bernard, H. **Energy for Renewable Resources.** Biotech V.3 1983
6. Blanco, G.; Herryman, M. **Evaluación exploratoria de la producción de ácido cítrico.** Panorámica mundial y en Cuba. Departamento de Evaluación Económica. ICIDCA. 2001.
7. Blanco, G. **La producción de alcohol a partir de la industria azucarera y sus posibilidades.** ICIDCA. 1991
8. **"Caña de azúcar,"** Enciclopedia Microsoft® Encarta® 2000. © 1993-1999 Microsoft Corporation. Reservados todos los derechos.
9. Castro, M. Gómez, L. **Influencia de la recirculación de los jugos filtrados sobre la capacidad de clarificación, los volúmenes de producción y el comportamiento energético de un ingenio azucarero.**
10. Chi, Z. M. Luis, Z.R. **High Concentration alcoholic Production from Hydrlyzate of Raw. Ground Corn by a Tetrapoid yeast strain.** Letters. V.15. No 8. 1993
11. Colectivo de Autores (1 999); **"Manual dos derivados da cana de açúcar";** ABIPTI-Associação dos institucões de Pesquisa Tecnológica, 1ra Edición en portugués, 1 999, pp: 273-277.
12. Comisión Nacional para el ahorro de energía. **Esquemas de cogeneración.** CONAE. Secretaría de energía. México. 1995.
13. Correa, Cortes, Y. **Empleo del jugo de los filtros clarificados y las vinazas de destilerías en la fermentación alcohólica con la utilización de**

- varios microorganismos.** Tesis de Maestría. 1997. Facultad de Química – Farmacia. UCLV:
14. **"Cuba"**, Enciclopedia Microsoft® Encarta® 2000. © 1993-1999 Microsoft Corporation. Reservados todos los derechos.
 15. Currie, G. D. Y S.C Prescott. **Microbiología Industrial.** Edit. 3ra Edición. 1961.
 16. Dahiya, D. S; Koshy, M. Spent **Wash Recycling for molasses fermentation.** Int. Sugar Journal. V. 84 No. 1004. 1982.
 17. De la Cruz, R. Aplicación del **Análisis Complejo de Procesos en el estudio de alternativas de integración de una fabrica de azúcar y una planta de alcohol.** Tesis presentada en opción del grado científico de Doctor en Ciencias Técnicas. UCLV. Cuba.2002.
 18. Delgado Urbano Romelia Doray. **Estudio de miel B como fuente de carbohidratos en la fermentación alcohólica.** Trabajo de Diploma. UCLV. 1999-2000.
 19. Gálvez, L.O. **Hacia una agroindustria diversificada y con esquemas flexibles de producción.** Revista Cuba Azúcar.N04. 1999.
 20. European commission for science. **Research and development.** Externalities of energy. Vol 4. Oil and Gas. EUR 16523 EN. 1995.
 21. Gallardo, I. **CURSO FACULTATIVO DE DESTILACION DE ALCOHOL.** Para estudiantes de 4to Año de IQ. 2004
 22. García y colaboradores. **Aspectos técnicos Económicos de la Fermentación Alcohólica con células inmovilizadas. Comparación con la fermentación clásica.** II Seminario Internacional sobre azúcar y Derivados de la caña. Diversificación. 1990
 23. González E.(1995) **"Alternativas de desarrollo y perfeccionamiento de la industria azucarera mediante el incremento de la producción de alcohol"**. Curso de Postgrado. Departamento de Ingeniería Química. Universidad de Buenos Aires. Argentina, 1995.

24. González E. Y col. **La transferencia de tecnología en el desarrollo diversificado de la industria de la caña de azúcar.** Revista Centro Azúcar. Marzo Enero 2005. 2001
25. González, E. (1996) **Prospectiva Tecnológica en la industria Química y Azucarera de Cuba** Conferencia Magistral. IV Simposio de Análisis de Procesos. UCLV, Cuba.
26. Gómez Ruiz Maily. **Estudio de la factibilidad técnico- económica de la producción de ácido cítrico en la región central de Cuba.** Trabajo de Diploma UCLV. Santa Clara. 2004
27. Hernández. María T. Y col. **Microbiología de la producción azucarera.** Producción microbiana derivadas. 1986.
28. Hernández León, R.A. **Notas del curso de cogeneración.** Pamplona. España. 1992.
29. (http://es.wikipedia.org/wiki/%C3%81cido_c%C3%ADtrico) Ácido cítrico. De Wikipedia, la enciclopedia libre.
30. http://html.rincondelvago.com/azucar_proceso-de-produccion.html obtenida el 20 Feb 2005 20:14:46 GMT.
31. <http://web.usal.es/~evillar/fermenta.htm>
32. <http://www.cprecycl.com/gypsum.htm>
33. <http://www.mind-surf.net/drogas/azucar.htm> obtenida el 13 Ene 2005).
34. <http://www.quimicadelsur.cl/products.htm>.
35. Internet. Ácido cítrico. 2003
36. ICIDCA. : **“Manual de los Derivados de la Caña de Azúcar”.** GEPLACEA. 1988.
37. Jover J. **Caracterización de la fermentación alcohólica de melazas en función de los componentes volátiles no etanol.** Tesis para optar por el grado científico de Doctor en Ciencias Técnicas. 2 000.
38. Jover J., Estévez R., Martínez L.(1 998); **“ Caracterización de la fermentación alcohólica de melazas y su incidencia en la calidad del aguardiente I”;** Rev. Centro Azúcar, (3), 1 998, pp: 59-63.

39. KIRT, O.: **"Encyclopedia of chemical technology"**. Segunda Edition. (5).524-540.
40. LEON GARAY, I: **"Aplicación del Análisis de Procesos en la Prospectiva Tecnológica de la Industria Alimenticia de Villa Clara"**. Tesis de Maestría en Análisis de Procesos. UCLV. Santa Clara. 1997.
41. López- García, R. **Citric Acid**. John Wiley & Sons, Inc. EEUU. 2002.
42. Maxon Continuous fermentation. The upjohn company.
43. Obaya, M.C; Valdés, E. Otros. Valor biofertilizante de los residuales de las destilerías de alcohol. Rev. ICIDCA No. 2. 1988.
44. Obregón Luna, J. **Producción de etanol y biomasa de levadura a partir de Jugos de Caña Energética**. Informe Final Proyecto Territorial 070551
45. Oquendo, H. **Alternativa de desarrollo prospectivo de los derivados de la caña de azúcar. Tesis presentada en opción del grado científico de Doctor en Ciencias Técnicas. Universidad de Camagüey. Cuba.2002.**
46. Pazouki, M., et al. **Comparative studies on citric acid production by Aspergillus Niger and candida lipolytica using molasses and glucosa**. Bioprocess Engineering. November 2000, vol. 22, no 4.
47. Pedro Avram y Thomas Stark. **Producción de Etanol Integrada a una Fábrica de Azúcar que Produce Máxima Cogeneración**
48. **Producción de etanol por proceso denominado Biostil**. Licencia Alfa. Revista Brasil Azucarero. L.V. Con 6. 1982.
49. Rabassa Glenia. **Análisis prospectivo para la producción de ácido cítrico en Cuba. 2002.**
50. Saura, G. **Desarrollo de Bioreactores. Informe técnico sobre el estado actual de la problemática en el país y el mundo** Habana. ICIDCA. 1986
51. Sheridan Johnston, P. D. **Analysis of energy and mass balances in citric acid production**. California. EEUU. 2000.
52. Sinkander, A. **Citric acid fermentation by mutant strain of Aspergillus Níger GCMC- 7 using molasses based medium**. 2002.
53. Skoogk, Jeppsson, H. **The effect of oxygenation on glucose fermentation with pichia stipitis**. Applied bioch. Biotech. 1992.

54. Treyball, R. E. 1977. Transferencia de Masa
55. Turrini E.O. **Ocamino do sol**. Editorial Vozes. Julho 1993. Petropolis. Brazil.
56. VAUCHAN, P: “ **A Modern Approach to Organic Chemistry**. E.R..1973.
57. Valdés A. (1997) **Temas energéticos y para la protección del medio ambiente. Azúcar de caña una producción ecológicamente sostenible**. Revista ATAC, 58(3), 1997 p.34- 40
58. Valero Capilla A; **Lozano Serrano M.A. Curso de termoeconomía**. Universidad de Zaragoza España. Julio. 1994.
59. Verbiana, N. Mn. Otros. **Microbiología de las producciones alimentarias**. Ed. Agro. 1988.
60. Vergano, M.G. **Influence of inoculum preparation on citric acid by Aspergillus Níger**. Journal of Biotechnology, April 1996, vol. 12, no. 6.
61. Vorobella, L.I. Industria Microbiológica. M.ed. Ven. 1989.
62. www.igme.es/internet/RecursosMinerales/panoramaminero/historico/93-94/YESO.pdf
63. Yun-Chun-Yen. Productos Biotecnológicos de la industria azucarera. Taiwan Sugar. V. 33 No. 6. 1986

Anexo # 1. Datos correspondientes a la zafra de enero – marzo del 2005 en el complejo agroindustrial Uruguay.

Guarapo de los filtros			Cachaza			Bagazo		
Brix	% Pol	Pureza		% pol	Hum		% pol	Hum
15,98	12,6	78,85		1,29	80,4		2,2	49,25
17,51	14,8	84,52		1,39	79,6		2,44	50,02
16,27	13,3	81,74		1,3	77,2		2,42	52,67
14,7	13,3	83,67		1,21	79,33		2,55	50,75
15,27	12,5	81,86		1,16	78,8		2,57	49,93
16,61	14	84,29		1,4	78,8		2,33	59,2
16,9	14,2	84,02		1,33	78,8		2,9	51,52
16,39	13,3	81,15		1,28	76,13		2,35	50,24
16,31	13,35	77,2		1,39	78,4		2,92	39,37
14,7	11,35	74,14		1,65	79,2		2,3	50,86
16,05	11,9	82,27		1,26	73,9		2,39	50,4
16,47	13,55	83,48		1,02	74,2		2,15	49,83
16,47	13,75	77,05		1,29	79,2		2,2	80,2
14,73	11,35	84,18		1,43	76,8		2,24	50,98
16,69	14,05	86,01		1,13	77,83		2,41	49,74
13,37	11,5	82,04		1,24	77,2		2,33	49,9
17,37	14,25	82,56						
16,11	13,3	74,28						
14,27	10,6	85,85						
16,89	14,5	86,73						
15,22	13,2	83,5						
14,7	12,27	86,32						
13,67	11,8	86,2						

Caña molida	%pol en caña	Fibra %ca.	H2O inb	Jugo diluido				
					Pol	Pureza	PH	Acidez
3955,8	12,52	15,97	24,396					
4164,71	12,52	17,08	26,484		1,75	46,17	5,79	0,12
5137,69	12,63	17,12	25,303		2,75	76,66	5,99	0,18
5275,18	12,63	17,35	24,644		2,65	47,23	5,61	0,18
4651,62	12,47	16,47	26,055		1,5	40,65	6,55	0,18
5293,59	12,71	17,1	24,652		0,75	18,79	6,75	0,24
3403,41	12,8	17,6	38,256		1,2	43,79	6,55	0,18
4387	12,91	17,3	25,23		1,35	35,9	6,5	0,24
5128,31	12,8	16,18	25,427		1,15	26,19	6,6	0,24
5329,72	12,81	17,45	19,321		1	23,31	6,5	0,36
5524,18	12,92	17,9	23,533		0,85	21,3	6,4	0,42
6587,01	12,45	17,1	23		1,4	35,98	6,4	0,3
3108,13	12,78	16,2	23,1		1,05	28,45	6,4	0,36
5436,15	12,71	17,3	18,782					
5390,6	12,35	16,82	26,899					
4728,94	12,28	16,93	27,49					
6645,89	12,43	16,98	22,52					
3793,95	12	16,75	29,02					

Azúcar			
Pol	Pureza	Humeda d	isolubles
98,61	98,89	0,29	0,05
98,86	98,9	0,26	0,08
98,65	98,99	0,35	0,07
98,85	98,5	0,28	0,05
98,88	99,13	0,26	0,06
98,73	98,95	0,22	0,06
98,95	99,16	0,22	0,06
98,86	99,11	0,28	0,06
98,89	98,85	0,28	0,05
99,47	99,02	0,38	0,05
98,41	98,83	0,62	0,05
98,65	99,22	0,19	0,03
98,7	98,97	0,2	0,04
98,92	98,97	0,34	0,05
99,02	99,13	0,25	0,05
98,63	98,94	0,29	0,05
98,88	98,7	0,25	0,06
98,66	98,65	0,11	0,06

Miel Final		
Brix	Pol	Pureza
76,32	31,57	41,36
83,82	33,99	40,54
84,63	33,49	39,58
82,43	32,69	47,15
82,37	30,93	37,6
75	28,05	37,36
82,14	30,03	36,55
79,11	29,55	37,33
79,11	29,55	38,29
84,01	31,46	37,42
78,81	34,32	43,55
79,93	33,66	42,11
72,98	57,6	61,95
92,98	35,18	41,5
84,77	37,78	41,32
81,92	31,16	39,49
76,76	33,22	39,98
83,08	3,5	38,5

Anexo # 2 Equipamiento necesario para una planta de 5000 T/a

Equipamiento y accesorios	Cantidad	Costo/udad	Costo (\$)
Tanque de almacenamiento	4	35300	141200
Columna de intercambio iónico	2	6000	12000
Tanque de retención de sustrato	1	35300	35300
Calentador de sustrato	1	337100	337100
Enfriador de sustrato	1	337100	337100
Fermentador	7	118300	828100
Agitadores	7	41200	288400
Tanque de retención de fermento	1	41800	41800
Filtro del licor	1	117920	117920
Reactor	1	102300	102300
Tanque de preparación de NaOH	1	35200	35200
Tanque de preparación de H ₂ SO ₄	1	3090	3090
Filtro de oxalato de calcio	1	39400	39400
Transportador tornillo sinfin	3	200	600
Reactor	1	115700	115700
Tanque de retención	1	42200	42200
Filtro de citrato de calcio	1	630600	630600
Reactor con agitador	2	132200	264400
Filtro	1	166700	166700
Evaporador	2	30100	60200
Cristalizador	2	105800	211600
Centrífuga	2	3000	6000
Secadero	2	31500	63000
Equipos de bombeo y motores	8	668,056	5344448
Tuberías		644.08	644.08
TOTAL			9225002.08

Anexo # 2.1 Equipamiento necesario para una planta de 7500 t/a

Equipamiento y accesorios	Cantidad	Costo/udad	Costo (\$)
Tanque de almacenamiento	6	35300	211800
Columna de intercambio iónico	2	6000	12000
Tanque de retención de sustrato	2	35300	70600
Calentador de sustrato	2	337100	674200
Enfriador de sustrato	2	337100	674200
Fermentador	10	118300	1183000
Agitadores	10	41200	412000
Tanque de retención de fermento	2	41800	83600
Filtro del licor	2	117920	235840
Reactor	2	102300	204600
Tanque de preparación de NaOH	1	35200	35200
Tanque de preparación de H2SO4	1	3090	3090
Filtro de oxalato de calcio	3	39400	118200
Transportador tornillo sinfin	3	200	600
Reactor	2	115700	231400
Tanque de retención	1	42200	42200
Filtro de citrato de calcio	2	630600	1261200
Reactor con agitador	2	132200	264400
Filtro	2	166700	333400
Evaporador	3	30100	90300
Cristalizador	3	105800	317400
Centrífuga	3	3000	9000
Secadero	4	31500	126000
Equipos de bombeo y motores	8	668,056	5344448
Tuberías		644.08	644.08
TOTAL			11939322.1

Anexo # 2.2 Equipamiento necesario para una planta de 10 000 t/a

Equipamiento y accesorios	Cantidad	Costo/udad	Costo (\$)
Tanque de almacenamiento	6	35300	211800
Columna de intercambio iónico	2	6000	12000
Tanque de retención de sustrato	2	35300	70600
Calentador de sustrato	3	337100	1011300
Enfriador de sustrato	3	337100	1011300
Fermentador	14	118300	1656200
Agitadores	14	41200	576800
Tanque de retención de fermento	2	41800	83600
Filtro del licor	3	117920	353760
Reactor	3	102300	306900
Tanque de preparación de NaOH	1	35200	35200
Tanque de preparación de H ₂ SO ₄	1	3090	3090
Filtro de oxalato de calcio	3	39400	118200
Transportador tornillo sinfin	3	200	600
Reactor	2	115700	231400
Tanque de retención	1	42200	42200
Filtro de citrato de calcio	2	630600	1261200
Reactor con agitador	2	132200	264400
Filtro	2	166700	333400
Evaporador	3	30100	90300
Cristalizador	3	105800	317400
Centrífuga	3	3000	9000
Secadero	4	31500	126000
Equipos de bombeo y motores	8	668,056	5344448
Tuberías		644.08	644.08
TOTAL			13471742.1

Anexo # 3.1: Datos generales de la fermentación alcohólica. Etapas de propagación y prefermentación

Propagación				
Hora	Tiempo	Temperatura	Brix	Ph
9:30	0	30	12	4,75
12:00	2:30	32	11,8	4,42
2:00	4:30	31	10,5	4,2
4:00	6:30	30	9,5	4
6:00	8:30	30	8	3,8
8:00	10,3	29,8	6	3,58
Prefermentación				
Hora	Tiempo	Temperatura	Brix	Ph
8:00	0	30,5	13,5	4,05
10:00	2	31,2	12,7	4,28
12:00	4	30,8	11,5	4,05
2:00	6	30,3	10,3	4,02
4:00	8	29,2	9	4
6:00	10	29	7,8	3,97
7:00	11	29,5	7,5	3,96

Anexo # 3.2 Especificaciones de la fermentación alcohólica por variante.

Variante 1 (50% JS + 50%M)						
Hora	Tiempo	Temperatura	Brix	Ph	ART (g/l)	%Alcohólico
7:00	0	29,5	17,5	5,26	120	
11:00	4	30,5	17,5	5,1		
3:00	8	32	17	4,66		
7:00	12	31,5	14,5	4,7		
11:00	16	30,2	11	4,65		
3:00	20	29,5	10,7	4,6		
7:00	24	29,2	10,5	4,59	4,34	5,23

Variante 2: (100% JS)						
Hora	Tiempo	Temperatura	Brix	Ph	ART (g/l)	%Alcohólico
7:00	0	29,5	10,8	4,62	120	
11:00	4	30,5	10	4,39		
3:00	8	32	9,5	3,46		
7:00	12	31,5	8	3,35		
11:00	16	30,2	6	3,32		
3:00	20	29,5	5	3,31		
7:00	24	29,2	4,5	3,3	11,49	4,98

Variante 3 (50% JS + 50% JF)						
Hora	Tiempo	Temperatura	Brix	Ph	ART (g/l)	%Alcohólico
7:00	0	29,5	15,1	4,96	120	
11:00	4	30,5	14	4,56		
3:00	8	32	12,5	3,76		
7:00	12	31,5	11	3,62		
11:00	16	30,2	10	3,56		
3:00	20	29,5	9	3,54		
7:00	24	29,2	8,5	3,53	4,33	5,06

Variante 4 (50% JF + 50% M)						
Hora	Tiempo	Temperatura	Brix	Ph	ART (g/l)	%Alcohólico
7:00	0	29,5	21,5	5,34	120	
11:00	4	30,5	21	5,11		
3:00	8	32	18,5	4,93		
7:00	12	31,5	16,5	4,77		
11:00	16	30,2	14,5	4,7		
3:00	20	29,5	10	4,67		
7:00	24	29,2	8	4,65	7,5	5,69

Variante 5 (100% JF)						
Hora	Tiempo	Temperatura	Brix	Ph	ART (g/l)	%Alcohólico
7:00	0	29,5	18	5,27	120	
11:00	4	30,5	18	4,81		
3:00	8	32	16,5	4,24		
7:00	12	31,5	15,5	3,93		
11:00	16	30,2	14,5	3,84		
3:00	20	29,5	13,6	3,8		
7:00	24	29,2	13	3,78	8,78	5,13

Variante 6 (100 % M)						
Hora	Tiempo	Temperatura	Brix	Ph	ART (g/l)	%Alcohólico
7:00	0	29,5	18	5,29	120	
11:00	4	30,5	16	5,1		
3:00	8	32	14	4,94		
7:00	12	31,5	11,5	4,84		
11:00	16	30,2	10,7	4,83		
3:00	20	29,5	10,6	4,82		
7:00	24	29,2	10,5	4,81	9,59	5,1

Variante 7 (33% JS +33 %JF + 33 %M)						
Hora	Tiempo	Temperatura	Brix	Ph	ART (g/l)	%Alcohólico
7:00	0	29,5	18	5,23	120	
11:00	4	30,5	17,5	5,01		
3:00	8	32	16,5	4,66		
7:00	12	31,5	12	4,65		
11:00	16	30,2	10	4,49		
3:00	20	29,5	10	4,47		
7:00	24	29,2	10	4,45	6,017	5,5

Anexo #3.2 Resultados de soswear STARGRAFIC

Quadratic Model Fitting Results for Alcohol

Parameter	Estimate	Standard Error	T Statistic	P-Value
A:Comp_A	4.98			
B:Comp_B	5.13			
C:Comp_C	5.1			
AB	0.02			
AC	0.76			
BC	2.3			

R-squared = 98 percent

R-squared (adjusted for d.f.) = 0.0 percent

The StatAdvisor

This pane displays the equation of the fitted quadratic model. The equation of the fitted model is

$$\text{Alcohol} = 4.98 \cdot \text{Comp_A} + 5.13 \cdot \text{Comp_B} + 5.1 \cdot \text{Comp_C} + 0.02 \cdot \text{Comp_A} \cdot \text{Comp_B} + 0.76 \cdot \text{Comp_A} \cdot \text{Comp_C} + 2.3 \cdot \text{Comp_B} \cdot \text{Comp_C}$$

Anexo # 3.3 Resultados de la inversión de una planta de 7500 t/a de producción de ácido cítrico

Costo Directo

Aspecto	%	Costo(\$/a)
Materia prima	-	2455457.32
Mano de obra	-	86521.00
Mantenimiento	2 CTI	20888.47
Supervisión	10 CTP	408708.70
Req. proceso	0.5 CTI	5222.12

Costos Fijos

Aspecto	%	Costo (\$/a)
Depreciación	-	596966.104
Impuestos	1 CFI	8877.60
Seguro	0.4 CFI	3551.04
Costo Fijo		609394.75

Gastos Generales

Aspecto	%	Costo (\$/a)
Admón.	2 CTP	81741.74
Dist. Venta	2 CTP	81741.74
Inv. Desarrollo	2 CTP	81741.74
Financiamiento	1 CTI	10444.24

Anexo # 3.3 Resultados de la inversión de una planta de 10 000 t/a de producción de ácido cítrico

Costos Directos

Aspecto	%	Costo(\$/a)
Materia prima	-	2455458.32
Mano de obra	-	86522.00
Mantenimiento	2 CTI	24823.90
Supervisión	10 CTP	419715.32
Req. proceso	0.5 CTI	6205.97

Costos Fijos

Aspecto	%	Costo (\$/a)
Depreciación	-	673587.10
Impuestos	1 CFI	10550.16
Seguro	0.4 CFI	4220.06
Costo Fijo		688357.32

Gastos Generales

Aspecto	%	Costo (\$/a)
Admón.	2 CTP	83943.06
Dist. Venta	2 CTP	83943.06
Inv. Desarrollo	2 CTP	83943.06
Financiamiento	1 CTI	12411.95

Anexo # 3.4. Balances de materiales y energía obtenidos del programa SISTEC.

*** Sección Continua ***

Corriente	Material % Caña	Pol Kg/hr	Sólidos Kg/hr	Brix	Pureza	Flujo Kg/hr
Caña	100.00	25639.54	30209.48	14.84	84.87	203569.20
Agua de imbibición	25.22	0.00	0.00	0.00	0.00	51340.15
Bagazo	37.99	1930.71	2439.91	3.15	79.13	77340.14
Jugo mezclado	87.23	23708.83	27769.57	15.64	85.38	177569.20
Lechada de cal	2.07	0.00	146.57	3.47	0.00	4218.68
Jugo alcalizado	98.26	25605.46	30252.59	15.12	84.64	200035.50
Lodos clarificación	9.18	1933.34	2844.50	15.22	67.97	18687.03
Bagacillo	0.70	35.57	44.96	3.15	79.13	1424.98
Agua lavado filtros	3.50	0.00	0.00	0.00	0.00	7124.92
Jugo filtrado	8.96	1896.63	2336.44	12.80	81.18	18247.64
Cachaza	4.42	72.29	553.01	6.15	13.07	8989.29
Jugo clarificado	89.08	23672.11	27408.09	15.11	86.37	181348.50
Evaporación	68.46	0.00	0.00	0.00	0.00	139366.30
Meladura	20.62	23672.11	27408.09	65.29	86.37	41982.22

*** Balance de Materiales ***

Corriente	Material % Caña	Pol Kg/hr	Sólidos Kg/hr	Brix	Pureza	Flujo Kg/hr
Templa A						
Meladura	16.88	19357.9	22625.0	65.85	85.56	34358.4
Semilla C	1.67	2609.8	3066.6	90.00	85.10	3407.4
Semilla C sobrante	1.13	1760.3	2068.5	90.00	85.10	2298.3
Agua disol. sem. C	0.32	0.0	0.0	0.00	0.00	656.7
Semilla C disuelta	1.45	1760.3	2068.5	70.00	85.00	2954.9
Total	20.00	23728.0	27760.1	68.17	85.48	40720.7
Evaporación	5.34	0.0	0.0	0.00	0.00	10871.1
Consumo de vapor	5.87	0.0	0.0	0.00	0.00	11958.2
Masacocida A	14.66	23728.0	27760.1	93.00	85.48	29849.5
Azúcar A	7.72	15479.7	15683.6	99.80	98.70	15715.0
Miel A espesa	6.94	8248.3	12076.5	85.44	68.30	14134.5

Corriente	Material % Caña	Pol Kg/hr	Sólidos Kg/hr	Brix	Pureza	Flujo Kg/hr
Templa B						
Semilla C	0.76	1188.1	1396.0	90.00	85.10	1551.2
Miel A espesa	4.89	5808.6	8504.5	85.44	68.30	9953.8
Meladura	3.03	3473.7	4060.0	65.85	85.56	6165.5
Total	8.68	10470.3	13960.5	79.00	75.00	17670.4
Evaporación	1.46	0.0	0.0	0.00	0.00	2975.2
Consumo de vapor	1.68	0.0	0.0	0.00	0.00	3421.4
Masacocida B	7.22	10470.3	13960.5	95.00	75.00	14695.2
Azúcar B	2.99	5947.8	6026.1	99.80	98.70	6087.0
Miel B espesa	4.23	4522.6	7934.4	92.17	57.00	8608.2

*** Balance de Materiales ***

Corriente	Material % Caña	Pol Kg/hr	Sólidos Kg/hr	Brix	Pureza	Flujo Kg/hr
Cristalización						
Meladura	-0.17	-195.7	-228.7	65.85	85.56	-347.4
Miel A espesa	0.94	1119.1	1638.4	85.44	68.30	1917.7
Total	0.77	923.4	1409.7	89.77	75.60	1570.3
Evaporación	0.00	0.0	0.0	0.00	0.00	4.0
Consumo de vapor	0.00	0.0	0.0	0.00	0.00	4.6
Mat. de cristalizar	0.77	923.4	1409.7	90.00	75.60	1566.3

*** Balance de Materiales ***

Corriente	Material % Caña	Pol Kg/hr	Sólidos Kg/hr	Brix	Pureza	Flujo Kg/hr
Cristalización						
Meladura	-0.17	-195.7	-228.7	65.85	85.56	-347.4
Miel A espesa	0.94	1119.1	1638.4	85.44	68.30	1917.7
Total	0.77	923.4	1409.7	89.77	75.60	1570.3
Evaporación	0.00	0.0	0.0	0.00	0.00	4.0
Consumo de vapor	0.00	0.0	0.0	0.00	0.00	4.6
Mat. de cristalizar	0.77	923.4	1409.7	90.00	75.60	1566.3

Anexo #3.5. Resultados des los balances de materiales para la extracción del jugo de los filtros.

%	J. F	J.F (Proc)	J.M	Total	Cachaza	J.clarif	Meladura
0	0	18247,64	177569,2	195816,84	8989,29	186827,55	43297,8606
10	1824,764	16449,876	177569,2	194019,076	8989,29	185029,786	42881,2233
20	3649,528	14625,112	177569,2	192194,312	8989,29	183205,022	42458,3286
30	5474,292	12800,348	177569,2	190369,548	8989,29	181380,258	42035,4339
40	7299,056	10975,584	177569,2	188544,784	8989,29	179555,494	41612,5392
50	9123,82	9150,82	177569,2	186720,02	8989,29	177730,73	41189,6446
60	10948,584	7326,056	177569,2	184895,256	8989,29	175905,966	40766,7499
70	12773,348	5501,292	177569,2	183070,492	8989,29	174081,202	40343,8552
80	14598,112	3676,528	177569,2	181245,728	8989,29	172256,438	39920,9605
90	16422,876	1851,764	177569,2	179420,964	8989,29	170431,674	39498,0658
100	18247,64	27	177569,2	177596,2	8989,29	168606,91	39075,1711

% Ext	G. tachos	G. evaporado	G.cal Primarios	G. cal. Secunda.
0	16911,5	31013,3733	10103,70725	8419,756043
10	16816,6	30714,94448	10010,94668	8342,45557
20	16662,7	30412,03365	9916,792978	8263,994148
30	16484,9	30109,12283	9822,639272	8185,532727
40	16319	29806,212	9728,485565	8107,071305
50	16153,1	29503,30118	9634,331859	8028,609883
60	15987,3	29200,39036	9540,178153	7950,148461
70	15821,5	28897,47953	9446,024446	7871,687039
80	15655,7	28594,56871	9351,87074	7793,225617
90	15489,8	28291,65788	9257,717033	7714,764195
100	15324	27988,74706	9163,563327	7636,302773

% Extr	G.calent. Rectif	G. cal.j.cl. 1	G.cal J.C. 2	G. Total
0	5388,643868	5462,59876	3213,29339	80512,8726
10	5339,171565	5410,03444	3182,3732	79816,5259
20	5288,956255	5356,68067	3150,98863	79052,1463
30	5238,740945	5303,3269	3119,60406	78263,8667
40	5188,525635	5249,97314	3088,21949	77487,4871
50	5138,310325	5196,61937	3056,83492	76711,1075
60	5088,095015	5143,2656	3025,45036	75934,8279
70	5037,879705	5089,91184	2994,06579	75158,5483
80	4987,664395	5036,55807	2962,68122	74382,2687
90	4937,449085	4983,2043	2931,29665	73605,8891
100	4887,233774	4929,85054	2899,91208	72829,6095

%	G. Total	Azúcar	Miel final	Bagazo a quemar	Bagazo (molida)	Bag. Sobrante
0	80512,87	27040,5	7439,2	40056,15423	77340,14	37283,98577
0,1	79816,53	26868,5	7242,2	39709,71642	77340,14	37630,42358
0,2	79052,1463	26592,6	7167,8	39329,42602	77340,14	38010,71398
0,3	78263,1463	26338,6	7099,3	38936,88871	77340,14	38403,25129
0,4	77487,4871	26073,6	7027,9	38550,98861	77340,14	38789,15139
0,5	76711,1075	25808,7	6956,5	38164,7301	77340,14	39175,4099
0,6	75934,8279	25543,6	6885,1	37778,52134	77340,14	39561,61866
0,7	75158,5483	25278,7	6813,6	37392,31259	77340,14	39947,82741
0,8	74382,268	25013,8	6742,2	37006,10348	77340,14	40334,03652
0,9	73605,8891	24748,8	6670,8	36619,84532	77340,14	40720,29468
1	72829,6095	24483,8	6599,2	36233,63657	77340,14	41106,50343

Nota: Todos estos resultados están dados en Kg/h

Anexo # 3.6 Resultados de los balances de materiales para la extracción del jugo secundario

%	Ju molino	Ju.mol. (proc)	J. M	J.F	Total	cachaza	J. Clarifi.
0	0	17756,92	177569,2	18247,64	195816,84	8989,29	186827,55
10	1775,692	15981,228	175793,508	18247,64	194041,148	8989,29	185051,858
20	3551,384	14205,536	174017,816	18247,64	192265,456	8989,29	183276,166
30	5327,076	12429,844	172242,124	18247,64	190489,764	8989,29	181500,474
40	7102,768	10654,152	170466,432	18247,64	188714,072	8989,29	179724,782
50	8878,46	8878,46	168690,74	18247,64	186938,38	8989,29	177949,09
60	10654,152	7102,768	166915,048	18247,64	185162,688	8989,29	176173,398
70	12429,844	5327,076	165139,356	18247,64	183386,996	8989,29	174397,706
80	14205,536	3551,384	163363,664	18247,64	181611,304	8989,29	172622,014
90	15981,228	1775,692	161587,972	18247,64	179835,612	8989,29	170846,322
100	17756,92	0	159812,28	18247,64	178059,92	8989,29	169070,63

% Ext	Meladura	G. tachos	G. evapor.	G: cal. Primarios	G. Cal. Secd.
0	43297,86	16980	31013,3733	10103,70725	8419,756043
10	42886,34	16818,5	30718,60843	10012,08555	8343,404625
20	42474,816	16657,1	30423,84356	9920,463848	8267,053207
30	42063,29	16495,7	30129,07868	9828,842146	8190,701789
40	41651,77	16334,5	29834,31381	9737,220444	8114,35037
50	41240,25	16173,1	29539,54894	9645,598742	8037,998952
60	40828,72	16011,6	29244,78407	9553,977041	7961,647534
70	40417,206	15850,3	28950,0192	9462,355339	7885,296116
80	40005,68	15680,9	28655,25432	9370,733637	7808,944697
90	39594,17	15527,5	28360,48945	9279,111935	7732,593279
100	39182,64	15334,8	28065,72458	9187,490233	7656,241861

% extr	G. Cal. Rectif	G. cal. J.C 1	G. cal.J.C.2	G. total
0	5388,64387	5462,59876	3213,29339	80581,3726
10	5339,77896	5410,6798	3182,75282	79825,8102
20	5290,91405	5358,76083	3152,21225	79070,3477
30	5242,04914	5306,84187	3121,67169	78314,8853
40	5193,18424	5254,9229	3091,13112	77559,6229
50	5144,31933	5203,00394	3060,59055	76804,1605
60	5095,45442	5151,08497	3030,04998	76048,598
70	5046,58951	5099,16601	2999,50942	75293,2356
80	4997,72461	5047,24704	2968,96885	74529,7732
90	4948,8597	4995,32808	2938,42828	73782,3107
100	4899,99479	4943,40912	2907,88772	72995,5483

%	G. Total	Azúcar	Miel final	Bag. A quemar	Bagazo (molida)	Bag. Sobrante
0	80581,37	27129,1	7312,5	40090,23383	77340,14	37625,80667
0,1	79825,81	26871,2	7243	39714,33333	77340,14	38001,66239
0,2	79070,34	266104	7173,5	39338,47761	77340,14	38377,51313
0,3	78314,88	26356,1	7104	38962,62687	77340,14	38753,26438
0,4	77559,62	26098,2	7034,5	38586,87562	77340,14	39129,11512
0,5	76804,16	25840,3	6965	38211,02488	77340,14	39505,0206
0,6	76048,59	25582,6	6895,5	37835,1194	77340,14	39880,81662
0,7	75293,24	25324,7	6826	37459,32338	77340,14	40260,65244
0,8	74529,77	25066,8	6756,5	37079,48756	77340,14	40632,52308
0,9	73782,31	24809	6687	36707,61692	77340,14	41023,95095
1	72995,54	24501	6604	36316,18905	77340,14	77340,14

Nota: Todos estos datos están referidos a Kg/h

Anexo #3.7 Ficha de costo de la empresa azucarera Uruguay

Costo total de producción de la empresa azucarera Uruguay	
	Real (2005)*10 ³
Costos variables	
Materia Prima	9750.8
Otros. Mat. Primas y materiales	190.8
Combustible comprado	8.9
Energía eléctrica comprada	266.8
Otros Gastos monetarios	2219.9
Costos Fijos	
Salarios y seguridad social	1418.1
Amrt. De activos Fijos	704
Industria	586.6
Transporte	119.4
Amort. Gastos Diferidos	1008.9
industria	908
transporte	100.9
Re. y Mante. Zafra	351.9
Administración Industria	50
Cargos diferidos	50
Gastos generales admon	516
Cargos diferidos	516
Gastos dist. y venta	187.7
Costo Bruto Total	
Deducciones	539.9
Miel producida	395.9
Bagazo entregado	
Electricidad entregada	143.8
Costo total neto	16133900

Anexo #3.8 Costo Total de Producción para la extracción del jugo de los filtros.

%	Azúcar T/h	Precio \$/T	valor de la producción
0	58407.48	335.9	19619072.53
10	58035.96	335.9	19494278.96
20	57440.016	335.9	19294101.37
30	56891.376	335.9	19109813.2
40	56318.976	335.9	18917544.04
50	55746.792	335.9	18725347.43
60	55174.176	335.9	18533005.72
70	54601.992	335.9	18340809.11
80	54029.808	335.9	18148612.51
90	53457.408	335.9	17956343.35
100	52885.008	335.9	17764074.19

CTP	Ganancia	CUP
17911104.2	2005479.664	301.2547
17488799.3	1984871.756	301.344189
17329309.5	1964791.874	301.6940229
17182467.4	1927345.798	302.0223557
17029408.6	1888135.438	302.3742584
16876349.9	1848997.533	302.7322164
16723291.2	1809714.548	303.0999714
16570018.1	1770791.063	303.4691124
16416959.3	1731653.207	303.8500396
16263900.5	1692442.847	304.2403496
16110413.1	1653661.127	304.6310036

Anexo # 3.9 Costo Total de producción para la extracción del jugo secundario

%	Azúcar T/h	Precio %/T	Valor de la producción	Ganancia	CUP
0	58598.856	335.05	19633546.7	1994046.7	301.021235
10	58041.792	335.05	19446902.41	1956388.17	301.3434568
20	57478.464	335.05	19258159.36	1916630.88	301.7047999
30	56929.176	335.05	19074120.42	1881577.7	301.9987979
40	56372.112	335.05	18887476.13	1843919.17	302.3402238
50	55815.048	335.05	18700831.83	1806260.63	302.6884649
60	55258.416	335.05	18514332.28	1768746.84	303.0413583
70	54701.352	335.05	18327687.99	1731088.31	303.4038296
80	54144.288	335.05	18141043.69	1693429.77	303.7737595
90	53587.44	335.05	17954471.77	1655843.61	304.1501546
100	52922.16	335.05	17731569.71	1610866.99	304.611579