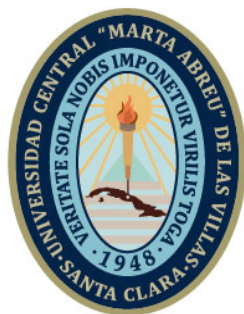


UCLV
Universidad Central
"Marta Abreu" de Las Villas



FQF
Facultad de
Química y Farmacia

Departamento de
Ingeniería Química

TRABAJO DE DIPLOMA

Título: Determinación de las capacidades óptimas de producción de levadura torula y xilitol extrayendo jugo de los filtros en "Ciudad Caracas".

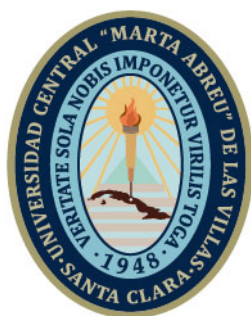
Autor: Diana Maria Lindo Darias

Tutores: Dr. Cs. Erenio González Suárez

, Noviembre, 2021

Santa Clara
Copyright©UCLV

UCLV
Universidad Central
"Marta Abreu" de Las Villas



FQF
Facultad de
Química y Farmacia

Academic Department
of Chemical Engineering

DIPLOMA THESIS

Title: Determination of optimal torula yeast and xylitol production capacities by extracting juice from filters in "Ciudad Caracas".

Author: Diana Maria Lindo Darias

Thesis Director: Dr. Cs. Erenio González Suárez

Santa Clara, November, 2021
Copyright©UCLV

Este documento es Propiedad Patrimonial de la Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas, y se encuentra depositado en los fondos de la Biblioteca Universitaria “Chiqui Gómez Lubian” subordinada a la Dirección de Información Científico Técnica de la mencionada casa de altos estudios.

Se autoriza su utilización bajo la licencia siguiente:

Atribución- No Comercial- Compartir Igual



Para cualquier información contacte con:

Dirección de Información Científico Técnica. Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas. Carretera a Camajuaní. Km 5½. Santa Clara. Villa Clara. Cuba. CP. 54 830
Teléfonos.: +53 01 42281503-1419

Pensamiento:

“Nunca consideres el estudio como una obligación sino como una oportunidad para penetrar en el bello y maravilloso mundo del saber”

Albert Einstein.

Dedicatoria:

A mi madre y a mi padre que aunque no están conmigo son el motor que me impulsa a seguir superándome.

Agradecimientos:

A mis padres por ser mi guía.

A mi hermana por estar siempre ahí para mí y brindarme todo su apoyo incondicional.

A mi familia en especial a mi tía Anita y mi tío Acevedo por todo el apoyo.

A mi Mol por siempre estar ahí para mí, ayudándome y apoyándome en todo.

A esa otra familia que la vida y mi novio me regalaron, por su apoyo y preocupación constante.

A mi amiga Daniela por todo su apoyo y años de amistad.

A mis niñas Arianna, Darianna, Liz Rosy, Claudia y Taila por acompañarme en este camino y brindarme siempre su comprensión.

A mis amigos Marcos y Darlin por su amistad.

A mis compañeros de aula en especial a Meliza y Laura Elena por la ayuda brindada.

A mi tutor Erenio, por la entrega y la enseñanza en mi formación como ingeniera.

A todos los profesores que hicieron posible mi formación como profesional.

A Damary por su atención y preocupación.

Índice:

Introducción:	1
CAPÍTULO I REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA	3
1.1. La levadura Torula (<i>Cándida utilis</i>)	3
1.1.1. Generalidades sobre la levadura Torula y sus usos.	3
1.1.2 Materias primas utilizadas para la producción de levadura Torula	4
1.1.3 Vías para la obtención de la levadura Torula	5
1.2 El xilitol	9
1.2.1 El xilitol y sus usos industriales	9
1.2.2 Materias primas utilizadas para la producción de xilitol	10
1.2.3 Vías para la obtención del xilitol	10
Conclusiones Parciales Capítulo I.	16
Capítulo 2: Materiales y métodos	17
2.2. Extracción del jugo de los filtros.....	17
2.2.1. Análisis de la extracción del jugo de los filtros.	18
2.2.2. Tratamiento estadístico.	18
2.2.3. Obtención de los datos para el tratamiento estadístico con los diferentes porcentajes de extracción de jugo de los filtros.....	19
2.2.4. Balance de vapor.....	19
2.3. Diseño de la planta de levadura torula a partir de la extracción de jugo de los filtros.....	21
2.3.1. Problema Primitivo.	21
2.3.2 Propuesta de inversión.....	21
2.3.3. Análisis de la propuesta de inversión.	21
2.3.4. Informe general contenido dentro del programa y las condiciones de inversión o Tarea de Proyección.	24
2.3.5. Proceso de obtención de crema de levadura torula a partir de miel final y jugo de los filtros.	25
2.3.6. Equipos para la selección.....	28
2.3.7. Balance de materiales.	31

2.3.8. Balance de Energía.....	34
2.3.9. Diseño de equipos.....	34
2.4. Diseño de la planta de producción de xilitol.....	35
2.4.1. Problema Primitivo.....	35
2.4.2. Propuesta de inversión.....	35
2.4.3. Análisis de la propuesta de inversión.....	35
2.4.4. Informe general contenido dentro del programa y las condiciones de inversión o Tarea de Proyección.....	37
2.4.5. Descripción del proceso de obtención de xilitol.....	38
2.4.6. Equipos a seleccionar (Ulrich G.1993).....	39
2.4.7. Balance de materiales energía. (Álvarez, 2000).....	40
2.4.8. Diseño del equipamiento principal.....	49
2.5. Análisis económico.....	50
2.5.1. Determinación del costo de inversión.....	51
2.5.2 Costos totales de producción.....	51
2.5.3. Indicadores de rentabilidad.....	51
Capítulo 3: Análisis de resultados.....	52
3.1. Tratamiento estadístico de la influencia de la extracción de jugo de los filtros. Resultados.....	52
3.1.1. Obtención de los datos para el tratamiento estadístico con los diferentes por cientos de extracción.....	52
3.1.2. Modelos obtenidos aplicando el método estadístico de análisis de regresión múltiple en apoyo del Statgraphics.....	52
3.1.3. Modelos globales obtenidos por el método matricial.....	54
3.1.4. Resultados y discusión.....	55
3.2. Resultado del balance de vapor.....	55
3.3. Pérdidas de azúcar crudo al extraer diferentes por cientos de jugo de los filtros.....	56
3.3.1. Pérdidas de azúcar en USD.....	56

3.4. Pérdidas de miel final al extraer los diferentes por cientos de jugo de los filtros.	57
3.5. Ganancias al producir levadura torula.	57
3.6. Aporte de bagazo del central Ciudad Caracas a la planta de xilitol.....	58
3.7. Diseño de la planta de levadura torula a partir de la extracción de jugo de los filtros. Resultados.....	60
3.7.1. Selección de equipos.	60
3.7.2. Resultados de los balances de materiales y energía.	60
3.7.3. Resultados del diseño de equipos.....	62
3.8. Diseño de la planta de xilitol. Resultados.	62
3.8.1. Selección de equipamiento.	62
3.8.2. Balance de materiales energía. Resultados.....	63
3.8.3. Diseño del equipamiento principal. Resultados.....	65
Biorreactor	66
3.9. Evaluación del impacto de la extracción del por ciento óptimo de jugo de los filtros y beneficios para ambas plantas.....	66
3.9.1. Pérdidas de azúcar crudo y miel final al extraer 21.9 % de jugo de los filtros.	66
3.9.2. Ganancias finales al producir levadura torula y xilitol a partir de la extracción de un 21.9 % de jugo de los filtros.	67
3.10. Análisis Económico para el por ciento óptimo de extracción d jugo de los filtros. Resultados.	68
3.10.1. Análisis Económico de la planta de torula.....	68
3.10.2. Análisis Económico de la planta de xilitol.....	70
Conclusiones parciales del Capítulo III:	71
Conclusiones.	72
Recomendaciones.	73
Bibliografía.....	74
Anexos.....	81

Resumen.

En el presente trabajo se realiza el diseño y optimización de las capacidades de una planta de torula, tomando como materia prima un por ciento de jugo de los filtros y miel final, y de una planta de xilitol, producido por vía fermentativa con bagazo de caña, tomando como materia prima principal el bagazo sobrante proveniente del central Ciudad Caracas, ubicado en Cruces, Cienfuegos, debido a la extracción de una fracción de jugo de los filtros. Primeramente, mediante el empleo del software estadístico Statgraphics Centurion, se obtienen los modelos que corresponden a cada etapa del proceso de producción de azúcar crudo, utilizando datos de los indicadores de calidad tomados en el central Ciudad Caracas en período de zafra, y aplicando a estos datos balances de materiales para obtener modelos que representen la calidad de los productos intermedios y el azúcar final, con extracción de jugo de los filtros. Se agregan los modelos para obtener los modelos globales del proceso conociendo con estos los beneficios de la extracción de jugo de los filtros en la etapa de purificación y el bagazo sobrante para cada por ciento de extracción. Consecutivamente se diseña la planta de xilitol y la planta de levadura torula, anexas al central, se selecciona el equipamiento y empleando los balances de materiales y energía del proceso se dimensionan los equipos principales para cada planta. A partir de la miel final que se obtiene con cada por ciento de extracción de jugo de los filtros se optimizan las capacidades de ambas plantas teniéndose en cuenta los indicadores económicos VAN, TIR y PRD, y se analizan las ganancias obtenidas con cada planta con respecto a las pérdidas de azúcar crudo que enfrentará el central con este por ciento de extracción.

Palabras claves: Extracción, Modelos, Xilitol, Torula, Diseño, Optimización, Ganancias.

Abstract.

In the present work, the design and optimization of the capacities of a torula plant is carried out, taking as raw material a percent of juice from the filters and final honey, and of a xylitol plant, produced by fermentation with cane bagasse. , taking as the main raw material the excess bagasse from the Ciudad Caracas plant, located in Cruces, Cienfuegos, due to the extraction of a fraction of juice from the filters. First, through the use of the statistical software Statgraphics Centurion, the models corresponding to each stage of the raw sugar production process are obtained, using data from the quality indicators taken at the Ciudad Caracas power station in the harvest period, and applying to these Material balance data to obtain models that represent the quality of intermediate products and final sugar, with extraction of juice from the filters. The models are added to obtain the global models of the process, knowing with these the benefits of the extraction of juice from the filters in the purification stage and the excess bagasse for each percent of extraction. Consecutively, the xylitol plant and the torula yeast plant are designed, attached to the plant, the equipment is selected and, using the material and energy balances of the process, the main equipment for each plant is dimensioned. From the final honey that is obtained with each percent of juice extraction from the filters, the capacities of both plants are optimized taking into account the VAN, TIR and PRD economic indicators, and the gains obtained with each plant are analyzed with respect to to the losses of raw sugar that the plant will face with this percentage of extraction.

Keywords: Extraction, Models, Xylitol, Torula, Design, Optimization, Profits.

Introducción:

En la actualidad la industria química a nivel mundial atraviesa una situación muy compleja. Debido a la escasez de capital y las legislaciones en materia ambiental que son cada vez más severas han obligado a la industria a hacer más eficientes sus procesos, utilizando materias primas alternativas, aprovechando los recursos que brindan los propios procesos, y de esa forma optimizar el aprovechamiento y la protección de los recursos naturales y ser más competitiva en el mercado internacional. La industria de la caña de azúcar no se encuentra exenta de esta situación ya que se ha comprobado que en la mayoría de los casos las producciones relacionadas con la misma provocan un efecto negativo al medio ambiente, esto está dado principalmente por el vertimiento de residuos materiales y energéticos, en estos procesos no existe un aprovechamiento adecuado de los recursos lo que ha traído como consecuencia que estos procesos tengan una baja eficiencia técnica y económica.

Nuestro país se encuentra enfrascado en la búsqueda y desarrollo de alternativa para poder lograr aumentar la eficiencia en esta industria, es por ello que este trabajo tiene como **problema científico**: Determinar las proporciones óptimas de extracción de jugo de los filtros para la obtención de levadura torula y el aprovechamiento del bagazo sobrante en la producción de xilitol, en las condiciones del lugar.

Hipótesis:

Si se hace una extracción del jugo de los filtros en una proporción óptima para destinarlo a la obtención de levadura torula se logra un beneficio significativo en la calidad final del azúcar y en el balance energético que permite obtener bagazo sobrante que al ser empleado como materia prima para la obtención de Xilosa y Xilitol permite beneficios económicos que sumados al ahorro energético y a los beneficios económicos de la levadura torula compensan las pérdidas de azúcar crudo en la instalación industrial.

Objetivo General: Determinar las posibilidades técnico económico de implementación de una planta de levadura torula y de una planta de xilitol en el Central Azucarero Ciudad Caracas.

Objetivos específicos:

1. Evaluar el impacto de la extracción de un por ciento de jugo de los filtros, en la etapa de purificación, en el Central Azucarero Ciudad Caracas.
2. Diseñar los equipos correspondientes a la planta de levadura torula y la planta de xilitol a instalar.

3. Evaluar el impacto económico que traería para el municipio y la provincia la implementación de una planta de levadura torula y una planta de xilotol en el Central Azucarero Ciudad Caracas.
4. Determinar el por ciento de extracción óptimo así como la capacidad óptima económica de las instalaciones de torula y xilitol.

CAPÍTULO I REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA.

1.1. La levadura Torula (*Cándida utilis*)

1.1.1. Generalidades sobre la levadura Torula y sus usos.

Como levadura Torula, se conoce al hongo levaduriforme de nombre científico *Cándida utilis*, muy utilizada como suplemento alimenticio animal ya sea de manera desecada como fuente de proteínas, o añadida a piensos mixtos para la alimentación de cualquier clase de ganado debido a su gran contenido de vitamina B, minerales y aminoácidos. Si es irradiada, produce vitamina D Lezcano, (1976); (Valdivié, et al. 1980); Bocourt, (1982); Lezcano, (2011).

Se utiliza además como un aditivo multifuncional y una materia prima importante para la industria del sabor y la fragancia, como sustituto de la carne y como aditivo a los alimentos que se procesan. En éste caso, la levadura nutricional es primero pasteurizada para detener el crecimiento y después se tritura y se muele en polvo.

Son eficaces además como condimentos y suplementos. La levadura de Torula específicamente estabiliza y fija el aroma y comprueba la eventual pérdida de sabor durante la cocción, la esterilización y la congelación, equilibra, reduce y esconde los sabores agudos o amargos de los aditivos, mejora la calidad de aperitivos, salsas, comidas, condimentos marinados y sopas. Además, realza el sabor de platos vegetarianos debido a su contenido de aminoácidos. Con ella, las bebidas energéticas y salsas para untar en el desayuno obtienen las cualidades emulsionantes de la levadura.

Para consumo humano, la levadura Torula es un polvo fino de color pardo, algo más oscuro que la levadura forrajera comercial, pero con bajo contenido de ácidos nucleicos. Los microorganismos usados son de las especies *Kluyveromyces fragilis* y *Saccharomyces cerevisiae*, que se caracterizan por su inocuidad y buen comportamiento productivo.

Se diferencia de la levadura forrajera por el empleo de otro microorganismo y la inclusión de una sección de tratamiento de la crema de levadura, donde se efectúa la extracción de los ácidos nucleicos. Adicionalmente, el producto se seca con aire a través de un horno de calentamiento indirecto.

Se utiliza además en la producción de miel, fermentación industrial, cultivo de células de insecto y en la acuicultura.

En Europa y California por ejemplo, es ampliamente utilizada para el control de las moscas de las aceitunas. Para ello, la Torula se disuelve en agua para atraer a los insectos y atraparlos, donde se ahogan. La levadura se utiliza también en tortillas, pizzas

y otros productos de panadería. Se utiliza en alimentos para animales, golosinas para mascotas y alimentos enlatados para mascotas.

Como se observa, es un producto altamente versátil que se encuentra en todo el mundo y puede crecer en la madera, pulpa de celulosa, hojas secas y sustratos ricos en celulosa.

La composición química de las levaduras puede variar en función de diferentes factores, por ejemplo: sustrato, concentración de sales, grado de aireación, número de lavados sucesivos para la eliminación de impurezas y tecnología de secado.

Precisamente el sustrato utilizado se considera el factor más determinante en la variación de la composición química de las levaduras Valdivié, (1980). De ahí la importancia de conocer su valor nutritivo para utilizarlo de manera más eficiente en la alimentación animal.

Investigaciones realizadas por Lezcano, (1976); Mora,(1979); Bocourt,(1982); Cervantes,(1984); Maylin et al., (1987); Figueroa et al.,(1988); Figueroa et al., (1990) y Lezcano (1990) en Cuba ; demostraron la efectividad nutricional de esta fuente proteica para cerdos en ceba y que la misma es capaz de sustituir a la harina de soya sin ninguna dificultad en cualquiera de los sistemas de alimentación evaluados.

Al mismo tiempo Mederos, (1989; 1991); demostró igualmente la efectividad de esta fuente de proteínas en lechones desde el destete con mieles enriquecidas y fuentes convencionales de alimentación.

Con una línea de desarrollo y diversificación de esta industria y la introducción de nuevas cepas de levadura en determinados casos, el uso prospectivo de la levadura *Torula* puede extenderse a otros productos, algunos de ellos más valiosos que el actual y que contribuirán a una gran estabilidad en esta industria, entre ellos: la levadura desnucleizada para consumo humano, ácido nucleico (RNA), levaduras para medios de cultivos y como saborizante, levadura invertasa y miel proteica.

1.1.2 Materias primas utilizadas para la producción de levadura *Torula*

En principio, todos los residuos ricos en carbono son factibles de ser empleados en la producción de levadura *Torula*. No obstante, la agroindustria de la caña de azúcar ha sido la privilegiada por contar entre sus productos derivados con las mieles finales y las vinazas Saura (2019).

En la década de los años 70, fue fabricada en Cuba una planta para producir *Torula* por la firma francesa Speichim equipada con tecnologías de las firmas (Aeguisbanner, Alpha Laval, Niro, entre otras), diseñada para producir 40 toneladas de *Torula* diarias utilizando como materia prima la miel final que representa aproximadamente del 3 al 4 % de la caña molida y se acerca al 25 - 35 % de la sacarosa producida. En la actualidad, produce alrededor de 15 toneladas diarias utilizando vinazas ICIDCA, (2000).

1.1.3 Vías para la obtención de la levadura Torula

La levadura Torula se puede obtener a partir de subproductos derivados de la producción de azúcar entre los que se encuentran: la vinaza y las mieles finales, aunque otros investigadores refieren el uso de la pulpa de café para idénticos fines.

El uso de la vinaza como sustrato, tiene la ventaja de permitir la obtención de un producto valioso y escaso como fuente proteica (Otero et al., 2008), aunque se puede usar además como alimento animal siguiendo dos alternativas posibles Rodríguez, (1985), Geplacea, (1989):

- ✓ Concentrar la vinaza a 60° Brix a presión o al vacío y después secarla para aumentar su contenido proteico hasta 18-20 % en base seca.
- ✓ La utilización de las vinazas en la producción de levadura Torula, variante que ha sido estudiada desde hace 20 años, con resultados diversos, reportándose rendimientos hasta 12,3 kg de levadura por m³ de medio.

Iguales propiedades se reportan en la levadura forrajera a partir de las vinazas de destilería y el uso de las mieles finales, con contenidos proteicos entre 45 y 50 % y rendimientos del 15 al 18 % sobre contenido de materia orgánica total original de la vinaza, utilizando tiempos de residencia similares Blanco, (1982).

Estudios realizados por ICIDCA, (1987), concluyeron que la alternativa menos compleja para la producción de levadura Torula en Cuba es la utilización de las vinazas tal y como salen de la destilería, aun cuando se presentan los siguientes inconvenientes:

- Es un producto de muy baja materia seca y no satisface los requerimientos de los animales por la gran cantidad de agua que ingieren con el producto.
- El valor de pH=4,3 requiere tuberías resistentes para su transportación. Económicamente se justifica esta alternativa con el contenido de agua de las vinazas.
- Para lograr altos niveles de su participación en la dieta animal es condición necesaria la eliminación de minerales presentes en las vinazas.

No obstante, desde todos los puntos de vista, este sustrato puede ser usado en la producción de levadura Torula. Además, es un residual altamente contaminante, por lo que su uso, sin valor alguno, significaría un aporte al mejoramiento del medio ambiente en los lugares donde existan destilerías de alcohol y se implemente esta variante. Por otra parte, desde el punto de vista fermentativo, aun cuando no es de la calidad de otros sustratos, ha demostrado resultados satisfactorios en cuanto a rendimiento y producción de proteína. Saura, (2005) y Otero, (2008).

La levadura puede desarrollarse en procesos fermentativos a batch o continuos.

La fermentación continua data de más de 60 años y se inició con la producción de

levadura forrajera obteniéndose elevados rendimientos y productividad Bernal y Almazán, 1982).

Esta producción se logra a través de cinco procesos básicos que se reumen en:

1. Preparación de materias primas y auxiliares.
2. Propagación de la levadura.
3. Separación o recuperación de la levadura.
4. Concentración y secado de la levadura.
5. Envase, almacenamiento y manipulación.

Dentro del proceso principal de producción se relacionan las siguientes operaciones, ICIDCA, (1986):

1. Fabricación.

Preparación de materias primas y auxiliares: El objetivo de ésta operación es la preparación de las sales nutrientes, así como de los productos auxiliares utilizados en el proceso de producción. Entre otras: almacenamiento, bombeo, dilución y enfriamiento, de la materia prima, preparación de las sales, dosificación de las sales y del antiespumante, aunque en ocasiones es necesario añadir ácido sulfúrico para corregir el pH de los fermentadores.

2. Fermentación

Es la operación principal del proceso, pues la calidad final del producto y la eficiencia en la asimilación del sustrato, dependerán fundamentalmente del desarrollo exitoso de esta operación.

En el proceso de fermentación, en una primera etapa se produce una degradación o glucólisis de los azúcares o compuestos más sencillos y en una segunda etapa, mediante una respiración aerobia en presencia de oxígeno y nutrientes, estos compuestos más sencillos son aprovechados por la síntesis del material celular (multiplicación o desarrollo de la levadura) con formación de CO₂.

En este proceso se hace necesario suministrar grandes volúmenes de aire, además de disponer de algún sistema de evacuación del calor para mantener temperaturas adecuadas. Al respecto, Geplacea, (1990), refiere, que el crecimiento de la levadura es mucho más riguroso en presencia de oxígeno.

En estos procesos, además de oxígeno se suministra: azúcar, fósforo, nitrógeno y pequeñas cantidades de magnesio, potasio y calcio, asegurando una temperatura cercana a la óptima de crecimiento que es de alrededor de los 36 °C y un pH de 3,5 - 4,0.

La reacción química que ocurre en el proceso es exotérmica y el calor desprendido por la misma se toma de acuerdo con el índice establecido por la metodología del ICIDCA, de 3,44 kcal/g de O₂ consumido.

En ésta reacción se produce la conversión de los sustratos en masa biológica que se denomina rendimiento. Esta conversión encuentra dos aspectos limitantes fundamentales que se hacen críticos para la fermentación:

- La homogeneización del medio, de forma que las sustancias nutritivas puedan ser asimiladas por el microorganismo.
- La eficiencia del sistema de aireación en cuanto a su capacidad para disolver oxígeno en el medio, que pueda ser consumido por la levadura.

El Oxígeno contenido en el fermentador requiere valores entre 15 000 y 16 000 m³/h, por lo que se plantea que es el sustrato gaseoso más importante para el metabolismo microbiano.

Su suministro se logra insuflando aire al fermentador durante el proceso. A medida que aumenta la concentración de O₂ en la fase gaseosa, aumenta la proporción de O₂ en la solución de nutrientes. En consecuencia, la presión más alta de O₂ se consigue durante la aireación con oxígeno puro.

Otra característica es que a medida que aumenta la temperatura desciende la solubilidad del oxígeno. Todo este proceso de oxigenación provoca la transferencia de masa del oxígeno a la célula durante la aireación del fermentador, e implica la transferencia de oxígeno desde las burbujas de aire a la solución, desde la solución a la célula y la absorción del oxígeno por parte de la célula. Esta etapa es la limitante principal del proceso debido a la baja solubilidad del oxígeno en fase líquida.

Aunque la temperatura del medio fermentado no es limitante, sí es otro de los parámetros esenciales para el éxito de la fermentación, siendo su valor óptimo de 36 °C, ya que garantiza el adecuado crecimiento de la célula.

Los microorganismos que crecen a una temperatura inferior a la óptima poseen un crecimiento retardado y por tanto, se pone de manifiesto una reducida producción celular, (productividad).

Si la temperatura es demasiado alta, pero no letal, se puede inducir una respuesta de estrés al choque térmico con la consiguiente producción de proteasas celulares que ocasionan una disminución en el rendimiento de los productos proteicos. A fin de obtener rendimientos óptimos, las fermentaciones deben ser llevadas a cabo en un margen estrecho de temperatura y de ser posible, constante. La velocidad de producción de calor debido al carácter exotérmico de la reacción por la agitación y por la actividad metabólica de los microorganismos, no se ve compensada por las pérdidas de calor que resultan de la evaporación. Por tanto, se debe recurrir a sistemas de refrigeración. Dentro de éstos, los más utilizados en las fermentaciones industriales son las camisas de agua.

El pH del medio fermentado también afecta el rendimiento; pero no es una limitante en

el proceso. El intervalo de pH donde crecen óptimamente la mayor parte de los microorganismos en todo el fermentador oscila entre 5,5 y 8,5 y específicamente la producción de levadura, exige valores entre 3,5 - 4,0 para impedir el desarrollo de microorganismos contaminantes como las bacterias que provocarían que la levadura se invierta.

Por lo tanto, se debe controlar el pH del medio de cultivo y añadir un ácido o una base cuando se necesite para mantener constante el mismo en todo el fermentador.

3. Desemulsión

El mosto agotado extraído de los fermentadores contiene una gran cantidad de aire, por lo que es necesario la degasificación mediante el chorreo a presión sobre la fase espumosa del mosto, y posteriormente pasar a la separación.

4. Separación centrífuga

Se utilizan separadores líquido-líquidos de donde se obtiene un efluente claro que se suma a la zanja como residual y una crema con una mayor concentración de levadura que pasa al proceso de evaporación.

5. Evaporación

En esta etapa ocurre el rompimiento de la pared celular para aumentar la digestibilidad de la levadura, así como para provocar los últimos cambios que darán lugar a la composición final del producto terminado.

Se concentra la crema al vacío; utilizándose un evaporador vertical de tubo largo de película descendiente a dos etapas, apropiado para fluidos viscosos con sólidos en suspensión. Posteriormente, la crema que se evapora se somete a un proceso de secado.

6. Secado y envase

En esta etapa tecnológica la crema evaporada y termolizada se seca con un secador por atomización y un flujo de gases se pone en contacto directo con gotas de crema dispersas por un atomizador que gira a alta velocidad dentro de una cámara.

Esta se seca en corto tiempo y no afecta las propiedades del producto, ni su obtención en forma de polvo. La levadura seca, en forma de polvo se envasa en sacos de papel de 4 capas, para 25 kg de capacidad y se transporta hasta el almacén

La tecnología de producirla a partir de las mieles finales o melaza, tiene el inconveniente de que éstas pueden cambiar su cantidad y composición continuamente dentro de la fábrica de azúcar. Por ello, se puede afectar el proceso de propagación de la levadura en aspectos fundamentales como: su rendimiento y calidad. Además, incide en los parámetros operacionales de los fermentadores, ya que contiene gran número de impurezas en forma coloidal, en suspensión y disueltas como ácidos orgánicos volátiles y una flora microbiana elevada.

En ambas tecnologías es necesario adicionar al medio de fermentación nitrógeno como elemento básico en la formación de los aminoácidos constituyentes de las proteínas y fósforo como elemento esencial en los compuestos de alta energía para el metabolismo. El suministro de estos elementos se realiza mediante la adición de soluciones de sales entre las que se encuentran las de sulfato de amonio, urea, agua amoniacal, fosfato diamónico y ácido fosfórico.

La selección de ellas está condicionada por sus características de manipulación y sus ventajas económicas, mientras que la dosificación se realiza mediante un balance de nitrógeno y fósforo, entre el necesario para la formación de la levadura y el aportado en forma asimilable por la materia prima utilizada.

1.2 El xilitol

1.2.1 El xilitol y sus usos industriales

El xilitol ($C_5H_{12}O_5$), es un azúcar polialcohol o poliol de cinco carbonos que posee una gran importancia comercial debido a su poder edulcorante y propiedades físico-químicas, que permiten su uso en la industria alimentaria, cosmética, farmacéutica y odontológica, razón por la cual, es un producto muy codiciado en el mercado internacional que se cotiza a costos elevados de aproximadamente 45 USD/kg según Rabassa, (2015).

Tiene además la ventaja de ser un producto que al no fermentar en la boca por la acción de las bacterias no produce caries y esto lo hace diferente de la sacarosa aún cuando posee el mismo valor energético, por ello, frecuentemente se utiliza en la elaboración de alimentos para diabéticos al no requerir de insulina para su metabolismo Alonso, (2010).

En confitería, es un edulcorante ideal para elaborar productos sin azúcar de alta calidad, ya que su dulzura y frescura permite obtener dulces de muy buen sabor con beneficios adicionales para la salud. O'Donnell, (2012).

La goma de mascar libre de azúcar es la aplicación comercial más difundida del xilitol en el mundo debido a sus propiedades dentales y organolépticas, además de poseer un intenso y distintivo efecto refrescante O'Donnell, (2012).

En productos farmacéuticos se utiliza como un edulcorante libre de azúcar, excipiente inerte, fuente de energía parenteral y productos de higiene bucal como pastas de dientes y soluciones de enjuague bucal. En cosméticos y artículos de baño se emplea con mayor frecuencia como agente humectante de la piel, aunque también se han informado algunas aplicaciones terapéuticas O'Donnell, (2012).

1.2.2 Materias primas utilizadas para la producción de xilitol

Las materias primas utilizadas para la producción biotecnológica de xilitol suelen ser fuentes ricas en xilosa, principalmente aquellas provenientes de residuos lignocelulósicos que requieren de una etapa de hidrólisis para liberar los xitanos contenidos en la hemicelulosa (González, et al., 2014).

En éste caso, los materiales lignocelulósicos son económicos, renovables y disponibles, además de contituirse como una fuente promisoría de carbón.

Además de la biomasa lignocelulósica se encuentra la hemicelulosa, que requiere de un pretratamiento para extraer la fracción líquida que es la xilosa, posteriormente promovida para fermentación a xilitol. (Rao, 2016).

Varias fuentes orgánicas ricas en nitrógeno como la levadura, peptona, urea, ácido casamino y fuentes inorgánicas como el sulfato de amonio, nitrato de amonio y cloruro de amonio, son generalmente usadas en la producción de xilitol.

Las fuentes orgánicas de nitrógeno son más beneficiosas que las fuentes inorgánicas y demuestran un gran impacto en el crecimiento de las celdas y en la producción de xilitol (Rao, et al., (2016).

El bagazo de la caña de azúcar adquiere en Cuba un uso creciente en la medida en que avanza un estratégico programa de diversificación.

El bagazo es obtenido en la etapa de molienda del proceso azucarero y de él se obtiene celulosa, furfural, etanol, carbón activado, alimento para ganado, tabloncillos aglomerados y moldeados, plásticos como el acetato de celulosa o rayón y relleno en plásticos, concreto y otros materiales de construcción Fernández, (2000), Baudel, (2005), Catá, (2006).

Por cada 100 t de caña procesada para la producción de azúcar se obtienen alrededor de 28 t de bagazo y 20 t de residuos agrícolas y por cada millón de toneladas de azúcar producido se originan 2,3 - 2,5 millones de toneladas de bagazo y residuos agrícolas Banerjee y Pandey (2002) y (Valdés, et al., 2004).

Otra de las potencialidades del bagazo es en la producción de xilitol, el cual es un edulcorante que ha logrado mucha importancia en la industria alimentaria (Rivas y col., 2006). El xilitol se obtiene a partir de la hemicelulosa de materiales lignocelulósicos, tal como la madera, estando el contenido de hemicelulosa del bagazo entre 20,5 - 25,6% (Geddes, et al., (2010), los cuales presentan en su estructura química a la xilosa, materia prima para la producción del edulcorante (Parajó, et al., (1998).

1.2.3 Vías para la obtención del xilitol

En la actualidad, la producción de xilitol a gran escala se realiza por hidrogenación catalítica de la xilosa a presiones y temperaturas elevadas, por lo que sus costos de

producción son altos, además de generar impurezas que dificultan la purificación y cristalización del producto final.

Otra forma de obtención del xilitol es a través de procesos biotecnológicos, que se han erigido en los últimos tiempos como una alternativa de producción limpia que no genera subproductos tóxicos debido a su naturaleza específica.

En éste caso, la biotransformación se realiza utilizando bacterias y tipos específicos de hongos capaces de asimilar y fermentar la xilosa a xilitol, etanol y otros compuestos. Dentro de todas las especies microbianas, las levaduras son reconocidas como las mejores productoras de xilitol. La posibilidad de utilizar desechos vegetales con alto contenido de hemicelulosa para la producción de xilitol y otros compuestos con valor agregado, se encuentra limitada en la actualidad por el paso de degradación de éste polisacárido en sus componentes, sin embargo, se ha reportado un método cromatográfico a escala industrial para la separación de diferentes azúcares de residuos hemicelulósicos desarrollado en Finlandia González, (2014).

Este método ha permitido obtener D-xilosa de manera eficiente, una vez separada, es inmediatamente reducida a xilitol por medio de hidrógeno a alta presión usando metales como catalizadores.

La producción química del xilitol, se fundamenta en que los xilanos se pueden encontrar en productos naturales de desechos celulósicos, que pueden ser tratados con diluciones de minerales ácidos, principalmente el H_2SO_4 a elevadas temperaturas.

En el proceso se utiliza H_2SO_4 a una temperatura que oscila entre 100 y 180 °C y presiones de 0 y 10 atmósferas durante 4 h aproximadamente. El resultado de la descomposición es del 5-15% de xilosa y aproximadamente 1-4% de glucosa, proteínas, pectinas y polisacáridos parcialmente hidrolizados.

La solución es enfriada a una temperatura de 50 a 80°C y los residuos orgánicos hidrolizados son removidos por filtración. El H_2SO_4 es convertido en $CaSO_4$ por la adición del $CaCO_3$, obteniendo un pH que oscila entre 1.5 y 3.5.

Después de la separación del precipitado de $CaSO_4$, la solución es purificada a través de filtración con carbón activado, donde se remueven las proteínas, taninos y pectinas. La solución purificada contiene del 1-2% de CH_3COOH .

La solución de jarabe de xilosa libre de CH_3COOH se diluye en agua a 40-70% de la solución, para posteriormente ser neutralizada con $CaCO_3$ o $MgCO_3$ hasta obtener un pH de 6.5-7.5.

Una vez concluido el tratamiento anteriormente descrito, es posible la hidrogenación de la xilosa directamente a xilitol, para ello, los polisacáridos hidrolizados que interfieren en la hidrogenación son removidos con un agente de adsorción como el carbón activado. Las condiciones de hidrogenación son: 30 a 100 atmósferas de presión, temperatura

que oscila entre 70 a 150°C y tiempo de 8 horas. Los sólidos contenidos en esta solución se encuentran a un 10-50% de concentración y para remover los iones residuales la solución es pasada por una columna de intercambio catiónico o iónico.

La solución purificada contiene un 15-25% de sorbitol en adición con xilitol, que se concentra en un evaporador al vacío con un contenido bajo en agua (5-15%), la temperatura no excede de 85°C y de preferencia debe estar alrededor de 80°C.

El jarabe producido, es cristalizado mediante agitación con etanol, siendo preferible adicionar el etanol en agua con una dilución de 4:1-5:1. El xilitol cristalizado es separado en una centrífuga de etanol y sorbitol contenidos en la solución, para el no cristalizado se disuelven los compuestos que siguen adheridos con etanol al 96%, donde el xilitol es parcialmente insoluble. Por este método se puede obtener un 80 - 85 % del xilitol cristalizado de acuerdo con (Álvarez, et al., (2000).

Otra forma de obtener xilitol es a través de procesos bioquímicos. En éste caso, la síntesis del xilitol se lleva a cabo mediante la extracción de xilanos obtenidos por medio de una hidrólisis del bagazo de caña con H₂SO₄ concentrado al 98%, en el cual se obtiene xilosa, glucosa, furfural y ácido acético entre otros productos. El H₂SO₄ es convertido en CaSO₄ por la adición de CaO obteniendo un pH entre 1.5 y 3.5.

La solución resultante se pasa por un filtro adsorbente para eliminar impurezas, entre las que se pueden encontrar el carbón activado, la sílica gel etc, eliminándose sales (sulfatos, bisulfatos) y agua. La mezcla de xilosa, glucosa, furfural y acético es pasada a un evaporador a una temperatura menor a 100°C con el propósito de eliminar el furfural y el ácido acético.

La solución de jarabe de xilosa libre de CH₃COOH se diluye en agua a 40-70% de la solución y es neutralizada con CaO hasta obtener un pH de entre 6.5-7.5. Después del tratamiento es posible la hidrogenación de la xilosa a xilitol. Una vez que la solución quedó libre de furfural y acético se inocula con la levadura *Candida pelliculosa* para llevar a cabo su fermentación aerobia en un medio rico en fosfato diácido de potasio, fosfato ácido de amonio, sulfato de magnesio e hidróxido de sodio.

La fermentación se realiza aproximadamente durante 30 - 35 horas, y en esta parte del proceso el hidróxido de sodio actúa como regulador de pH para llevarlo en un intervalo de 4 a 5. Es aquí donde empieza la formación de xilitol en presencia de etanol, biomasa, CO₂, glucosa y xilosa.

Para la purificación de la solución, la biomasa resultante se separa del medio y nuevamente se hace pasar por una filtro adsorbente para disminuir la formación de péptidos. Para reducir la cantidad de iones formados, se utiliza una columna de intercambio catiónico y/o aniónico y para la cristalización del xilitol se utiliza etanol

diluido en agua en una proporción de (4:1). El rendimiento estimado para este tipo de proceso es del 95 % del xilitol cristalizado (Álvarez, et al., (2000).

El xilitol se puede obtener además por extracción, siendo éste un método más simple comparado con el químico y bioquímico. Ello se debe a que las frutas y los vegetales contienen siempre pequeñas cantidades de xilitol, el cual es extraído de forma directa sin ayuda de algún catalizador (químico o biológico), pero el rendimiento final de éste proceso es mínimo (65-70%).

Para la eliminación del solvente se realiza una extracción con agua y vapor. Una vez eliminado el metanol, la solución resultante se hace pasar por una columna cromatográfica para la purificación del xilitol. Finalmente ésta se lleva a un cristizador donde utilizando etanol y un refrigerante se obtienen cristales de xilitol, que pasarán directamente a una centrifuga para eliminar azúcares no deseados. Finalmente son lavados y secados (Álvarez, et al., (2000).

En general, desde el más sencillo hasta el más complejo, los procesos biológicos pueden clasificarse como fermentaciones, procesos fisiológicos elementales y la acción de seres vivos. Además, las fermentaciones pueden dividirse en dos grupos generales: aquellas promovidas y catalizadas por microorganismos o microbios (levaduras, bacterias, algas, mohos, protozoos) y aquellas promovidas por enzimas (sustancias químicas producidas por microorganismos).

Las fermentaciones son reacciones en las que una materia prima orgánica se convierte en producto por la acción de microbios o por la acción de enzimas.

La hidrólisis de los residuos lignocelulósicos genera una mezcla de azúcares cuya fermentación presenta ciertas dificultades; las levaduras (*Saccharomyces Cerevisiae*) o bacterias (*Zymomonas mobilis*) convencionales, no pueden fermentar mezclas de azúcares por lo que es necesario recurrir al empleo de microorganismos modificados genéticamente (Saha, et al., (2005).

Un esquema posible para la fermentación de hidrolizados con presencia de glucosa y xilosa podría consistir en etapas separadas para la conversión de glucosa por *S. Cerevisiae* y de xilosa por una levadura capaz de fermentar este tipo de azúcares, por ejemplo, *Pachysolen tannophilus* (Slininger y Bothast, 1988).

Sin embargo, los microorganismos fermentadores de pentosas, dependiendo de las condiciones de cultivo, también pueden producir otros alcoholes como el xilitol (Gírio, et al., (2000). Otra posibilidad para la fermentación conjunta de glucosa y xilosa es la investigada por Bari (2004), que consistente en la cofermentación con células inmovilizadas de *Saccharomyces Cerevisiae* y *Pichia Stipitis*, aunque también se puede utilizar el hongo *Mucor Indicus*, que es capaz de fermentar las dos fracciones conjuntamente Fernández, (2000); Chirino, (2012).

Los procesos batch por su parte, como todos los procesos químicos, involucran una secuencia de tareas que transforman las materias primas en productos.

La producción batch se realiza usualmente en equipos relativamente estandarizados que pueden ser adaptados fácilmente a diferentes condiciones de operación. No obstante, las operaciones batch tienen riesgos aislados, por ejemplo, si una batchada se arruina, la pérdida está confinada a sólo esa porción del material.

Debido a la flexibilidad de los arreglos de producción, estos procesos pueden absorber las fluctuaciones o cambios rápidos en la demanda que son características de estos productos. Las operaciones de tipo batch son económicamente rentables, especialmente cuando se producen pequeñas cantidades de sustancias químicas complejas y con un alto valor agregado.

Una planta discontinua emplea la combinación de equipos batch y semicontinuos, las unidades batch están caracterizadas por un tiempo de procesamiento y no permiten la carga y descarga simultánea del material (Albernas, et al., (2011).

El material más sencillo de unidad batch son los tanques de almacenamiento, donde el material es alojado por un lapso de tiempo. Las unidades semicontinuas están caracterizadas por una velocidad de producción o procesamiento para cada producto y operan continuamente con arranques y paradas periódicas (Corsano, et al., (2006).

De acuerdo con (Acevedo y González; 1999), una planta de funcionamiento discontinuo se caracteriza, por: Productos a obtener y su interdependencia, distribución de la demanda de los productos, tipo de funcionamiento del equipo, asignación de equipos a tareas y estructura de la producción.

Atendiendo a estas características, se observa que las componentes básicas de una planta de funcionamiento discontinuo quedarán determinadas por: necesidades de producción (demanda interna y externa), tareas a realizar y el orden en que deben realizarse para obtener un producto a partir de sus materias primas y los equipos disponibles para realizar estas tareas (Acevedo y González, 1999).

En las plantas reales, el grado de complejidad en la etapa de diseño dependerá de la categoría deseada, complejidad que crece esencialmente con el grado de flexibilidad exigido. En este contexto, existen dos problemas básicos:

- Un problema de diseño que, en dependencia de los requisitos de producción, exige que se determine su dimensionamiento, de forma tal que los costos de capital sean mínimos.
- Un problema de planificación de la producción y secuenciación de tareas, donde en dependencia de las especificaciones dadas de la planta y ciertos requisitos de producción, se debe determinar cuándo y en qué cantidades se deben fabricar los productos (problema de planificación de la producción), y decidir en

qué equipos se deben llevar a cabo las diversas tareas del proceso de producción y en qué momento deben comenzarse y finalizar tales tareas (problema de asignación de tareas y secuenciación de operaciones) (Acevedo y González, 1999).

Una planta química discontinua se puede considerar como un ensamblamiento de equipos de proceso de varios tipos y tamaños, capaz de llevar a cabo una serie de tareas diferentes en modo de operación discontinuo o semicontinuo.

Estas plantas de producción comprenden generalmente varios grupos de unidades de equipos que pueden diferir en el tipo, material de construcción, facilidades periféricas y servicios generales requeridos (Acevedo y González, 1999), (Corsano, et al., (2006).

En estas plantas discontinuas se procesan lotes de productos clasificados como:

- Productos finales: productos que se obtienen como resultado final del proceso productivo.
- Los productos intermedios: se utilizan como material base para la fabricación de otros productos dentro de la misma planta.
- Los productos base: pueden utilizarse como materia prima en la misma planta y también pueden ser objeto de venta a clientes externos en otras plantas de producción de la misma firma (Acevedo y González, 1999).

Primeramente, se debe hacer un análisis general del proceso, para lo cual se debe tener en cuenta la tipología del proceso, tal como lo afirman (Yu et al., (2009), y (Albernas, et al., (2010), o sea, si se lleva a cabo en etapas simples o en múltiples etapas, es decir, la forma en que se llevará a cabo el proceso.

Los mecanismos de asignación de los equipos a las tareas pueden ser:

- De asignación fija: Cada tarea se efectúa en un equipo específico.
- De asignación flexible: Cada tarea puede efectuarse en uno o varios tipos de equipos, admitiéndose que varios equipos funcionen en paralelo. Chirino, (2012)

La clasificación principal de los procesos batch está basada en la consideración de la ruta de producción requerida para el producto. De acuerdo con lo analizado por (Corsano, et al., 2005) la planta se clasifica de las siguientes formas:

Planta Multiproducto: en la cual todos los productos siguen la misma secuencia a través de las etapas de producción y se obtienen varios productos similares Chirino, (2012).

Planta Multipropósito: en la cual los productos no necesariamente siguen la misma secuencia o requieren de todas las etapas a través del proceso de producción y obtienen productos distintos al mismo tiempo y un mismo producto puede seguir caminos diferentes a través de la planta Mah, (1990).

Multiplanta: que son plantas con la estructura de dos o más plantas multiproducto operando en paralelo (Albernas, et al., (2010).

Estas categorías caracterizan la flexibilidad de la planta desde diferentes puntos de vista y a su vez, dan idea de la complejidad del análisis necesario para resolver los problemas que presenta cada planta concreta (diseño, planificación, control, etc.), ya que esta complejidad, en general, crece con el grado de flexibilidad exigido a la planta (Barrer y Rawtani, 2005), Albernas, (2011), Chirino, (2012).

De acuerdo con (Voudouris y Grossmann 1996), y Corsano (2005), las plantas multipropósito se clasifican en secuencial o no secuencial. En una planta multipropósito secuencial es posible identificar una dirección específica en el piso de la planta que es seguida por los caminos de producción de todos los productos, los casos restantes son plantas multipropósito no secuenciales, donde una planta multipropósito es una planta multipropósito secuencial, pero la inversa no siempre es cierta.

Como la clase de plantas multipropósito está contenida en la clase de plantas multipropósito, todos los métodos de diseño propuestos para plantas multipropósito son aplicables al caso multipropósito Corsano, (2005).

Las plantas multipropósito son usadas cuando los productos presentan una similitud química entre ellos, mientras que cuando las similitudes decrecen, la planta se convierte en multipropósito, según Reklaitis (1990).

Conclusiones Parciales Capítulo I.

1. Se han realizado en Cuba numerosas investigaciones dirigidas a la obtención de levadura *Torula* a partir de vinazas de destilerías, pero ninguna lo hace a partir de las mieles finales y jugo de los filtros.
2. La producción de levadura *Torula* es de gran importancia e interés para el país, pues constituye un complemento proteico muy importante para la producción animal que sustituye importaciones, a la vez que soluciona problemas para asegurar la soberanía alimentaria.
3. Para la obtención de xilitol se emplean tres vías fundamentales, producción química, producción bioquímica y producción por extracción.
4. Los procesos batch son particularmente convenientes, debido a que ofrecen la flexibilidad necesaria para acomodar un número de productos diferentes, de reducido volumen, en la misma planta de procesamiento.
5. Los aspectos básicos para el trabajo con sistemas discontinuos son el problema de la planificación y secuenciación de tareas que garantiza la organización del proceso y el problema de diseño para garantizar los requisitos necesarios en el proceso.

Capítulo 2: Materiales y métodos.

2.1. Caracterización de la empresa.

El Central Azucarero Ciudad Caracas, Caracas antes de la nacionalización, está ubicado en el municipio de Cruces, en la provincia de Cienfuegos, situado a 4 ½ km de la salida del pueblo de Lajas, con un área total de 10900 hectáreas. Fue uno de los centrales más grandes del mundo en sus inicios. Actualmente está dedicado a la producción de azúcar crudo con destino a la exportación, cuenta con una capacidad de producción anual de 36346.68 toneladas trabajando los 153 días de zafra.

2.2. Extracción del jugo de los filtros.

Históricamente la industria azucarera ha ocupado un lugar muy importante en la economía cubana debido a su peso decisivo en la dinámica reproductiva del país. Esta industria ocupó el liderazgo en la estrategia de desarrollo económico de la revolución por más de tres décadas, hasta mediados de los años 80 que se decidió desarrollar intensivamente el turismo y propiciar el fomento de la industria farmacéutica y biotecnológica.

A partir del año 2002 se inició un proceso de reordenamiento y redimensionamiento del sector con el objetivo de alcanzar mayores beneficios desde el punto de vista tecnológico, económico y ambiental, con un especial interés en el fortalecimiento del desarrollo de los derivados de esta industria, la introducción de mejoras en las tecnologías y la explotación al máximo de todos los beneficios con los que cuenta esta industria.

En los estudios que se realizan en las fábricas existentes en todo el país se han utilizado técnicas del Análisis de Procesos para que los rediseños se acerquen cada vez más a las condiciones reales del sistema analizado y su entorno. La diversificación incrementa la eficiencia de la explotación de la caña como fuente renovable de recursos materiales y energéticos, además de brindar una mayor sostenibilidad a la economía azucarera. Estos factores deben ser tomados en cuenta de forma tal que el impacto social sea favorable a la producción de alimento animal que repercute directamente en la humana, así como de alcohol y combustible. Por lo que cambios en las tendencias en el mercado llevan a pensar en la obtención de la industria de producción flexible.

Se han realizado una cantidad numerosa de estudios en cuanto al uso de subproductos o desechos azucareros para la obtención de etanol, xilitol y de alimento animal, básicamente a partir de bagazo, miel, jugo de los filtros y el desvío de los jugos secundarios.

En el presente capítulo se realiza un estudio estadístico del impacto de la extracción de jugo de los filtros de la etapa de purificación, para su posterior uso en la producción de

crema de levadura torula empleada como alimento animal y utilizando el bagazo sobrante para la producción de xilitol.

2.2.1. Análisis de la extracción del jugo de los filtros.

Con el objetivo de evaluar la influencia de la extracción de jugo de los filtros, en un 20, 40 y 46% en el balance energético y en la calidad del proceso azucarero en general se realizó un estudio estadístico empleando modelos de regresión con datos de Brix y Pol tomados en cada etapa del proceso en el central azucarero Ciudad Caracas. Los modelos obtenidos en cada elemento fueron agregados para tener el comportamiento del sistema según lo propuesto por Kafarov (1982) y González (1982).

En la tabla 2.1 se muestran las etapas del proceso de obtención de azúcar crudo y las principales variables operacionales a tratar.

Tabla 2.1. Etapas del proceso de obtención de azúcar crudo con sus principales variables operacionales.

Etapas	Variables independientes	Variables dependientes
Preparación de la caña	Bx caña Pol caña	Bx jugo mezclado Pol jugo mezclado
Molienda	Bx jugo mezclado Pol jugo mezclado	Bx jugo claro Pol jugo claro
Purificación del jugo	Bx jugo claro Pol jugo claro	Bx meladura Pol meladura
Evaporación del jugo	Bx meladura Pol meladura	Bx masa cocida A Pol masa cocida A
Cristalización y cocción	Bx masa cocida A Pol masa cocida A	Dextrana Pol Humedad Color ICUMSA Color HORNE

2.2.2. Tratamiento estadístico.

Para obtener los modelos que correlacionan las variables dependientes con las independientes se hizo uso del programa Statgraphic, los datos con extracción fueron calculados mediante balances de materiales en la etapa de purificación y los modelos globales fueron obtenidos agregando los modelos de cada etapa.

En el Anexo 1 se observan los datos de los análisis que se realizan en las diferentes etapas para el tratamiento estadístico sin extracción.

2.2.3. Obtención de los datos para el tratamiento estadístico con los diferentes por cientos de extracción de jugo de los filtros.

Para la obtención de los nuevos datos de Bx y Pol se emplearon balances de masa en la etapa de purificación donde ocurre la variación de las cantidades del jugo de los filtros debido a la extracción.

$$\text{Pol JC} = \frac{(\text{Pol JM} * \text{F JM}) - (\text{Pol JF} * \% * \text{F JF}) - (\text{Pol C-F C})}{\text{F JC}}$$

$$\text{Bx JC} = \frac{(\text{Bx JM} * \text{F JM}) - (\text{Bx JF} * \% * \text{F JF}) - (\text{sólido en C-F C})}{\text{F JC}}$$

Donde:

F: flujo

%: 20, 40, 46%

JM: Jugo Mezclado

JC: Jugo Claro

JF: Jugo de los Filtros

C: Cachaza

En la tabla 2.2 se muestran los datos necesarios para la realización del balance para la obtención de los nuevos datos de Brix y Pol.

Tabla 2.2. Datos para el Balance.

% de extracción	20	40	46
Flujo JF(kg/h)	3198.167	6396.333	7355.783
Flujo JC(kg/h)	83391.69	80693.49	79734.03
Flujo Cachaza(kg/h)	3817.5		
Flujo JM(kg/h)	104829.84		
Pol Cachaza	3.24		
Pol JM	10.26		
Bx JM	12.40		
Sólidos en Cachaza	3		

2.2.4. Balance de vapor.

Para medir cuantitativamente la influencia de la extracción de jugo de los filtros en la gestión energética del central, se emplearon los siguientes balances:

Calentadores

Calentador líquido- líquido

$$\text{GLL} = \frac{\text{JMF} * \text{Cp} * (\text{Ts} - \text{Te})}{\text{CpH}_2\text{O} * (\text{Te} - \text{Ts})} * X$$

Donde $JMF = JM + JF$

Primarios y Rectificadores

$$GC = \frac{JMF \cdot Cp \cdot (Ts - Te)}{\lambda v} \cdot X$$

Calentador de Jugo Clarificado

$$GC = \frac{JC \cdot Cp \cdot (Ts - Te)}{\lambda v} \cdot X$$

Preevaporadores

Balance total: $JC = V \text{ producido} + JC_1$

Balance Parcial: $JC \cdot Bx = JC_1 \cdot Bx_1$

$$W_{pre} = JC \cdot \left(1 - \frac{Bx \cdot JC}{Bx \cdot JC_1}\right)$$

$$G_{pre} = \left(\frac{JC \cdot Cp \cdot (teb - talim)}{\lambda v} + \frac{W \cdot \lambda c}{\lambda v} \right) \cdot X$$

Cuádruple efecto

$$G_{cuádruple} = \left(\frac{JC \cdot Cp \cdot (teb - talim)}{\lambda v} + \frac{W \cdot \lambda c}{\lambda v} + \frac{n-2}{n} \cdot E \right) \cdot X$$

$$W = JC \cdot \left(1 - \frac{Bx_{concent} \cdot 1}{Bx_{meladura}}\right)$$

$$E = \sum Gc_{\text{primarios}}$$

La expresión utilizada para el cálculo del calor específico correspondiente a cada equipo fue:

$$Cp = 1 - 0,0056 \cdot Bx$$

Tachos

Peso del material inicial: $Pi = \lambda \cdot Vi$

$$\text{Agua evaporada en el material inicial: } w1 = Pi \cdot \left(1 - \frac{Bx1}{Bx3}\right)$$

Peso final del material: $Pf = \lambda \cdot Vf$

$$\text{Peso del material alimentado: } Pmat = (Pf - Pi + w1) \cdot \frac{Bx3}{Bx2}$$

$$\text{Agua evaporada en el material alimentado: } w2 = Pmat \cdot \left(1 - \frac{Bx2}{Bx3}\right)$$

$$GTacho = \frac{w1 + w2}{t} \cdot 1.1$$

Consumo de vapor de los equipos tecnológicos

$$GTecn = GPre + GCR + GTachos$$

2.3. Diseño de la planta de levadura torula a partir de la extracción de jugo de los filtros.

2.3.1. Problema Primitivo.

Lo que se pretende conseguir es realizar una tecnología que se encargue de producir derivados y subproductos de la industria azucarera, dar a conocer de que además de lograr una buena calidad en azúcar crudo se puede obtener derivados que ayuden a mejorar la economía. Esta función gerencial, la cual debe ser considerada como componente de un sistema anticipatorio mucho más amplio de gestión estratégica, tiene como misión principal lograr anticipar el conocimiento en relación con las condiciones cambiantes del mundo exterior de la organización y de ella misma.

Con relación a esto se ha decidido evaluar las posibilidades de obtener derivados de la industria azucarera en Cienfuegos, en este caso en el central azucarero Ciudad Caracas.

2.3.2 Propuesta de inversión.

En nuestro país la producción de levadura torula solo se produce a partir de miel final y vinzas. La propuesta consiste en diseñar una planta dedicada a la obtención de levadura torula a partir de miel final y jugo de los filtros, teniendo como objetivo llevar a cabo una nueva tecnología en la provincia y ampliar la economía con el nuevo producto que se obtendrá, así como mejorar el proceso azucarero a partir de la extracción de por cientos de jugos de los filtros.

2.3.3. Análisis de la propuesta de inversión.

Es necesario la realización de un estudio de factibilidad en la selección de la propuesta, para ello se hace necesario el análisis de los siguientes puntos:

- Estudio de mercado (oferta-demanda).
- La situación de las capacidades de producción análogas existentes.
- Balance entre la demanda y la capacidad.
- Análisis Técnico-económico.
- Características de las materias primas y productos a elaborar.
- Requerimientos de fuerza de trabajo.
- Alternativas de macrolocalización.
- Efecto económico diverso de la inversión.
- Las inversiones inducidas o auxiliares que requiere la inversión principal.
- Costo estimado de la inversión.

2.3.3.1. Estudio del mercado.

En relación con estudios realizados anteriormente se estableció que la tarea principal es establecer en el mercado la fabricación de levadura torula a partir de fuentes de

carbono más baratas, logrando aprovechar así la extracción de jugo de los filtros, esta va a estar destinada a constituir un tipo de alimento animal con el objetivo de sustituir importaciones, algo que es sumamente necesario para el país. Además se puede exportar en caso de cumplir los requisitos, se trata de poner en circulación un producto con varias ventajas y muy buena calidad.

2.3.3.2. Situación de las capacidades de producción.

En Cuba existen actualmente plantas que están destinadas a la producción de levadura torula, pero ninguna lo hace a partir de miel final y jugo de los filtros, de llevarse a cabo el proyecto sería la primera en su tipo.

2.3.3.3. Demanda y capacidad.

Las materias primas que se van a utilizar están presentes en el central azucarero donde se pretende instalar la planta, el resto de la materias primas como las sales nutrientes están presente en el mercado nacional y la producción de la planta supliría parte de la demanda de alimento animal en la provincia y a nivel de país si se desea. La capacidad de la planta es de 40 toneladas/ día.

2.3.3.4. Análisis técnico-económico.

La propuesta de inversión nace de la necesidad eminente de aprovechar el jugo de los filtros extraído del proceso azucarero para su utilización en la planta de levadura torula lo que reporta grandes ventajas desde el punto de vista tecnológico al proceso, sustituye gran cantidad de miel final que pudiera destinarse a otros usos, aumenta la calidad del azúcar crudo además de la innovación de una nueva tecnología.

2.3.3.5. Características de las materias primas y productos a elaborar.

La miel final o melaza.

Representa aproximadamente del 3 al 4 % de la caña molida y se acerca al 25 - 35 % de la sacarosa producida. Es un producto muy variable, que puede cambiar su cantidad y composición continuamente dentro de la fábrica de azúcar. Debido a su naturaleza puede afectar el proceso de propagación de la levadura en aspectos tan fundamentales como su rendimiento y calidad. Además, incide en los parámetros operacionales de los fermentadores, ya que contiene gran número de impurezas en forma coloidal, en suspensión y disueltas como ácidos orgánicos volátiles. Contiene también, una flora microbiana elevada.

En el Anexo 2 se observa la composición química ilustrativa de la miel final.

Debido a su composición química esta materia prima debe ser sometida a un tratamiento previo antes de su utilización en el proceso de propagación de la levadura.

Sales nutrientes.

En esta tecnología es necesario adicionar al medio de fermentación nitrógeno y fósforo, ya que el contenido de estos en la materia prima no es suficiente para el desarrollo del microorganismo. Se requiere el nitrógeno como elemento básico en la formación de aminoácidos, constituyentes de las proteínas, y el fósforo como elemento esencial en los compuestos de alta energía para el metabolismo.

Estos elementos se suministran mediante la adición de soluciones de sales. Entre las más utilizadas se encuentra el sulfato de amonio, urea, agua amoniacal, fosfato diamónico y ácido fosfórico. Su elección está condicionada por sus características de manipulación y sus ventajas económicas, la dosificación de los mismos se realiza mediante un balance de nitrógeno y fósforo, entre el necesario para la formación de la levadura y el aportado en forma asimilable por la materia prima utilizada.

Jugo de los filtros.

Se puede definir como la corriente intermedia que se obtiene en la operación de separación de la torta de cachaza extraída del jugo clarificado en el proceso de obtención de azúcar crudo. El jugo de los filtros de cachaza (JFC) debido a su baja retención tiene aproximadamente un 5% de sólidos solubles, lo que obliga a recircularlos en cantidades de 10 a 20% con el jugo mezclado en el proceso de producción de azúcar, variando la recirculación de acuerdo a la cantidad de materia extraña que contenga la caña. En el proceso de fabricación de azúcar este se considera conflictivo debido a su contenido de polisacáridos como el almidón y la dextrana, los cuales afectan el proceso de clarificación y de operaciones posteriores a causa del aumento de viscosidad del jugo clarificado, meladura, masa cocida, etc., y la cantidad de azúcar crudo que se produce. (Mansur M; Cuellar A; otros, 1990).

Levadura torula.

Es un forraje valioso por su alto contenido proteico y porque su razón proteína a carbohidratos es mayor que en los forrajes vegetales, su alto contenido de lisina la hace ideal como suplemento de proteínas vegetales pobres en este aminoácido esencial, además es una buena suministradora de vitaminas, sobre todo del complejo B.

Las características de la levadura torula, las vitaminas y aminoácidos que presenta se muestran en el Anexo 3.

La levadura torula es muy recomendada como complemento dietético en alimentos balanceados, en proporciones que van desde el 5 al 15%, para su empleo en pollos, pavos, patos y cerdos.

2.3.3.6. Alternativas de macrolocalización y requerimientos de fuerza de trabajo.

La ubicación de la planta se realizara en el central del poblado Caracas, municipio de Cruces en la provincia de Cienfuegos por conveniencia debido a la existencia allí de un central azucarero y la cercanía a las materias primas y los requerimientos auxiliares. En

cuanto a la disposición de los residuales estos serían tratados en las plantas existentes allí. Se aprovechara la mano de obra disponible en dichas plantas.

2.3.3.7. Efecto económico diverso de la inversión.

Esta inversión traería como consecuencia un efecto económico muy positivo, ya que la levadura es un forraje muy valioso por su alto contenido proteico y porque su razón proteína a carbohidratos es mayor que en los forrajes vegetales. Su alto contenido de lisina, como ya antes se mencionó, la hace ideal como suplemento de proteínas vegetales pobres en este aminoácido esencial, además de su ventaja de suministrar vitaminas sobre todo del complejo B.

2.3.4. Informe general contenido dentro del programa y las condiciones de inversión o Tarea de Proyección.

2.3.4.1. Entidades participantes.

En este proyecto interviene como inversionista el central Caracas, se contratará el suministro de los recursos y equipos con AZUIMPOR mediante la Agencia de AZUMAT y el montaje con brigadas de ZETI.

2.3.4.2. Microlocalización de la obra.

La planta será instalada dentro del terreno perteneciente al central Caracas, el cual pertenece al municipio de Cruces provincia Cienfuegos por ello:

- Los servicios necesarios para el funcionamiento de la planta a implementar pueden ser suministrados por la planta ya existente, entre ellos el agua, las materias primas, la electricidad y otros, disminuyendo así los costos de inversión.
- Para minimizar los costos de transportación.
- Aprovechar la fuerza de trabajo del poblado allí radicado.

2.3.4.3. Objetivo y capacidades de producción.

La planta propuesta va a estar diseñada para producir levadura torula, con un área donde van a estar ubicados los tanques de almacenaje de miel final y jugo de los filtros después de la extracción para dicho proceso. La capacidad de producción de esta planta está en correspondencia con la demanda existente del producto siendo dicha capacidad de 40 toneladas diarias.

2.3.4.4. Vinculación de la obra con otras.

La obra va a estar vinculada directamente con el central para la utilización de los servicios auxiliares necesarios en la planta, así como facilitar la transportación y el suministro de la materia prima requerida.

2.3.4.5. Descripción general de la obra y relación completa de los objetos.

La obra consiste en el montaje de una planta que se dedicará a la producción de levadura torula utilizando como materia prima miel final y jugo de los filtros de cachaza.

Esta va a ser ubicada en el terreno perteneciente al central azucarero UEB Ciudad Caracas, por lo que se facilitara todo lo referente a la instalación de las redes de electricidad y la disponibilidad de área para el montaje de almacenes de materia prima, subproductos y producto terminado.

La planta consta de:

- Parte tecnológica (Empresa de construcción especializada).
- Parte civil (Empresa de Construcciones Civiles).
- Movimiento de tierra.

2.3.5. Proceso de obtención de crema de levadura torula a partir de miel final y jugo de los filtros.

El proceso de producción de levadura forrajera a partir de mieles finales de caña y jugo de los filtros, tomando como por ciento de extracción 20%, está caracterizado por ser un proceso continuo en el cual las mieles aportan la fuente de energía, y se lleva a cabo mediante 6 unidades básicas: recepción y preparación de materia primas, preparación de nutrientes, fermentación y desemulsión, separación y lavado de la crema de levadura, termólisis y concentración, y por ultimo secado y envase.

2.3.5.1. Etapas del proceso.

Recepción y preparación de materias primas:

Esta área tiene como objetivo almacenar la materia prima y distribuirla hacia el área de preparación de mostos. La materia prima utilizada son las mieles finales con una carga orgánica de aproximadamente 65-70 kg de DQO/m³.

Se prevé su recepción a una temperatura de 85-95°C en tanques y su dosificación al área de preparación de mostos se realiza mediante bombas del tipo multietapas para líquidos calientes, con la protección eléctrica adecuada.

En la tecnología desarrollada por el ICIDCA, la miel final provenientes de los tanques de almacenaje son bombeadas hacia mezcladores estáticos en línea, donde son mezcladas ambas corrientes en las proporciones adecuadas y enviadas al tanque de balance de la instalación, para posteriormente pasar por una sección de enfriamiento con intercambiadores de placas. Los mostos, con temperatura de, aproximadamente, 34 °C, son enviados al área de fermentación.

El jugo de los filtros es extraído del proceso de purificación, el cual es bombeado hacia el tanque de miel final donde posteriormente será preparada para entrar a la etapa de fermentación. Este será regulado por una válvula de forma tal que se extraiga solo el jugo filtrado deseado en este caso el 20% del mismo.

Preparación de las sales nutrientes:

Esta área tiene como objetivo preparación de las sales nutrientes que serán empleadas en la fermentación. Para el proceso de crecimiento de la levadura es necesaria la suplementación del medio de fermentación con nitrógeno y fósforo, pues el contenido de ellos en el mosto, como se mencionó anteriormente, no es suficiente para el desarrollo del microorganismo.

Para la preparación de estas sales se emplea un tanque disolutor provisto de agitación. La porción previamente pesada de cada sal es introducida al tanque mediante un transportador sinfín, al que se le añade agua en las proporciones requeridas para cada sal. Luego, las soluciones obtenidas de cada sal, una vez terminado el período de sedimentación, son bombeadas a sus respectivos tanques de alimentación, de donde pasan a los fermentadores a través de medidores de flujo. La dosificación de ellas se realiza mediante un balance de esos elementos, de acuerdo con los requerimientos de la levadura.

Inóculo del microorganismo *Candida utilis*:

Para iniciar la fermentación se parte de un cultivo puro de laboratorio, que se añade a la miel, esterilizados, con la dilución y proporción apropiada de nutrientes, un Brix de 12 % y un pH ajustado al valor deseado, usualmente de 3.5 a 4.0. Después de 20 - 24 horas de fermentación, controlando la temperatura en 30 °C y el pH en el rango anterior, se dará por finalizado el proceso cuando el valor del Brix se mantenga constante durante 2 horas.

En esta primera etapa de propagación, el cultivo puro se desarrolla hasta alrededor de 1 000 litros, que constituye el inóculo de la siguiente etapa de prefermentación, con un volumen 10 veces superior y que se desarrolla con las mismas condiciones anteriores. El producto de esta etapa alcanza ya el volumen adecuado para alimentar al fermentador industrial.

Fermentación y desemulsión:

Esta operación es la principal del proceso, por lo que la calidad del producto, así como la eficiencia en la asimilación del sustrato dependerán, fundamentalmente, del curso exitoso de la misma. El proceso de producción de levadura es aeróbico y exergónico, por lo que se hace necesario suministrar grandes volúmenes de aire, así como disponer de un sistema de enfriamiento, el cual es garantizado con el diseño del fermentador, para mantener la temperatura adecuada para el proceso. El aire se suministra mediante un soplador independiente para cada fermentador. Este proceso es controlado, regularmente, mediante la medición y ajuste de sus parámetros, de acuerdo con el resultado de los análisis del laboratorio de control.

El mosto agotado extraído de los fermentadores contiene una gran cantidad de aire, por lo que es necesaria su desgasificación antes de proceder a la operación de separación

de la levadura. Este proceso se realiza en tanques de desemulsión, a los que llega continuamente por gravedad el mosto emulsionado desde los fermentadores. En estos tanques se recircula el mosto fermentado a alta presión para eliminar el aire contenido en el mismo. En la descarga de esa bomba está previsto un sistema de filtros y en la aspiración, tiene una inyección de antiespumante químico.

De estos tanques se extrae continuamente mosto desemulsionado, el cual es bombeado al tanque de balance para posteriormente ser enviado hacia la siguiente área, donde se efectúa la separación de la crema.

Separación y lavado de la crema de levadura:

En esta área, en una primera etapa, la levadura se separa del mosto fermentado y desemulsionado. A continuación, en la llamada primera y segunda separación, las impurezas son separadas de las células de levadura. Los equipos fundamentales de estas etapas son filtros auto limpiantes con cepillo giratorio sobre tamiz fijo y separadoras centrífugas con descarga continua de la crema. El 60 % de las separadoras aparta la crema del mosto fermentado (primera etapa) y el 25 % es para lavado (segunda etapa). El primer lavado de la crema se realiza en tanques agitados y la crema de segunda etapa se recoge también en tanques, donde se somete a un segundo lavado y posteriormente, es bombeada a las centrífugas de segunda separación. La crema de levadura obtenida es enviada a los tanques de crema para ser bombeada a la siguiente área de la planta. Los efluentes o claros de esta etapa se reciben en un tanque y luego se bombean al sistema de tratamiento de residuales o a ser reutilizados como agua de dilución en el proceso.

Termólisis y concentración:

El objeto de esta área es el rompimiento de la pared celular para provocar los últimos cambios que definirán la composición final del producto terminado. De esa manera se incrementa la solubilidad, la digestibilidad y el valor nutricional del producto, se elimina la posibilidad de que contenga células viables y se mejora su palatabilidad, al reducirse el contenido de ácidos nucleicos en el mismo. Esta operación se realizará en el primer vaso de un sistema de evaporación, donde se elevará la temperatura de la crema hasta 87 - 90 °C.

La estación de concentración está constituida por un sistema de evaporación de múltiple efecto al vacío, del tipo de película descendente y tubos largos y por un tanque receptor de crema evaporada. El objeto de la misma es la concentración de la crema por evaporación, desde 13 % hasta 20 % de materia seca, aproximadamente.

La unidad de evaporación opera en dos etapas, el calentamiento de la primera etapa se realiza con vapor de 12 kg/cm² (absoluto), mediante un termocompresor que utiliza parte de la evaporación o vapor residual de la primera etapa (producido en el separador

del primer cuerpo). El resto de la evaporación se utiliza para realizar el calentamiento de la crema en la segunda etapa. El vapor residual, producto de la evaporación de la crema en la segunda etapa, es condensado en un condensador de superficie y almacenado en los tanques. El agua para condensar estos vapores es suministrada desde una torre de enfriamiento.

Secado y envase:

En esta área, la crema de levadura termolizada y evaporada es secada en un secador de 20 a 92 % de materia seca, aproximadamente. La unidad se completa con un sistema de transporte neumático, constituido por ciclones separadores y un ciclón colector. La levadura seca, en forma de polvo, extraída de la cámara de secado por un sistema de transporte neumático, es introducida por el ciclón colector en las tolvas de almacenamiento.

Por el fondo de la tolva de almacenamiento, el polvo de levadura es extraído mediante un tornillo sinfín que lo descarga en un elevador de cangilones. Este lo transporta hasta los embudos alimentadores de las ensacadoras-pesadoras, que garantizan el llenado en sacos de papel del tipo valvulado, que no requieren ser cosidos. Los sacos llenos se colocan en pallets de madera para su almacenamiento. La calidad de la levadura obtenida es verificada en los laboratorios químicos y microbiológicos, midiendo las propiedades descritas de dicho producto.

2.3.6. Equipos para la selección.

2.3.6.1. Intercambiador de calor.

Estos equipos son de gran importancia en la industria de procesos químicos debido a que son fundamentales para la conservación y transferencia de energía. Para este proceso se selecciona un intercambiador de calor con el objetivo de enfriar los mostros hasta aproximadamente 34°C para ser posteriormente enviados al área de fermentación (Ulrich, 1985).

Los tipos de Intercambiadores de Calor se pueden observar en el Anexo 4.

2.3.6.2. Transportadores.

Este va a ser el equipo encargado de la transportación y alimentación de sólidos disponible con modificaciones y variaciones muy numerosas, se puede clasificar en siete grandes categorías: de bandas articuladas, tornillo sinfín, bandas, cangilones, flujo continuo, neumáticos y vibratorios (Ulrich, 1985).

Los tipos de Transportadores se muestran en el Anexo 5.

2.3.6.3. Separadoras centrífugas.

Los tipos de separadoras centrífugas se observan en el Anexo 6.

2.3.6.4. Pre-fermentador.

Es un tanque agitado no enchaquetado que trabaja a temperatura y presión ambiente. Los tanques o recipientes se diferencian en la forma de su fondo, estos pueden ser: cónicos, cilíndricos y planos con fondo bombeado (Ulrich, 1985).

Los tipos de Pre-fermentadores se encuentran en el Anexo 7.

2.3.6.5. Fermentadores.

Tipos de fermentadores continuos.

En el país la producción de crema de levadura torula se lleva a cabo mediante dos tecnologías, la de alta concentración y la de baja concentración, estas están definidas fundamentalmente por el diseño de los fermentadores. En el caso de la tecnología de alta concentración o austríaca, los fermentadores son de patente Vogelbusch con sistema de aireación y agitación mecánica de alta eficiencia. La operación normal es en serie, dos líneas de dos fermentadores, en dos etapas cada una, o sea que una línea de producción constituida por dos fermentadores conforman dos etapas en serie, equivalen a media capacidad de la planta de levadura torula. Este sistema también puede ser operado con cuatro fermentadores en paralelo, descargando en un tanque de desemulsión (Santos R, 1999).

En el caso de la tecnología de baja concentración, o francesa, los fermentadores son de patente Lefrancois con circulación invertida de aire, son quipos de un gran volumen (1000 m³ aproximadamente), están abiertos y sin sistema de agitación mecánica, es decir, el aire suministrado al fermentador realiza las dos funciones: suministrar el oxígeno a la levadura y agitar el medio para su homogeneización. Puede operar también en paralelo o en serie como el sistema austríaco con la diferencia de que en esta última alternativa los tres fermentadores que poseen estas plantas, dos van a actuar como primera etapa y el tercero como segunda.

El sistema de refrigeración que necesita la fermentación de alta concentración es más complejo debido a que libera más calor, en cambio la de baja concentración solo requiere un circuito cerrado de enfriamiento con una torre de empaque, pero tiene como desventaja que se procesa un mayor volumen de mosto fermentado, lo cual requiere un mayor consumo de agua y de energía para separar la levadura.

El fermentador de alta concentración también es más complejo cuanto a la susceptibilidad a las roturas debido a que cuenta con partes móviles (agitador). Además de requerir un mayor consumo de electricidad (Santos R, 1999).

2.3.6.6. Válvulas.

La construcción de sistemas de transporte de fluidos por tuberías requiere del uso de diversos accesorios y dispositivos para controlar el paso del fluido, estos últimos conocidos como válvulas. Los tipos fundamentales de válvulas que se usan en la

industria química son las de macho, las de asiento, las de compuerta, las de diafragma o membrana, las de retención y las automáticas de regulación.

Los tipos de válvulas (Rosabal 2006) se muestran en el Anexo 8.

2.3.6.7. Bombas.

Las maquinas hidráulicas que transforman la energía mecánica de un motor en energía de un fluido con un aumento de presión se denominan bombas. El transporte del líquido se basa en la diferencia de presión entre la bomba y la tubería. Las bombas se clasifican, de acuerdo con su constitución o forma, en: de desplazamiento positivo o volumétricas, centrífugas o de álabes, de turbina o torbellinos, y de flujo axial (Rosabal 2006).

Los tipos de bombas se muestran en el Anexo 8.

2.3.6.8. Tanques de almacenamiento.

En el Anexo 9 se observan los tipos de Tanques de Almacenamiento.

2.3.6.9. Mezcladores.

Los mezcladores a seleccionar son los mezcladores estáticos que consisten básicamente en una serie de láminas guía estacionarias que dan como resultado la mezcla sistemática y radial del flujo de los medios que circulan a través de la tubería. La trayectoria del flujo sigue un patrón geométrico, evitando así cualquier mezcla aleatoria. El fluido se mueve a través del mezclador estático en línea, creando un flujo continuo y homogéneo con baja caída de presión.

Características:

- Diseñados para soportar grandes cambios de presión con pequeños diámetros.
- Fáciles de instalar.
- Posibilidad de acoplamiento bridado o roscado.
- Con elemento mezclador fijo o removible de acuerdo a la necesidad.
- Virtualmente libres de mantenimiento.
- Previenen el sub-mezclado y el ensuciamiento de tuberías.
- Aseguran un producto final homogéneo.

2.3.6.10. Filtros.

Filtros de malla autolimpiantes de cepillo giratorio.

Características:

- ✓ Un sistema fiable y duradero, con autolimpieza por cepillo.
- ✓ De alta eficiencia, ahorro de energía y bajo consumo de agua
- ✓ El ciclo de limpieza puede ser automáticamente activado por presión diferencial y tiempo, sin interrupción de la filtración
- ✓ Brida estándar: ansib16.5/din2576/gb9119

- ✓ Grado de filtración opcional para 50, 100, 200, 300, 500, 800, 1500, 2500 y 3500 micrón y etc.
- ✓ La malla & eje del filtro son de SS 316L, opcional para dúplex 2205 y súper dúplex 2507
- ✓ Max. Presión de trabajo: 145psi (1.0mpa) como estándar, opcional para 232psi (1.6mpa) y 362.5psi (2.5mpa)

2.3.6.11. Evaporadores.

En el Anexo 10 se muestran los tipos de evaporadores.

2.3.6.12. Agitadores.

Por medio de la agitación mecánica es que se llevan a cabo la mayoría de las operaciones de mezclado, mediante el uso de propela, turbina o paletas, o por medio del burbujeo de gases. Los agitadores más usados en la industria química son los rodetes y los de paletas. Los de rodetes pueden ser de propela marina (hélice) o turbinas (Rosabal 2006).

En el Anexo 9 se observan los tipos de agitadores.

2.3.7. Balance de materiales.

Se desea diseñar una planta con una producción de 40 toneladas/día de levadura torula seca. Es necesario la realización de los balances de masa y energía para el posterior diseño de los equipos. Se utiliza un 20% de extracción de jugo de los filtros.

2.3.7.1. Balance de masa en la etapa de preparación de las materias primas.

Balance total

$$M_d = M_{fp} + J_f + A$$

Balance parcial

$$M_d \cdot \text{Bx}M_d = M_{fp} \cdot \text{Bx}M_{fp} + J_f \cdot \text{Bx}J_f$$

Donde:

M_d = flujo de miel diluida que se alimenta al fermentador (t/d)

M_{fp} = flujo de miel final pura (t/d)

J_f = flujo de jugo de los filtros (t/d)

A = flujo de agua (t/d)

$\text{Bx}M_d$ = grados brix de la miel diluida.

$\text{Bx}M_{fp}$ = grados brix de la miel final pura.

$\text{Bx}J_f$ = grados brix del jugo de los filtros.

2.3.7.2. Balance de masa en la etapa de preparación de los nutrientes.

La dilución de las sales nutrientes se realiza en tanques por separado.

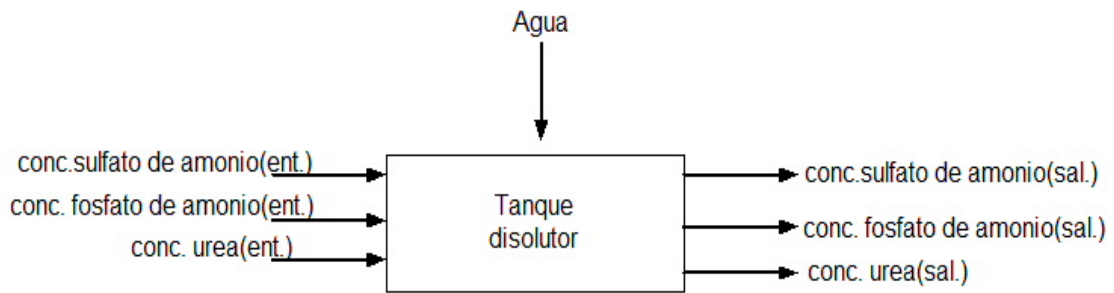


Figura 2.1 Diagrama de bloques de la etapa de preparación de las sales nutrientes.

Balance total

$$\text{conc.}(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4\text{ent.} + A = \text{conc.}(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4\text{sal.}$$

$$\text{conc.}(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4\text{ent.} + A = \text{conc.}(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4\text{sal.}$$

$$\text{conc. urea ent.} + A = \text{conc. urea sal.}$$

Donde:

Conc. $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ ent. = concentración de sulfato de amonio a la entrada.

Conc. $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ sal. = concentración de sulfato de amonio a la salida.

Conc. $(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$ ent. = concentración de fosfato de amonio a la entrada.

Conc. $(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$ sal. = concentración de fosfato de amonio a la salida.

Conc. urea ent. = concentración de urea a la entrada.

Conc. urea sal. = concentración de urea a la salida.

A = agua para la dilución de las sales. (t/d)

2.3.7.3. Balance de masa en la etapa de fermentación.

$$F_{al} = F_{md} + F_{ant} + F_{sa} + F_{fa} + F_u$$

Donde:

F_{al} = flujo de alimentación a los fermentadores (t/d)

F_{mf} = flujo de miel diluida (t/d)

F_{ant} = flujo de antiespumante (t/d)

F_{sa} = flujo de sulfato de amonio (t/d)

F_{fa} = flujo de fosfato de amonio (t/d)

F_u = flujo de urea (t/d)

Como la fermentación es continua, se cumple que:

$$F_{al} = F_s$$

Donde:

F_s : flujo de mosto rico en levadura obtenido de los fermentadores (t/d)

2.3.7.4. Balance de masa en la etapa de primera separación.

Balance total:

$$F_s = C_1 + E_1$$

Balance parcial:

$$F_s \cdot X_s = C_1 \cdot X_1 + E_1 \cdot X_{e1}$$

Pérdidas de levadura en el efluente de la primera separación.

$$P_1 = E_1 \cdot X_{e1}$$

Donde:

F_s = flujo de mosto rico en levadura obtenido de los fermentadores (t/d)

C_1 = flujo de la primera crema obtenida (t/d)

E_1 = flujo del efluente (t/d)

X_s = concentración del mosto obtenido de los fermentadores (g/l)

X_1 = concentración de la primera crema obtenida (g/l)

X_{e1} = concentración del efluente (g/l)

P_1 = pérdidas de levadura en el efluente de la primera separación (t/d)

En el lavado la crema obtenida de la primera separación es incrementada con agua, por tanto:

Balance total:

$$C_l = C_1 + A_l$$

Balance parcial:

$$C_l \cdot X_l = C_1 \cdot X_1$$

Donde:

C_l = crema lavada (t/d)

C_1 = crema de la primera separación (t/d)

X_l = concentración de la crema lavada (g/l)

X_1 = concentración de la crema de la primera separación (g/l)

A_l = agua de lavado (t/d)

2.3.7.5. Balance de masa en la etapa de segunda separación.

Balance total:

$$C_l = C_2 + E_2$$

Balance parcial:

$$C_l \cdot X_{cl} = C_2 \cdot X_2 + E_2 \cdot X_{e2}$$

Pérdidas de levadura en el efluente de la segunda separación.

$$P_2 = E_2 \cdot X_{e2}$$

Donde:

C_l = crema de lavado (t/d)

C_2 = flujo de la segunda crema obtenida (t/d)

E_2 = flujo del efluente (t/d)

X_{c1} = concentración de la crema de lavado (g/l)

X_2 = concentración de la segunda crema obtenida (g/l)

X_{e2} = concentración del efluente (g/l)

P_2 = pérdidas de levadura en el efluente de la segunda separación (t/d)

2.3.7.6. Balance de masa en la etapa de concentración.

Balance total.

$$C_2 = C_e + A_e$$

Balance parcial

$$C_2 \cdot X_2 = C_e \cdot X_e$$

Donde:

C_e = crema evaporada (t/d)

C_2 = flujo de la segunda crema obtenida (t/d)

X_e = concentración de la crema evaporada (g/l)

X_2 = concentración de la segunda crema obtenida (g/l)

A_e = agua evaporada (t/d)

2.3.7.7. Balance de masa en la etapa de secado.

Balance total.

$$C_e = L_s + A_s$$

Balance parcial

$$C_e \cdot X_e = L_s \cdot X_{ls}$$

Donde:

C_e = crema evaporada (t/d)

L_s = flujo de levadura seca obtenida (t/d)

A_s = flujo de agua de secado (t/d)

X_e = concentración de la crema evaporada (g/l)

X_{ls} = concentración de la levadura seca obtenida (g/l)

2.3.8. Balance de Energía.

En el Anexo 11 se muestran las fórmulas que se utilizaron para llevar a cabo los balances de energía en los diferentes equipos.

2.3.9. Diseño de equipos.

Para la realización del dimensionamiento de equipos se seleccionaron los equipos que serían diseñados, posteriormente se determinan sus principales parámetros. Se conoce que se produce 40 toneladas de levadura torula diarias y se trabaja los 365 días al año, ya que al culminar la zafra la miel final y el jugo de los filtros se almacena en tanques para su posterior utilización.

En el Anexo 12 se pueden ver las fórmulas utilizadas para el diseño de los equipos escogidos.

2.4. Diseño de la planta de producción de xilitol.

2.4.1. Problema Primitivo.

Debido al problema que se presenta en la sociedad con las personas diabéticas que no pueden consumir dulces como el helado, ni jugos con azúcares agregados y tampoco confituras azucaradas se realizan estudios en la búsqueda de nuevas alternativas alimentarias que permita que estas personas esta dieta tan estricta. El xilitol es un edulcorante con naturaleza insulina-independiente, que cubre las necesidades en personas con problemas diabéticos utilizándose como dulcificante alternativo no calórico, de aquí la necesidad de producir xilitol a partir de bagazo de caña.

2.4.2. Propuesta de inversión.

La propuesta consiste en diseñar una planta dedicada a la obtención de xilitol a partir del bagazo sobrante del proceso de producción de azúcar crudo en el central azucarero Ciudad Caracas , teniendo como objetivo diversificar la dieta de las personas diabéticas de nuestro país, llevar a cabo una nueva tecnología en la provincia y ampliar la economía con el nuevo producto que se obtendrá, así como mejorar el proceso azucarero a partir de la extracción de por cientos de jugos de los filtros logrando el aprovechamiento de un residuo tan versátil como el bagazo.

2.4.3. Análisis de la propuesta de inversión.

Es necesario la realización de un estudio de factibilidad en la selección de la propuesta, para ello se hace necesario el análisis de los siguientes puntos:

- Estudio de mercado (oferta-demanda).
- La situación de las capacidades de producción análogas existentes.
- Balance entre la demanda y la capacidad.
- Análisis Técnico-económico.
- Características de las materias primas y productos a elaborar.
- Requerimientos de fuerza de trabajo.
- Alternativas de macrolocalización.
- Efecto económico diverso de la inversión.
- Las inversiones inducidas o auxiliares que requiere la inversión principal.
- Costo estimado de la inversión.

2.4.3.1. Estudio del mercado.

De acuerdo con estudios realizados anteriormente se estableció que la tarea principal es la incursión en el mercado de este nuevo producto donde se le dará prioridad a las personas diabéticas, en especial a los niños y de ahí la venta a la población donde sería

un logro si tuviera una buena aceptación, para avanzar en la búsqueda de sustitución de importaciones que tanto el país necesita. Se trata de poner un nuevo producto en circulación con varias ventajas y de buena calidad.

2.4.3.2. Situación de las capacidades de producción análogas existentes.

En nuestro país actualmente no existe ninguna planta que produzca xilitol a partir de bagazo de caña, de llevarse a cabo el proyecto, sería la primera de su tipo.

2.4.3.3. Demanda y capacidades.

Según estudios realizados en nuestro país existen aproximadamente 64 personas diabética por cada 1000 habitantes. La planta que se pretende diseñar, teniendo en cuenta el mínimo porciento de extracción de jugo de los filtros en el central (20%), tendría como materia prima 1870.233 t de bagazo por año lo que significa 187.023 t de xilitol por año dirigidas a otras producciones que se destinan a esa parte de la población.

2.4.3.4. Análisis técnico-económico.

La propuesta de inversión nace de la necesidad de obtener alimentos dulces pero que sean aptos para la dieta de los pacientes diabéticos.

2.4.3.5. Características del producto a elaborar.

El xilitol es de apariencia y dulzura similares a la sacarosa, pero aporta un 40% menos de calorías (2,4 kcal/g). Por esta razón, es utilizado como sustituto del azúcar en una relación 1:1 peso a peso, con la consecuente disminución calórica. Es muy estable en la fabricación de alimentos, no fermenta y no produce pardeamiento de Millard. En el área de la salud se destaca su inclusión en la dieta y las formulaciones destinadas a pacientes diabéticos, porque su metabolismo no está regulado por la insulina. De igual forma, las personas deficientes en *glucosa-6-fosfato deshidrogenasa* lo encuentran adecuado, debido a que su biotransformación celular no requiere de esta enzima. También es utilizado en la preparación de alimentos para el tratamiento de personas con desórdenes en el metabolismo de lípidos, lesiones renales y parenterales. Otras características importantes del xilitol son su efecto anticariogénico por el hecho de no ser utilizado por los microorganismos de la flora bucal, en particular por la bacteria *Streptococcus mutans*, lo que evita la formación de ácidos que atacan el esmalte dental y en la prevención de la otitis media aguda en la población infantil.

2.4.3.6. Alternativas de macrolocalización y requerimientos de fuerza de trabajo.

La ubicación de la planta se pretende realizar en el central azucarero Ciudad Caracas, municipio de Cruces en la provincia de Cienfuegos por conveniencia debido a la existencia allí de un central azucarero y la cercanía a las materias primas y los requerimientos auxiliares. En cuanto a la disposición d los residuales estos serían tratados en las plantas existentes allí. Se aprovechara la mano de obra disponible en dichas plantas.

2.4.3.7. Efecto económico diverso de la inversión.

El efecto económico de la inversión es positivo ya que se pretende obtener un producto que no se produce en el país y que sería de gran beneficio para las personas diabéticas que podrán incluir en su dieta alimentos dulces, además el mayor efecto es social por el sector a quien va dirigida la producción, también puede ser una fuente de exportaciones para el central azucarero y el país.

2.4.4. Informe general contenido dentro del programa y las condiciones de inversión o Tarea de Proyección.

2.4.4.1. Entidades participantes.

En este proyecto interviene como inversionista el central Caracas y como proyectista la representación de IPROYAZ, se contratará el suministro de los recursos y equipos con AZUIMPOR mediante la Agencia de AZUMAT y el montaje con brigadas de ZETI.

2.4.4.2. Microlocalización de la obra.

La planta será instalada dentro del terreno perteneciente al central Caracas, el cual pertenece al municipio de Cruces provincia Cienfuegos por ello:

- Los servicios necesarios para el funcionamiento de la planta a implementar pueden ser suministrados por la planta ya existente, entre ellos el agua, las materias primas, la electricidad y otros, disminuyendo así los costos de inversión.
- Para minimizar los costos de transportación.
- Aprovechar la fuerza de trabajo del poblado allí radicado.

2.4.4.3. Objetivo y capacidades de producción.

La planta propuesta va a estar diseñada para producir xilitol a partir del bagazo de caña con el objetivo fundamental de diversificar la dieta de las personas diabéticas. La capacidad de producción de esta planta está en correspondencia con la cantidad de bagazo sobrante proveniente del central el cual se incrementa con los por cientos de extracción.

2.4.4.4. Vinculación de la obra con otras.

La obra va a estar vinculada directamente con el central para la utilización de los servicios auxiliares necesarios en la planta, así como facilitar la transportación y el suministro de la materia prima requerida.

2.4.4.5. Descripción general de la obra y relación completa de los objetos.

La obra consiste en el montaje de una planta que se dedicará a la producción de xilitol utilizando como materia prima bagazo proveniente del proceso de obtención de azúcar crudo. Esta va a ser ubicada en el terreno perteneciente al central azucarero UEB Ciudad Caracas, por lo que se facilitara todo lo referente a la instalación de las redes de

electricidad y la disponibilidad de área para el montaje de almacenes de materia prima, subproductos y producto terminado.

La planta consta de:

- Parte tecnológica (Empresa de construcción especializada).
- Parte civil (Empresa de Construcciones Civiles).
- Movimiento de tierra.

2.4.5. Descripción del proceso de obtención de xilitol.

La producción de xilitol está basada en la reducción de la xilosa, esta se obtiene mediante la hidrólisis de las pentosanas del bagazo de caña, el proceso consta de las etapas siguientes:

1. Molido del bagazo de caña, para obtener partículas más pequeñas y homogéneas al introducirlas al tanque de hidrólisis.
2. Se lleva a cabo la hidrólisis del bagazo de caña con ayuda de una solución de H₂SO₄, se ha reportado en los estudios de planta piloto que las condiciones óptimas para la obtención de xilosa por este medio, son: utilizar una solución de H₂SO₄ al 2%, a una proporción de 1 g de bagazo/10 g de solución, durante 22 minutos y a 122°C, ya que se ha encontrado que, bajo otras condiciones, comienza el proceso de degradación de la xilosa en furfural.
3. Posteriormente se adiciona CaO para elevar el pH a 3 y precipitar parcialmente al H₂SO₄ en forma de CaSO₄, que permite extraer la solución libre no sólo del CaSO₄, sino además de cualquier residuo sólido, que no hubiera alcanzado a hidrolizarse, al pasar esta solución por los rayos filtrantes del percolador integrado al reactor de hidrólisis, el pH se ajusta a 3 porque el objetivo no es neutralizar el ácido presente, sino eliminar el exceso de SO₄⁻² y limitar la solubilidad del ácido acético generado en la hidrólisis para facilitar su posterior separación.
4. Una vez obtenida la solución de hidrólisis libre de sólidos, se lleva a cabo la decoloración de esta al hacerla pasar por una columna de carbón activado, para remover la mayoría de las proteínas, taninos y pectinas presentes, que le den coloración.
5. La solución clarificada se concentra en un evaporador y se remueve el ácido acético, formado por la hidrólisis de la hemicelulosa y el furfural formado por la degradación de la xilosa. Posteriormente ambos son recibidos en un condensador. Este procedimiento se lleva a 60°C ya que si excede 70°C el medio ácido provocaría la degradación de la xilosa.
6. Ya eliminado el ácido acético y el furfural, y concentrada la solución al 5% para la xilosa, se enfría de 60°C a 30°C en un intercambiador de calor y se procede a introducirla en un biorreactor, donde se realizarán los siguientes procedimientos:

- Regular el pH de la solución aproximadamente entre 4.5 y 5.
 - Enriquecer la solución con nutrientes como $(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$, KH_2PO_4 esenciales para el crecimiento de *Candida pelliculosa*, que llevará a cabo la reducción de la xilosa en xilitol.
 - Inocular el medio de cultivo.
 - Dejar fermentar por un intervalo de 24 a 72 horas.
 - Condensar el evaporado de etanol y agua arrastrados por el régimen en aireación.
7. Cuando haya transcurrido el tiempo necesario de la fermentación, se pasa el cultivo por columnas de ultrafiltración para remover la biomasa formada durante la misma fermentación y obtener una solución libre de sólidos.
8. Se decolora la solución eliminando péptidos y proteínas que no pudo retener el ultrafiltro.
9. Para remover las sales sobrantes del medio de cultivo y los residuos de xilosa que no se transformaron, se hace pasar la solución por columnas de intercambio iónico, obteniéndose así, una solución que contenga exclusivamente el soluto deseado, xilitol.
10. Se concentra la solución en un evaporador al 57%.
11. Se introduce la solución de xilitol en un cristizador y mediante enfriamiento se llega al punto de saturación a 10°C para obtener los cristales de xilitol con 28.5% de humedad.
12. La humedad se elimina en un secador rotatorio de flujo de aire seco a contracorriente disminuyendo la humedad a 0.5%.
13. Los cristales se trasladan en un transportador de tornillo hacia un dosificador que llena los sacos de 50 lb de xilitol.

2.4.6. Equipos a seleccionar (Ulrich G.1993).

2.4.6.1. Tanques de almacenamiento.

Los tanques que se usarán para el almacenamiento de la materia prima serán silos ya que son los únicos utilizados para el almacenamiento de sólidos y son los que cumplen con los requisitos del proceso.

2.4.6.2. Tipos de transportadores. (Ver Anexo 5)

2.4.6.3 Molino.

Los parámetros a tener en cuenta en la selección de los molinos son: la naturaleza del material, en este caso el material es un sólido suave, otro de los parámetros importantes es el tamaño que se requiere que quede el material, entre otros.

Los tipos de molinos se muestran en el Anexo 13.

2.4.6.4 Reactor de hidrólisis.

En el Anexo 14 se muestran cuáles son los tipos de reactores y los fondos que pueden tener con sus respectivas características.

2.4.6.5 Agitadores para el tanque de hidrólisis y el biorreactor.

Tipos de agitadores. (Ver Anexo 9)

2.4.6.6. Caldera.

Este equipo es el encargado de suministrar el vapor para el calentamiento en el tanque de hidrólisis.

Los tipos de calderas se muestran en el Anexo 15.

2.4.6.7. Evaporador.

El evaporador se emplea en este proceso para remover el ácido acético y el furfural formados en la hidrólisis.

Tipos de evaporadores. (Ver Anexo 10)

2.4.6.8. Biorreactor. (Ver Anexo 14)

2.4.6.9. Columnas.

En el proceso se emplean columnas de carbón activado para remover el color en la solución de hidrólisis, posteriormente de ultrafiltración para eliminar la biomasa luego de la fermentación y de cromatografía para remover las sales sobrantes del medio de cultivo y los residuos de xilosa que no se transformaron.

2.4.6.10. Bombas.

Dentro de los tipos de bombas que existen, se analiza para la selección de las mismas, las centrífugas de flujo axial y las reciprocantes. Las de flujo axial son aquellas en que la impulsión del líquido surge por la rotación de un dispositivo tipo hélice, y en la reciprocante la aspiración e impulsión del fluido se realiza por medio del movimiento alterno del émbolo en el cilindro de la bomba.

Tipos de bombas. (Ver Anexo 8)

2.4.7. Balance de materiales energía. (Álvarez, 2000).

2.4.7.1. Tanque de hidrólisis.

Operaciones que se realizan en el Tanque de Hidrólisis:

1. Entrada de Bagazo de caña de azúcar, agua y solución de H₂SO₄ al 98% (El agua y la solución de H₂SO₄ se mezclan al ingresar al Tanque en un mezclador de corrientes).
2. Presurización del Tanque con un compresor a una presión manométrica de 2.5 atm (30.67 psi).
3. Calentamiento de la mezcla desde 25°C hasta 122°C.
4. Mantenimiento de la temperatura a 122°C durante 22 minutos. (Proceso de Hidrólisis)
5. Enfriamiento de la mezcla de 122°C a 60°C.
6. Adición de CaO para llevar el pH a 3.
7. Drenado del tanque con productos de hidrólisis y eliminación por percolación de sólidos y precipitados.

1. Entrada de Bagazo de caña de azúcar, agua y solución de H₂SO₄ al 98%.
2. Presurización

Volumen del Tanque: 65.1847 m³

Volumen libre en el Tanque: 13.03694 m³ (20% del Tanque)

Moles de Aire Contenidas en 13.03694 m³: 532.869 moles de aire (Calculado por la Ecuación de Estados Correspondientes).

Masa de Aire (MA): 15.453211 kg aire Masa de Aire Requerida para 2.5 atm: 38.633027 kg aire. Diferencia de Presiones: 1.5 atm (2.5atm interno y 1 atm externo)

Carga = 1.5 atm (610.78 inH₂O ó 50.8986 ftH₂O)))

Tiempo de Calentamiento y Mantenimiento (tcm) = 63 min

Flujo Másico (FM) = MA * tcm

ρ (aire a 25°C) = 1.1769kg/m³

Gasto= 0.31263 m³ /min=82.588109 gal/min

Eficiencia: 70%

$$\text{Potencia:} = \frac{\text{Gasto} * \text{Carga}}{3960 * \eta} = 1.5 \text{ HP}$$

3. Calentamiento de la mezcla.

En la Tabla 2.3 se muestran las condiciones de calentamiento de la mezcla.

Tabla 2.3 Condiciones del calentamiento de la mezcla.

Condiciones		
Temp. inicial (To)	25	°C
Temp. final (Tf)	122	°C
Temp. Vapor Sat (Tv)	200	°C
Presión del Vapor Sat	15.35	atm
U (Coef Global Tansf. Calor	1.35	kJ/(m ² °C s)
Área Transferencia (Chaqueta)	48.84	m ²
Cp Bagazo	2,386476	kJ/(kg°C)
Cp H ₂ SO ₄ 98%	1.4206	kJ/(kg°C)
CpH ₂ O	4.1868	kJ/(kg°C)

Cálculo de Cp de la mezcla:

En la Tabla 2.4 se observan los datos de las masas de las diferentes materias primas para los tres por cientos de extracción, que son utilizados para el cálculo del Cp de la mezcla.

Tabla 2.4 Datos de las masas para los diferentes % de extracción.

% de extracción	20	40	46
Masa Bagazo (kg)	12223.75	13278.3	13595
Masa H ₂ SO ₄ 98% (kg)	940.15		
Masa H ₂ O (kg)	53127.572		
Masa Total (kg)	66291.472	67346.022	67662.722

FM bagazo = MB/MT

FM H₂SO₄ 98% = MH₂SO₄ 98%/MT

FM H₂O = MH₂O/MT

Cp (mezcla) = (FM bagazo) * (Cp Bgzo) + (FM H₂SO₄ 98%) * (Cp H₂SO₄ 98%) + (FM H₂O) * (Cp H₂O)

Donde:

MB: masa del bagazo

MH₂SO₄ 98%: masa del H₂SO₄ 98%

MH₂O: masa del H₂O

MT: masa total

FM bagazo: Fracción Másica Bagazo

FM H₂SO₄ 98%: Fracción Másica H₂SO₄ al 98%

FM H₂O: Fracción Másica H₂O

Calor Requerido (Q):

Q = MT * Cp (mezcla) * (Tf - To)

Usando los datos de la Tabla 2.34, el Cp de la mezcla y la masa total, se obtiene θ_c (tiempo de calentamiento):

$$\Theta = \frac{M * C_v}{U * A} * \ln \frac{T_l - T_o}{T_l - T_f}$$

Equipo asociado a Calentamiento:

Caldera De Vapor.

Ya que se quiere calentar la mezcla de 25°C a 122°C, el calor latente para vapor saturado a 200°C y 15.35 atm es $\lambda = 1940.7$ kJ/kg, entonces la masa requerida de vapor es:

Masa Vapor = Q / λ

Flujo de Vapor = Masa de Vapor / Tiempo Calentamiento

Cantidad de combustible para la caldera:

Como la eficiencia η es igual a:

$$\eta = \frac{Q \text{ aprovechado}}{Q \text{ suministrado}}$$

Donde:

Q aprovechado = (Flujo Vapor) * (λ 200°C)

Q suministrado = (Poder Calorífico comb) * (Consumo Comb), entonces:

Poder Calorífico para el gas L.P. = 47582.982 kJ/kg

Entonces de la expresión: Q suministrado = (Poder Calorífico comb) * (Consumo Comb), se despeja el Consumo de combustible en kg/h se multiplica por θ_c (tiempo de enfriamiento) y se obtiene la cantidad de kilogramos de combustible requeridos.

5. Enfriamiento de la mezcla.

Las condiciones de enfriamiento de la mezcla se pueden observar en la Tabla 2.5.

Tabla 2.5 Condiciones de enfriamiento de la mezcla.

Condiciones		
Temp. inicial (To)	122	°C
Temp. final (Tf)	60	°C
Temp. Liq. Enf (Tl)	25	atm
U (Coef Global Tansf. Calor)	1,35	kJ/(m ² °C s)
Área Transferencia (Chaqueta)	48.84	m ²
Cp Bagazo	2.386476	kJ/(kg°C)
Cp H ₂ SO ₄ 98%	1.4206	kJ/(kg°C)
CpH ₂ O	4.1868	kJ/(kg°C)

Calor Removido, Q por líquido de enfriamiento.

$$Q = M * C_p(\text{mezcla}) * (T_f - T_o)$$

Tiempo de Enfriamiento, θ_f

$$\Theta = \frac{M * C_v}{U * A} * \ln \frac{T_l - T_o}{T_l - T_f}$$

Usando los datos de la Tabla 2.36, el Cp de la mezcla y la masa total, se obtiene θ_f .

En realidad, el único equipo empleado será una bomba ya que el líquido de enfriamiento es agua a 25°C proveniente de la cisterna de la planta. La bomba correspondiente es la C del apartado de Bombas.

Masa de Agua para Enfriamiento:

$$Q = \text{Masa H}_2\text{O Enf.} * (C_p \text{ H}_2\text{O}) * (T_f - T_o)$$

Dónde:

$$T_o = 25^\circ\text{C}$$

$$C_p \text{ H}_2\text{O} = 4.1868 \text{ kJ} / (\text{kg } ^\circ\text{C})$$

Dividiendo entre el tiempo de enfriamiento θ_f se obtiene:

$$q = (\text{Gasto H}_2\text{O Enf}) (C_p \text{ H}_2\text{O}) (T_f - T_o)$$

Donde q es el flujo de calor promedio en kJ/min.

6. Adición de CaO para llevar el pH a 5.

En las condiciones iniciales se mezclaron 940.15 kg de H₂SO₄ al 98% y 53127.572kg de H₂O como se ve en la operación número 1 para el Tanque de Hidrólisis. No consideramos el bagazo añadido para el cálculo del pH inicial ya que su solubilidad es muy baja, es prácticamente sólido y su concentración también es muy baja.

El pH inicial para la solución de H₂SO₄ se calculó de la siguiente manera:



La masa de H₂SO₄ en la solución es:

$$940.15 \text{ kg H}_2\text{SO}_4 \text{ 98\%} * \left(\frac{98 \text{ kg H}_2\text{SO}_4}{100 \text{ kg H}_2\text{SO}_4 \text{ 98\%}} \right) = 921.347 \text{ kg H}_2\text{SO}_4$$

Y los moles de H₂SO₄:

$$(921.347 \text{ kg H}_2\text{SO}_4) * \left(\frac{1 \text{ mol H}_2\text{SO}_4}{98 \text{ g H}_2\text{SO}_4}\right) * \left(\frac{1000\text{g}}{1\text{kg}}\right)$$

El volumen de H₂SO₄ al 98% es su flujo volumétrico por el tiempo de llenado del mismo:

$$\left(90 \frac{\text{L H}_2\text{SO}_4}{\text{min}}\right) * (5.70517 \text{ min}) = 45261.3 \text{ L H}_2\text{O}$$

$$\text{Volumen Total} = 513.4626\text{L} + 45261.3\text{L} = 45774.7626 \text{ L}$$

$$\text{Concentración de H}_2\text{SO}_4: [\text{H}^+] = 0.2054 \text{ M}$$

De la primera reacción de disociación: H₂SO₄ → H⁺ + HSO₄⁻, (Ka1>>1), todo el ácido se disocia en H⁺ y HSO₄⁻ así:

En la Tabla 2.6 se muestran las condiciones de la primera reacción de disociación.

Tabla 2.6 Condiciones de la primera reacción de disociación.

Condición	H ₂ SO ₄	H ⁺	HSO ₄ ⁻
Inicial	0.2054 M	0	0
Reacción	0.2054 M - X	X	X
Final	0	0.2054 M	0.2054M

Para la segunda reacción de disociación: HSO₄⁻ → H⁺ + SO₄²⁻, (Ka2=0.0126), la disociación es parcial:

En la Tabla 2.7 se muestran las condiciones de la segunda reacción de disociación.

Tabla 2.7. Condiciones de la segunda reacción de disociación.

Condición	HSO ₄ ⁻	H ⁺	SO ₄ ²⁻
Inicial	0.2054 M	0.2054 M	0
Reacción	0.2054 M - X	0.2054 M + X	X
Final	0.1935	0.2054 M	0.011909 M

Despejando X = 0.011909, el pH de la solución es pH = - log (0.2173) = 0.663

Para conocer sus concentraciones realizamos otros balances previos:

Balance para Xilosa

La xilosa se obtiene de la fracción de xilanos del bagazo, ésta fracción es del 20.6% peso húmedo (para una humedad del 2.26%)

Además, la proporción (xilosa/xilanos) = 92% p/p

Así la xilosa obtenida del bagazo es:

$$\text{Masa Xilosa} = (\text{Masa Bagazo}) * (0.206) * (0.92)$$

Balance para Glucosa

A partir de la relación de rendimiento glucosa/bagazo = 3% p/p

$$\text{Masa Glucosa} = (\text{Masa Bagazo}) * (0.03)$$

Balance para Furfural

El rendimiento de furfural/bagazo = 0.52% p/p

$$\text{Masa Furfural} = (\text{Masa bagazo}) * (0.0052)$$

Balance para Ácido Acético

El rendimiento de Bagazo en Ácido Acético es $\text{ác acético/bagazo} = 3.65\% \text{ p/p}$

$$\text{Masa Acético} = (\text{Masa Bagazo}) * (0.0365)$$

Balance para Trazas

Existe una cantidad muy pequeña de trazas de moléculas como péptidos generadas por la hidrólisis, su porcentaje p/p en el Bagazo es de $1.2\text{E-}5 \%$.

$$\text{Masa trazas} = (\text{Masa Bagazo}) * (0.00000012)$$

Balance para Agua

Como es de régimen batch, entonces: $\text{Entrada} - \text{Salida} + \text{Generación} - \text{Consumo} = 0$

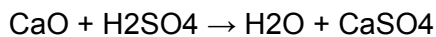
Arreglando la expresión anterior: $\text{Salida} = \text{Entrada} + \text{Generación} - \text{Consumo}$

$\text{Entrada de Agua} = \text{H}_2\text{O cisterna} + \text{H}_2\text{O Bagazo} + \text{H}_2\text{O Sol de H}_2\text{SO}_4 \text{ al } 98\%$

$\text{H}_2\text{O Cisterna} = 53127.572\text{kg}$ (Es el agua para llenado del Tanque en la primera operación)

$$\text{H}_2\text{O Bagazo} = (\text{Masa Bagazo}) * (\text{Hum. Bagazo})$$

Generación de Agua: Es el agua que se forma al reaccionar el CaO con el H₂SO₄ más el agua liberada durante la hidrólisis por el Furfural. Por la reacción:



La relación molar CaO: H₂O es 1:1. Como se calcularon 9,559.0523 moles CaO necesarios para llevar el pH de 0.66 a 3, entonces la Masa de Agua Generada es:

$$\text{H}_2\text{O Generada por reacción ácido-base} = (9559.0523 \text{ moles H}_2\text{O}) * (18 \text{ g/mol}) * (1 \text{ kg}/1000 \text{ g}) = 172.0629 \text{ kg H}_2\text{O}$$

El agua liberada por el furfural se calculó sabiendo que cada molécula de furfural formada libera 3 moléculas de H₂O.

$$\text{H}_2\text{O liberada por el Furfural} = (\text{Masa Furfural}) * (0.5625)$$

Consumo de Agua: El agua que se consume en la hidrólisis para romper enlaces glucosídicos tiene la siguiente relación: $0.6775\% \text{ kgH}_2\text{O}/\text{kg Bagazo}$ por lo que la Masa de Agua Consumida es:

$$\text{H}_2\text{O Consumida} = (\text{Masa de Bagazo}) * (0.006775)$$

2.4.7.2. Columna de carbón activado.

Operación eliminación de trazas de péptidos que dan coloración a la solución.

$$\text{Salida de columna} = \text{Entrada a columna} - \text{Trazas}$$

2.4.7.3. Evaporador.

Puesto que se desea concentrar la solución a una relación de Xilosa-H₂O de 5% (p/p) xilosa / H₂O, entonces de la siguiente expresión:

$$\frac{\text{Masa Xilosa}}{\text{Masa H}_2\text{O}} = 0.05$$

Ya que la masa de xilosa es conocida, entonces despejando la Masa de Agua para obtener la concentración deseada se obtiene:

La masa de H₂O a evaporar es: Masa Entrante – Masa Deseada en solución.

Como los puntos flash del Ácido Acético y del Furfural son respectivamente: 39 °C y 60 °C y la solubilidad del acético a pH de 3 es baja ya que no se disocia (pKa=4.74) las dos especies se vaporizarán a 60°C y 0.19 atm.

Los flujos de las corrientes son:

Flujo de Entrada: 180.97 kg/min para 20%, 181.857 kg/min para 40% y 182.123 kg/min para 46%.

Flujo de Evaporado: La capacidad Máxima de Evaporación es de 130m³ /día que es equivalente a 90.27 L /min (Como la gravedad específica de la solución es aproximadamente 1 ya que los solutos (furfural y acético) están muy diluidos 0.7% p/p) el flujo másico es 90.27 kg/min.

Flujo de Concentrado: Éste flujo es la diferencia del flujo de entrada y el flujo de evaporado.

2.4.7.4. Intercambiador de calor.

Operación: Remoción de calor para reducir la temperatura de 60 °C a 30 °C.

Balance Para Solución:

Entalpía de Solución a 60 °C = 251.13 kJ/kg

Entalpía de Solución a 30 °C = 125.7 kJ/kg

Flujo Masa Entrada (Entalpía Entrada) – Q = Flujo Masa Salida (Entalpía Salida)

Flujo Masa Entrada (Entalpía Entrada) – Flujo Masa Salida (Entalpía Salida) = Q

Como Flujo Masa Entrada = Flujo Masa Salida

Flujo Masa Entrada (Entalpía Entrada – Entalpía Salida) = Q

Donde Q es el flujo de calor en kJ/kg

Balance para Líquido Refrigerante. (Agua)

Como el calor que cede la solución enfriada es el que gana el líquido de enfriamiento:

Flujo Masa Ref. Entrada (Entalpía Entrada) + Q = Flujo Masa Ref. Salida (Entalpía Salida)

Flujo de Masa Ref. Entrada = Flujo Masa Ref. Salida

Flujo Masa Ref. Entrada (Entalpía Salida – Entalpía Entrada) = Q

Temperatura de Refrigerante a la Entrada = 5 °C Entalpía Ref. Entrada (a 5 °C) = 20.98 kJ/kg

El Flujo de Masa del agua de enfriamiento está condicionado por la capacidad del Chiller. La relación encontrada en la Literatura¹ para Flujo removido de calor y Capacidad de Chiller es:

$$\frac{\text{kJ/min}}{\text{ton capacidad Chiller}} = 211.01$$

2.4.7.5. Biorreactor.

Operación: Fermentación con *Candida pelliculosa* para biotransformación de xilosa en xilitol.

Suboperaciones:

1. Adición del Medio de Cultivo.
2. Regulación de pH entre 4.5 y 5.
3. Adición del inóculo.
4. Fermentación durante 32 horas con agitación y aireación.

1. Adición del Medio de Cultivo.

Las concentraciones porcentuales que debe tener el medio de cultivo diseñado para *Candida pelliculosa* se pueden observar en el Anexo 16.

Su Peso Molecular = 25.439 g/mol

Por lo que las cantidades de componentes a adicionar dependen de las cantidades de agua, xilosa y glucosa que están integradas a la solución entrante al Biorreactor.

Como la solución entrante al Biorreactor que proviene del intercambiador de calor tiene la siguiente composición:

Composición de la solución que entra al biorreactor (Ver Anexo 16).

El cálculo para determinar las cantidades de cada componente contempló las masas de todas las especies entrantes (incluyendo las especies iónicas).

2. Regulación de pH a 5.

El pH de la solución a la salida del Tanque de Hidrólisis era 3, sin embargo, como se eliminó agua posteriormente en el evaporador el pH se modificó.

El pH a la entrada del Biorreactor es: $\text{pH} = -\log(0.0023) = 2.64$

La cantidad calculada de NaOH requerido para llevar el pH de 2.64 a 5 por el mismo método empleado para la regulación del pH en el Tanque de Hidrólisis es de 1.8236 kg de NaOH (45.59 moles de NaOH, PM=40 g/mol)

3. Adición del inóculo

La cantidad a inocular por masa de Agua del medio de cultivo es 0.005 kg inóculo/kg H₂O. Como hay 53555.3kg de agua a la entrada del biorreactor y además se generan 179.7 kg por la reacción ácido-base entonces la masa de agua total al inicio de la fermentación es 53735.048 kg de agua.

La cantidad a inocular es:

Agua total al inicio * 0.005 kg inóculo/kg H₂O

4. Balances en Fermentación

Balance para Xilitol.

El rendimiento másico de xilosa en xilitol en la fermentación es del 85 %, ($Y_{\text{xilitol/xilosa}} = 0.85$) por lo que la masa de xilitol generada al final de la fermentación es:

Xilosa de entrada * 0.5

Balance Xilosa.

Xilosa Entrada – Xilosa Consumida = Xilosa Salida

Balance Etanol

La relación másica para la cantidad generada de etanol durante la fermentación y la cantidad de xilitol producido es: $Y_{\text{etanol/xilitol}} = 0.090395$ Xilitol

La masa de etanol generada es: $\text{kg Xilitol producido} * (0.094 \frac{\text{kg Etanol}}{\text{kg xilitol}})$

Balance Dióxido de Carbono

La masa obtenida de CO₂ es: $67.083 \text{ kg Etanol} * (0.96 \frac{\text{kg CO}_2}{\text{kg Etanol}})$

Balance Glucosa

De la reacción vista en el balance anterior se nota que la relación molar para glucosa consumida y etanol generado es 1:2.

La glucosa consumida en la fermentación es: $\text{kg Etanol} * (1.96)$

El Balance para glucosa es: Glucosa Entrada – Glucosa Consumida = Glucosa Salida

Balance Biomasa.

El rendimiento másico de xilitol en biomasa (X) es $Y_{\text{X/xilitol}} = 0.19675$ reportado en la patente (United States Patent 5,081,026)

La biomasa generada es: $\text{kg Xilitol} * (0.19675 \frac{\text{kg X}}{\text{kg xilitol}})$

La Biomasa al final de la fermentación es la Biomasa generada + La Biomasa en el inóculo.

Balance Agua.

El agua al término de la fermentación equivale al agua entrante más el agua que se generó por la reacción ácido-base menos el agua que se elimina por el régimen de aireación que acompaña al etanol y al dióxido de carbono generados.

H₂O Entrada = 53735.048 kg

H₂O Generada reacción ácido-base = 179.7 kg

H₂O Eliminada por régimen en aireación = $0.3(\text{H}_2\text{O Entrada} + \text{H}_2\text{O Generada reacción ácido-base})$ Que es el 30% del agua al inicio de la fermentación.

H₂O Salida = H₂O Entrada + H₂O Generada reacción ácido-base - H₂O Eliminada por régimen en aireación.

Mantenimiento Celular.

Todas las células requieren, además, nutrientes adicionales para las funciones de mantenimiento celular como síntesis de proteínas o replicación de material genético. El

porcentaje de glucosa destinada a mantenimiento y reparación celular es aproximadamente el 40% de la biomasa obtenida al final.

$$\text{Glucosa Mantenimiento} = (\text{kg Biomasa Final}) * (0.4)$$

2.4.7.6. Columna de carbón activado.

Operación: Retención de péptidos que dan coloración a la solución.

La columna retiene un 15% de xilitol (de acuerdo con la literatura) por lo que disminuye el rendimiento global del proceso. La presión necesaria para que la solución atraviese la columna la proporciona la bomba del equipo de ultrafiltración.

$$\text{Xilitol a la salida} = \text{Masa xilitol generada} - \text{Masa xilitol generada} * 0.15$$

2.4.7.7. Columna de intercambio catiónico.

Operación: Eliminación de especies catiónicas y de xilosa en solución.

En ésta Columna también existe pérdida de xilitol (1.9%).

$$\text{Xilitol salida} = \text{Xilitol salida de columna de carbón activado} - \text{Xilitol salida de columna de carbón activado} * 0.019$$

$$\text{Xilosa a la salida} = \text{xilosa salida de biorreactor} - \text{xilosa salida de biorreactor} * 0.649$$

2.4.7.8. Columna de intercambio aniónico.

Operación: Eliminación de especies aniónicas y de xilosa en solución.

$$\text{Xilitol Final} = \text{xilitol de salida columna de intercambio catiónico} - \text{xilitol de salida columna de intercambio catiónico} * 0.19$$

2.4.7.9. Cristalizadores.

Operación: Evaporación de agua (concentración de la solución) y formación de cristales de xilitol.

Los cristales se obtienen con una humedad del 40% así que, para un lote de 500 kg, el contenido de agua es de 200kg.

$$\text{Contenido de H}_2\text{O de los cristales} = \text{xilitol Final} * \text{humedad de los cristales} (0.4)$$

2.4.7.10. Secador rotatorio.

Operación: Secado de los cristales de xilitol.

Los cristales de xilitol se obtienen con una humedad del 0.5%.

$$\text{Contenido de H}_2\text{O de los cristales} = \text{xilitol final} * \text{humedad de los cristales}$$

2.4.8. Diseño del equipamiento principal.

2.4.8.1. Diseño del evaporador de ácido acético y furfural.

En el caso del diseño del evaporador se emplearon los datos del vapor proveniente de la caldera existente en el proceso. (Ver Anexo 17)

2.4.8.2. Diseño del condensador. (Ver Anexo 17)

2.4.8.3 Diseño del Reactor de Hidrólisis. (Ver Anexo 17)

2.4.8.4. Diseño del Biorreactor. (Ver Anexo 17)

2.5. Análisis económico.

El análisis económico de los proyectos permite valorar las futuras plantas y planificar de acuerdo a las necesidades existentes. Con el análisis económico se logra el perfeccionamiento de los proyectos y una utilización más racional de los recursos. (Brisuela, 1991).

Costo total de producción: Representa los gastos por valores en que incurre la empresa en un período dado y que son restituidos y recuperados en la realización del producto.

Costo total de la inversión: Consiste en el costo fijo de la inversión para equipos físicos y facilidades en la planta y de la inversión de trabajo.

Dentro de los componentes del costo total de producción se encuentran:

Costos directos de fabricación: Son los relacionados directamente con el proceso de producción, dentro de los cuales se encuentran:

Costos directos del proceso: Son los relacionados con el consumo, aquella parte del costo del producto que se puede identificar en forma directa con el mismo (materia prima, mano de obra, supervisión, mantenimiento, suministros, requerimientos del proceso, etc.)

Gastos generales: Son los superestructurales de la fábrica, incluyen gastos que se estiman de forma aproximada. Representan el costo proporcional al producto del gasto incurrido en otros departamentos de la fábrica. Incluyen administración y dirección, distribución y venta, investigación y desarrollo.

Costos fijos: Se entienden por aquellos que permanecen constantes para cualquier volumen de producción (Depreciación, seguros impuestos, administrativos).

Costos indirectos: Representan un porcentaje del mantenimiento, supervisión y mano de obra.

Costo fijo de la inversión: Representa el capital necesario para tener instalados los equipos de procesos con los auxiliares que se necesitarían para un proceso de operación completo.

Costos directos de la inversión: Los cuales incluyen adquisición de los equipos, instrumentación y control, tuberías y accesorios, edificaciones, mejoras del terreno, instalaciones eléctricas.

Costos indirectos de inversión: Los cuales incluyen ingeniería y supervisión, gastos de construcción, contingencias.

2.5.1. Determinación del costo de inversión.

Desde el punto de vista de las características del proyecto tecnológico, los costos de inversión para la producción, incluyen el costo del equipamiento, la inversión fija y la inversión total de la planta.

Costo del equipamiento: Los costos de los equipos se obtienen del (Peters, 1991) y de los sitios Matches 2014 y fueron actualizados usando los índices de costos correspondientes:

$$\text{Costo actual} = \text{Costo original} * \frac{\text{índiceactual}}{\text{índiceoriginal}}$$

En el Anexo 18 se muestran las fórmulas utilizadas para realizar el cálculo de los Costos Directos y Costos indirectos.

$$\text{CFI} = \text{CD} + \text{CI} + \text{DC} + \text{C}$$

$$\text{CTI} = \frac{\text{CFI}}{1 - 15\%}$$

Costos Fijos de Inversión (CFI)

Costo Total de Inversión (CTI)

2.5.2 Costos totales de producción.

Los costos de producción o gastos económicos de la planta, están constituidos por los gastos de materia prima, mano de obra, requerimientos, mantenimientos y otros, según la metodología expuesta por (Peters, 2003).

El cálculo de los costos totales de producción así como las fórmulas para ello se muestran en el Anexo 19.

2.5.3. Indicadores de rentabilidad.

Una evaluación de la factibilidad de la inversión se realiza sobre la base del cálculo de los indicadores dinámicos, el VAN, la TIR y el PRD, tomando una tasa de interés (i) del 12% y donde (k) es 15 años.

Fórmula:

$$\text{ValorActualNeto} = \sum_{k=1}^n \frac{\text{Flujodecaja}}{(1+i)^k} - \text{InversiónTotal}$$

A partir de esta ecuación, además, de obtener el VAN, se determina la TIR (Tasa de Rendimiento Interna), y el PRD (Plazo de recuperación al descontado).

Capítulo 3: Análisis de resultados.

3.1. Tratamiento estadístico de la influencia de la extracción de jugo de los filtros. Resultados.

3.1.1. Obtención de los datos para el tratamiento estadístico con los diferentes por cientos de extracción.

En las Tablas 3.1, 3.2 y 3.3 se muestran los datos obtenidos de Brix y Pol a través del balance de masa, necesarios para el tratamiento estadístico.

Tabla 3.1. Datos con 20%		Tabla 3.2. Datos con 40%		Tabla 3.3. Datos con 46%	
Pol JC	Bx JC				
12,34	14,96	11,92	14,95	11,80	14,98
12,36	14,98	11,97	15,00	8,76	15,03
12,34	14,96	11,94	14,96	7,89	14,98
12,32	14,97	11,88	14,98	11,90	15,01
12,35	14,96	11,94	14,96	11,97	14,99
12,34	14,96	11,93	14,96	11,96	14,99
12,32	14,95	11,88	14,94	11,90	14,96
12,34	14,97	11,93	14,98	11,96	15,01
12,31	14,94	11,87	14,90	11,89	14,92
12,32	14,97	11,90	14,96	11,63	14,99
12,33	14,97	11,92	14,98	11,69	15,01
12,34	14,95	11,93	14,93	11,83	14,95
12,33	14,94	11,90	14,90	11,92	14,92
		11,92	14,95	11,92	14,97

3.1.2. Modelos obtenidos aplicando el método estadístico de análisis de regresión múltiple en apoyo del Statgraphics.

Sin extracción de jugo de los filtros

Caña-JM:

$$\text{Pol JM} = 7,75701 - 0,538097 * \text{Pol caña} + 0,581208 * \text{Brix caña}$$

$$\text{Brix JM} = 12,9709 - 0,283467 * \text{Pol caña} + 0,193708 * \text{Brix caña}$$

JM-JC:

$$\text{Pol JC} = 9,00345 + 0,0369831 * \text{Pol JM} + 0,0573478 * \text{Brix JM}$$

$$\text{Brix JC} = 11,5908 + 0,392501 * \text{Pol JM} - 0,27042 * \text{Brix JM}$$

JC-Meladura:

$$\text{Pol Meladura} = 22,9327 + 1,23277 * \text{Pol JC} + 1,36577 * \text{Brix JC}$$

Brix Meladura = $47,7595 + 0,811168 * \text{Pol JC} + 0,559177 * \text{Brix JC}$

Meladura-MCA:

Pol MCA = $51,4814 + 0,0644697 * \text{Pol Meladura} + 0,37969 * \text{Brix Meladura}$

Brix MCA = $102,722 - 0,125513 * \text{Pol Meladura} - 0,0722537 * \text{Brix Meladura}$

MCA-Azúcar:

Pol Azúcar = $106,766 - 0,0860954 * \text{Pol MCA} - 0,00855139 * \text{Brix MCA}$

CH Azúcar = $-15,9757 + 0,738881 * \text{Pol MCA} - 0,327184 * \text{Brix MCA}$

Dext. Azúcar = $1643,99 + 7,65046 * \text{Pol MCA} - 22,5639 * \text{Brix MCA}$

H Azúcar = $0,103522 - 0,00138485 * \text{Pol MCA} + 0,00137682 * \text{Brix MCA}$

Cl Azúcar = $-48,0931 + 36,3671 * \text{Pol MCA} - 17,0793 * \text{Brix MCA}$

Modelos finales obtenidos de la sustitución:

Pol Azúcar = $99,2368 + 0,0043756305 * \text{Pol caña} - 0,006009987 * \text{Brix caña}$

CH Azúcar = $11,8301254189 - 0,0520573756 * \text{Pol caña} - 0,0338808708 * \text{Brix caña}$

Dext. Azúcar = $169,6948 - 1,2334057588 * \text{Pol caña} - 0,4964172505 * \text{Brix caña}$

H Azúcar = $0,12157 + 0,0001252 * \text{Pol caña} - 0,00002976 * \text{Brix caña}$

Cl Azúcar = $1230,82174 - 2,5975525 * \text{Pol caña} + 1,62447937 * \text{Brix caña}$

Ecuaciones con diferentes porcentos de extracción de jugo de los filtros

20% de extracción de jugo de los filtros

JM-JC:

Pol JC = $12,3458 - 0,00786375 * \text{Pol JM} + 0,00543264 * \text{Brix JM}$

Brix JC = $15,0397 - 0,00622818 * \text{Pol JM} - 0,00145533 * \text{Brix JM}$

JC-Meladura:

Pol Meladura = $578,758 - 4,94681 * \text{Pol JC} - 31,132 * \text{Brix JC}$

Brix Meladura = $450,525 + 0,330288 * \text{Pol JC} - 26,1935 * \text{Brix JC}$

Modelos finales obtenidos de la sustitución:

Pol Azúcar = $99,21936 + 0,0037176 * \text{Pol caña} - 0,000621769 * \text{Brix caña}$

CH Azúcar = $12,042387 - 0,041294 * \text{Pol caña} + 0,01231826 * \text{Brix caña}$

Dext. Azúcar = $174,8944 - 0,8770092 * \text{Pol caña} + 0,4617945 * \text{Brix caña}$

H Azúcar = $0,12106011 + 0,0000952923 * \text{Pol caña} - 0,000036397 * \text{Brix caña}$

Cl Azúcar = $1241,435253 - 2,055323 * \text{Pol caña} + 0,6232996 * \text{Brix caña}$

40% de extracción de jugo de los filtros

JM-JC:

Pol JC = $12,035 - 0,013816 * \text{Pol JM} + 0,00158224 * \text{Brix JM}$

Brix JC = $15,1151 - 0,01636 * \text{Pol JM} + 0,000163099 * \text{Brix JM}$

JC-Meladura:

Pol Meladura = $245,601 - 0,956775 * \text{Pol JC} - 12,1827 * \text{Brix JC}$

Brix Meladura = $217,631 + 1,38342 * \text{Pol JC} - 11,4595 * \text{Brix JC}$

Modelos finales obtenidos de la sustitución:

$$\text{Pol Azúcar} = 99.22287278 + 0,0034187* \text{Pol caña} - 0,00369275* \text{Brix caña}$$

$$\text{CH Azúcar} = 12.00097037 - 0,037660622* \text{Pol caña} + 0,040701947* \text{Brix caña}$$

$$\text{Dext. Azúcar} = 174.431863 - 0.7884554* \text{Pol caña} + 0,85277714* \text{Brix caña}$$

$$\text{H Azúcar} = 0.12112631 + 0,00008645* \text{Pol caña} - 0,0000934616* \text{Brix caña}$$

$$\text{CI Azúcar} = 1239.82025924 - 1.873898123* \text{Pol caña} + 2.025259688* \text{Brix caña}$$

46% de extracción de jugo de los filtros

JM-JC:

$$\text{Pol JC} = -3,63494 + 0,450961* \text{Pol JM} + 0,828657* \text{Brix JM}$$

$$\text{Brix JC} = 15,3796 - 0,0248563* \text{Pol JM} - 0,00699018* \text{Brix JM}$$

JC-Meladura:

$$\text{Pol Meladura} = 133,64 + 0,275317* \text{Pol JC} - 5,62681* \text{Brix JC}$$

$$\text{Brix Meladura} = 124,474 + 0,237476* \text{Pol JC} - 4,27662* \text{Brix JC}$$

Modelos finales obtenidos de la sustitución:

$$\text{Pol Azúcar} = 99.221811 + 0,00671902* \text{Pol caña} - 0,006305118* \text{Brix caña}$$

$$\text{CH Azúcar} = 12.024004 - 0,073801442* \text{Pol caña} + 0,06929193* \text{Brix caña}$$

$$\text{Dext. Azúcar} = 174.8285157 - 1.5367043* \text{Pol caña} + 1.444183459* \text{Brix caña}$$

$$\text{H Azúcar} = 0.12108961 + 0,000169085* \text{Pol caña} - 0,000158808* \text{Brix caña}$$

$$\text{CI Azúcar} = 1240.5368015 - 3.67174815* \text{Pol caña} + 3.44746225* \text{Brix caña}$$

3.1.3. Modelos globales obtenidos por el método matricial.

Sin extracción:

$$\begin{bmatrix} \text{Pol} \\ \text{Dextrana} \\ \text{Color Horne} \\ \text{Humedad} \\ \text{Color ICUMSA} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} 99.2368322514 & 0.0043756305 & -0.0060099874 \\ 169.6948226858 & -1.2334057588 & -0.4964172505 \\ 11.8301254189 & -0.0520573756 & 0.0338808708 \\ 0.1215778794 & 0.0001252197 & -0.0000297647 \\ 1230.821744 & -2.5975525649 & 1.6244793773 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} 1 \\ \text{Pol de caña} \\ \text{Brix de caña} \end{bmatrix}$$

Con 20% de extracción:

$$\begin{bmatrix} \text{Pol} \\ \text{Dextrana} \\ \text{Color Horne} \\ \text{Humedad} \\ \text{Color ICUMSA} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} 99.2193666253 & 0.0037176745 & -0.0006217697 \\ 174.8944423276 & -0.8770092996 & 0.4617945132 \\ 12.0423876767 & -0.0412940384 & 0.0123182696 \\ 0.1210601105 & 0.0000952923 & -0.0000363973 \\ 1241.4352538093 & -2.0553231017 & 0.6232996312 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} 1 \\ \text{Pol de caña} \\ \text{Brix de caña} \end{bmatrix}$$

Con 40% de extracción:

$$\begin{bmatrix} \text{Pol} \\ \text{Dextrana} \\ \text{Color Horne} \\ \text{Humedad} \\ \text{Color ICUMSA} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} 99.2228727839 & 0.0034182763 & -0.0036927569 \\ 174.431863085 & -0.7884554072 & -0.8527714084 \\ 12.0097037016 & -0.0376606220 & 0.0407019476 \\ 0.1211263128 & 0.0000864542 & -0.0000934616 \\ 1239.8202592471 & -1.8738982123 & 2.0252596889 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} 1 \\ \text{Pol de caña} \\ \text{Brix de caña} \end{bmatrix}$$

Con 46% de extracción:

$$\begin{bmatrix} \text{Pol} \\ \text{Dextrana} \\ \text{Color Horne} \\ \text{Humedad} \\ \text{Color ICUMSA} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} 99.2218114205 & 0.0067190246 & -0.0063051186 \\ 174.8285157062 & -1.5367043089 & 1.4441834597 \\ 12.0240049650 & -0.0738014423 & 0.0692919302 \\ 0.1210896104 & 0.0001690856 & -0.0001588088 \\ 1240.536801534 & -3.6717481554 & 3.4474622509 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} 1 \\ \text{Pol de caña} \\ \text{Brix de caña} \end{bmatrix}$$

3.1.4. Resultados y discusión.

En la siguiente tabla se muestra una comparación de los resultados, sin extracción y con extracción, con las normas de calidad establecidas para el azúcar crudo.

En la Tabla 3.4 se observan la comparación entre los parámetros a controlar en el azúcar crudo final sin extracción y con los tres por cientos de extracción para los que se realiza el estudio y la norma por la cual se evalúan estos.

Tabla 3.4. Parámetros a controlar en el azúcar crudo.

Parámetros	Norma	Sin extracción	20%	40%	46%
Color HORNE	máx. 13	11.667	11.669	12.163	12.149
Dextrana	máx. 200	144.041	170.317	149.053	177.457
Humedad	máx. 0,20	0.123	0.122	0.121	0.121
Color ICUMSA	máx. 1500	1221.569	1223.011	1247.456	1246.76268
Pol	mín. 99	99.198	99.261	99.209	99.21048

Los modelos globales del proceso obtenidos mediante la agregación de los modelos de las etapas parciales son efectivos para pronosticar los valores de los parámetros seleccionados de la calidad del azúcar. Los resultados de los modelos muestran la factibilidad de la extracción del jugo de los filtros, pues se aumenta considerablemente la calidad del azúcar, teniendo el azúcar con 46% de extracción los valores de los parámetros de calidad más significativos en comparación con la norma.

3.2. Resultado del balance de vapor.

En la Tabla 3.5 se muestran los resultados del balance de vapor realizado según la extracción de jugo de los filtros.

Tabla 3.5. Consumo de vapor según la extracción del jugo de los filtros.

% de extracción	Consumo de vapor(t/d)
Sin extracción	1358.127
20%	1315.019
40%	1266.97
46%	1252.56

Los resultados del balance de vapor en el central muestran que la extracción del jugo posibilita la disminución del consumo de vapor en la industria.

3.3. Pérdidas de azúcar crudo al extraer diferentes por cientos de jugo de los filtros.

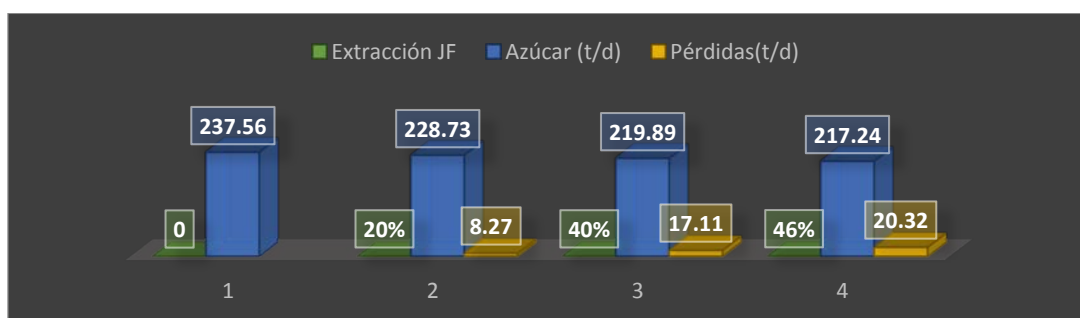
Al realizarse la extracción del 20, 40 y 46% de jugo de los filtros para la producción de levadura torula ocurren pérdidas de azúcar crudo, la comparación entre la producción sin extracción y con los diferentes por cientos se observa en la Tabla 3.6.

Tabla 3.6. Pérdidas de azúcar crudo por la extracción del jugo de los filtros.

Extracción JF	Azúcar (t/d)	Pérdidas(t/d)	Pérdidas(t/año)
Sin extracción	237.56	-	-
20%	228.73	8.27	1265.31
40%	219.89	17.11	2617.83
46%	217.24	20.32	3108.96

En la Figura 3.1 se muestra el comportamiento de las pérdidas de azúcar crudo al extraer jugo de los filtros.

Figura 3.1 Pérdidas de azúcar al extraer jugo de los filtros.



Como bien se aprecia a medida que aumentan los por cientos de extracción de jugo de los filtros disminuye la cantidad de azúcar que se produce, como consecuencia aumentan las pérdidas de la misma, aunque en muy pequeñas cantidades por lo que el central no se va a ver tan afectado con la realización de estas extracciones.

3.3.1. Pérdidas de azúcar en USD.

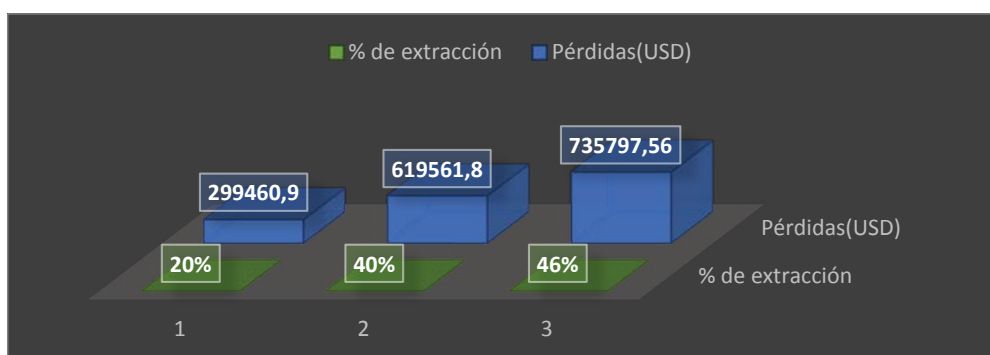
Las toneladas de azúcar crudo cuestan a en el mercado mundial aproximadamente 236.67 USD, teniendo esto en consideración la extracción de dichos por cientos traería pérdidas monetarias como se puede observar en la Tabla 3.7.

Tabla 3.7. Pérdidas de azúcar crudo en USD.

% de extracción	Pérdidas(USD)
20%	299460.9
40%	619561.8
46%	735797.56

En la Figura 3.2 se muestra el comportamiento de los diferentes por cientos de extracción de los filtros y las pérdidas de azúcar en USD.

Figura 3.2 Pérdidas de azúcar crudo en USD.



En el análisis realizado se puede apreciar que con el 20% de extracción no existen tantas pérdidas si lo comparamos con el 46%, con este último se va a requerir una mayor capacidad de producción y también va a aumentar la demanda de miel final hasta un valor máximo debido a que por encima de este el central no sería capaz de abastecer tan alta demanda de miel final diariamente.

3.4. Pérdidas de miel final al extraer los diferentes por cientos de jugo de los filtros.

Al igual que con el azúcar van a existir pérdidas también en lo que a miel final se refiere al extraer los diferentes por cientos de jugo de los filtros, siendo esta una de las materias primas fundamentales para la producción de levadura torula. En la Tabla 3.8 se muestra la variación de eta pérdidas según el por ciento de extracción.

Tabla 3.8. Miel final según la extracción del jugo de los filtros.

Extracción de JF	Miel Final Producida(t/d)	Miel Final Requerida(t/d)	Pérdidas(t/d)	Pérdidas(t/año)
Sin Extracción	209.94	-	-	-
20%	190,48	71.11	19.46	2977.38
40%	171,93	139.7	38.01	5815.53
46%	166,54	165.18	43.4	6640.2

Se consideran aproximadamente 153 días de zafra, por lo que se hace necesario guardar miel final para cuando el central este parado pues la planta de torula se espera que funcione los 365 días del año, a partir del análisis realizado se puede concluir que el mejor por ciento de extracción es el 20%.

3.5. Ganancias al producir levadura torula.

Con la extracción de los por cientos de jugo de los filtros se van a obtener grandes ganancias al producir levadura torula, para cuantificar este se realizó un análisis con la

miel final que se debe obtener con cada por ciento de extracción como se muestra en la Tabla 3.9.

Tabla 3.9. Análisis de miel final

Capacidad(t)	% de extracción de jf	Miel producida(t/año)	Miel requerida para mezclar con jf(t/año)	Miel requerida para tiempo de no zafra(t/año)	Miel requerida total	Miel final que falta	Miel final que falta(USD)
40	20	29143.44	10880.27	15075.9	25956.2	0	0
78.8	40	26305.29	21383.54	29629.4	51013.02	24707.73	1482463.8
100.8	46	25480.62	25273.76	35019.85	60293.6	34813	2088780

Con el análisis realizado se concluye que la mejor opción sería comprar la miel final que faltaría para poder continuar la producción de levadura torula todo el año.

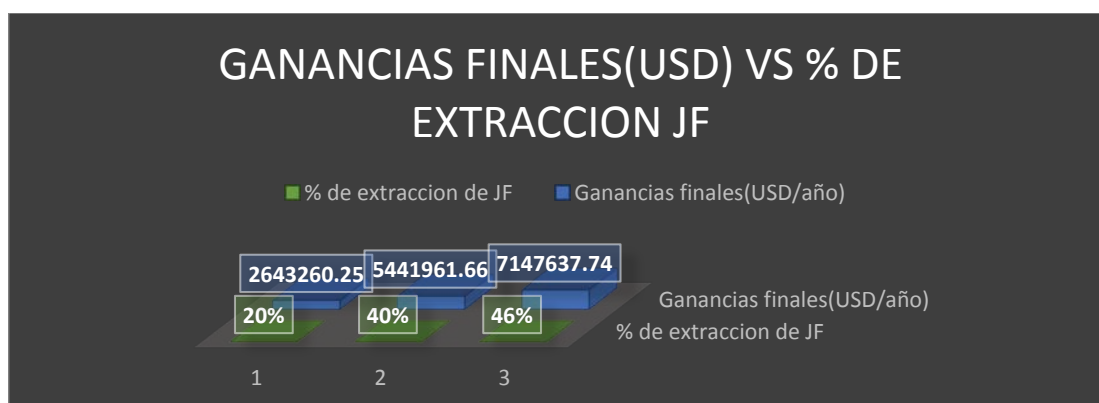
En la Tabla 3.10 se observan las ganancias finales que se van a obtener al producir levadura torula.

Tabla 3.10. Ganancias finales al producir levadura torula.

% de extracción de JF	Ganancias por venta de levadura(USD/año)	Pérdidas de azúcar(USD/año)	Pérdidas de miel final(USD/año)	Bagazo sobrante(USD/año)	Ganancias finales(USD/año)
20%	3415813.549	299460.9	178642.8	294449.6	2643260.25
40%	6730308	619561.8	348931.8	319852.74	5441961.66
46%	8609328	735797.56	398412	327480.7	7147637.74

La Figura 3.3 muestra la relación entre las ganancias finales que se obtendrán con la producción de levadura torula y los diferentes por cientos de extracción.

Figura 3.3 Relación entre las ganancias finales al producir levadura torula y la extracción del jugo de los filtros.



3.6. Aporte de bagazo del central Ciudad Caracas a la planta de xilitol.

Por cada 10 toneladas de bagazo se obtiene una tonelada de cristales de xilitol, la capacidad de producción de la planta será de 4488,561 toneladas por año siendo el requerimiento de bagazo anual de 44885,61 toneladas. La extracción de jugo de los

filtros en el central Ciudad Caracas proporcionará la materia prima principal en el proceso de obtención de xilitol. En las Tablas 3.11 y 3.12 se observan las ganancias de la planta de xilitol para los diferentes por cientos de extracción y las ganancias finales de la planta respectivamente.

Tabla 3.11. Ganancias de la planta con diferentes por cientos de extracción.

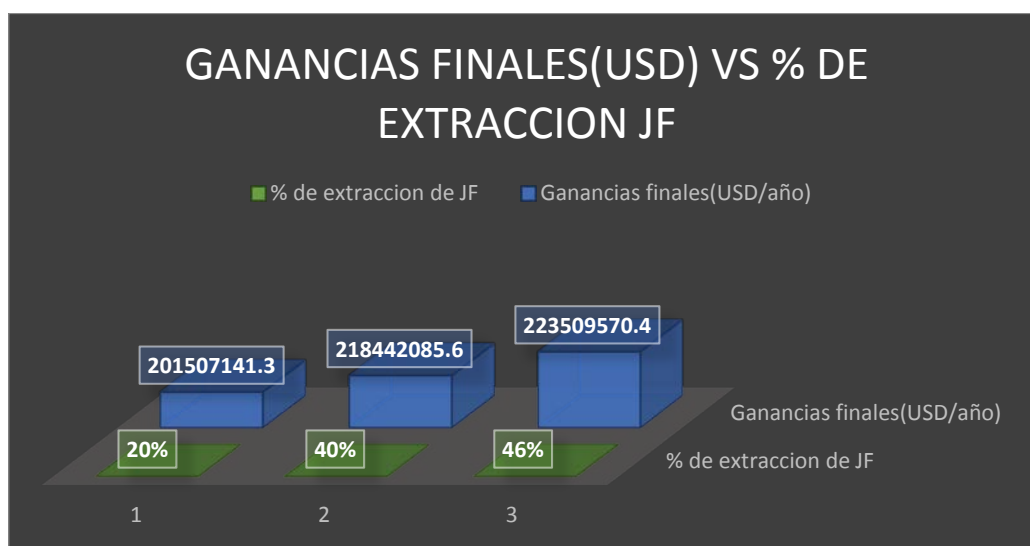
% de extracción	20	40	46
Toneladas de xilitol	4488,561	4875,7918	4992,084
Ganancia (USD/año)	201985245	219410629,2	224643780

Tabla 3.12. Ganancias finales al producir xilitol.

% de extracción de JF	Ganancias por venta de xilitol (USD/año)	Pérdidas de azúcar(USD/año)	Pérdidas de miel final(USD/año)	Ganancias finales(USD/año)
20%	201985245	299460.9	178642.8	201507141.3
40%	219410629,2	619561.8	348931.8	218442085.6
46%	224643780	735797.56	398412	223509570.4

En la Figura 3.4 se puede observar la relación entre las ganancias finales que se obtendrán con la producción de xilitol y los diferentes por cientos de extracción.

Figura 3.4 Relación entre las ganancias finales al producir xilitol y la extracción del jugo de los filtros.



Al comparar las cantidades de bagazo obtenidas con los cuatro porcentos de extracción se escoge como porcentaje óptimo de la capacidad de la planta de xilitol el 46%, ya que, a pesar de ocasionar la mayor cifra de pérdidas de miel y azúcar en el ingenio, presenta un aporte de bagazo a la nueva planta que asciende a 4992,084 toneladas de bagazo por zafra lo que se traduce en una producción de 4992,084 toneladas de xilitol anuales para un valor de 223509570.4 USD.

3.7. Diseño de la planta de levadura torula a partir de la extracción de jugo de los filtros. Resultados.

3.7.1. Selección de equipos.

En la Tabla 3.13 se muestra la selección de los equipos que se realizó así como las características que definieron esta selección.

Tabla 3.13 Selección de equipos a instalar.

Equipo	Selección
Intercambiador de calor	Intercambiador de placa ya que a pesar de ser más caro es el que cumple con todas las condiciones.
Transportadores	De acuerdo a que los sólidos que van a ser transportados al tanque disolutor son las sales nutrientes se ha escogido el tornillo sinfín, a pesar de ser el más costoso, es el más eficiente para dicha operación. Se selecciona además el lavado de cangilones que es el más eficiente para transportar la levadura seca hacia los sacos de almacenamiento.
Separadoras centrifugas	Debido a que lo que se va a separar son impurezas de las células de levadura se selecciona la separadora centrífuga de coto capital bajo.
Pre-fermentador	Tanque cilíndrico de fondo bombeado, se tuvo en cuenta principalmente el costo, la temperatura y presión de trabajo.
Fermentador	Fermentadores tipo LEFRANCOIS con circulación invertida de aire, a régimen continuo con un flujo de levadura de 66 m ³ /h, cada uno, el tiempo de residencia es de aproximadamente 3 h y una velocidad de dilución de 0.33 h ⁻¹ las levaduras transforman la materia orgánica que viene en la materia prima en biomasa en un proceso aireado con el suministro de sales nutrientes y un control de temperaturas igual a 38 °C, asegurado por un sistema de enfriamiento interno con un flujo de agua de 400 (m ³ /h); y un PH aproximadamente igual a 4,5. Se seleccionan además los sopladores de lóbulo tipo roots para el suministro de aire a los fermentadores. La capacidad de estos equipos se encuentra entre 8000 y 16000 m ³ /h de aire a una presión de 0.3 ^a 0.45 kg/cm ² .
Válvulas	De compuerta ya que estas serán ubicadas para extraer diferentes por cientos de jugo de los filtro por lo que no demanda una constante regulación de flujo.
Bombas	Bomba centrífuga de flujo axial que sirve para mover grandes volúmenes de líquido, con bajos diferenciales de presión.
Tanques de Almacenamiento	Tanques de fondo cilíndrico, cumplen con el requisito indispensable para lograr un buen almacenamiento de los productos obtenidos en cada etapa para pasar a la posterior.
Mezcladores	Estáticos
Filtros	Malla autolimpiantes
Evaporador	Evaporador de película descendente
Agitadores	De hélice ya que son baratos, consumen poca energía y dan buen resultado cuando se agitan líquidos pocos viscosos

3.7.2. Resultados de los balances de materiales y energía.

En la Tabla 3.14 se muestran los resultados del balance de masa realizado en cada etapa del proceso.

Tabla 3.14 Resultado de los balances de masa.

Etapas	Datos	Resultados
Preparación de las materias primas	Miel diluida(t/d)=170 20%jugo de los filtros(t/d)=76.756 °Bx Miel final=89 °Bx Jugo de los filtros=12.78 °Bx Miel diluida=43	Miel final(t/d)=71.11 Agua para dilución(t/d)=22.13
Fermentación	Fosfato de amonio (t/d)=3.6 Sulfato de amonio (t/d)=10 Urea (t/d)=2 antiespumante (t/d)=0.32 Miel diluida(t/d)=170	Mosto fermentado(t/d)=185.92
Separación y Lavado	Mosto fermentado(t/d)=185.92 Efluentes (t/d)=10.68 Agua (t/d)=3.32	Segunda crema(t/d)=171.92
Concentración	conc.de la crema evaporada (g/l)=240 Segunda crema(t/d)=171.92 conc.de la segunda crema (g/l)=150	Crema evaporada(t/d)=111.52 Agua evaporada(t/d)=60.40
Secado	conc.de la levadura seca (g/l)=920 Crema evaporada(t/d)=111.52	Agua separada(t/d)=71.52

En la Tabla 3.15 se muestran los resultados obtenidos al realizar el balance de energía correspondiente en cada equipo.

Tabla 3.15 Balance de energía en los diferentes equipos.

Equipos	Datos	Ecuaciones	Resultados
Fermentador	Levadura producida (Lp)= 7746,67 kg/h El calor biológico (Qi) es de 3200 kcal/kg de levadura producida.	$Q_i = 3200 \frac{kcal}{kg} * Lp$	Qi = 24789333,33 kcal/h
Termolizador	Flujo de crema=171.92 t/d Cp crema=3,84kj/kg t1=80°C ; t2=30°C	$Q = m * Cp * \Delta T$	Q=137536 kcal/h

Evaporadores	$F = \frac{2kg}{s}$ $Xf = 0,0013$ $X2 = 0,0016$ $\lambda v = 2241 \text{ kJ/kg}$ $\lambda 1 = 2305,4 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$ $\lambda 2 = 2269,8 \text{ kJ/kg}$ $TF = 80^{\circ}\text{C}$ $Cp(\text{agua}) = 4,18 \text{ J/g.K}$ $tb1 = t1 = 80^{\circ}\text{C}$ $t2 = 95^{\circ}\text{C}$ $tb2 = 91^{\circ}\text{C}$	$F = B2 + VT$ $VT = V1 + V2$ $F = B1 + V1$ $B1 = B2 + V2$ $F \cdot XF = B2 \cdot X2$ $S \cdot \lambda v = F \cdot Cp(tb1 - tf) + V1 \cdot \lambda 1$ $V1 \cdot \lambda 1 = B1 \cdot Cp(t2 - t1) + V2 \cdot \lambda 2$	$B2=1,62 \text{ kg/s}$ $Vt \text{ (kg/s)}=0,38$ $V2 \text{ (kg/s)}=0,17$ $V1 \text{ (kg/s)}=0,21$ $B1=1,79 \text{ kg/s}$ $S=0,22 \text{ kg/s}$ $Cp \text{ (j/gk)}=3,66$
Secadero	0,10 kg de fuel oil / kg de H2O evaporada. Kg de H2O evaporada/día = 71520.	<i>Fuel Oil</i> = 0,10 * kg de H2O	Fuel Oil = 7152 kg/d

3.7.3. Resultados del diseño de equipos.

Los resultados del diseño de los equipos seleccionados se observan en la Tabla 3.16.

Tabla 3.16 Diseño de los equipos seleccionados.

Equipos	Resultado
Fermentador	$Vr=221.33 \text{ m}^3$, $D=4.6 \text{ m}$; $H=6.9 \text{ m}$
Termolizador	$A_{TC} \text{ (m}^2\text{)} = 12,40$ $A_{\text{tubo}}=0,26''$ (Tabla 10, Kern) $Nt=31,87$; $N_{\text{tex}}=32$; $DI=10''$ pasos tubos =2, $MLDT=39,91^{\circ}\text{C}$ $U_{\text{dcalc}}=348,36 \text{ kcal/h.m}^2\text{C}$ $A_{\text{real}}=12,45 \text{ m}^2$
Evaporador	$Q1=493,02 \text{ kJ/s}$; $Q2=484.13 \text{ kJ/s}$ $A1=7,73 \text{ m}^2$; $A2=44 \text{ m}^2$, $A_t=51,73 \text{ m}^2$ $e=1,73$; Coevaporación=0,0073kg/s-m ²
Tanque de recepción de jugo de los filtros.	$D=3.73 \text{ m}$ $h/d= 1.75 \text{ m}$ $h= 6.52 \text{ m}$
Tanque de recepción de miel final.	$D=3.38 \text{ m}$ $h/d= 1.75 \text{ m}$ $h= 5.9 \text{ m}$

3.8. Diseño de la planta de xilitol. Resultados.

3.8.1. Selección de equipamiento.

Los equipos seleccionados y el criterio en el cual se basó esta selección se muestran en la Tabla 3.17.

Tabla 3.17. Selección de equipamiento.

Equipos	Selección
Tanques de almacenamiento	Silos ya que son los únicos utilizados para el almacenamiento de sólidos y son los que cumplen con los requisitos del proceso.
Tipos de transportadores	Serán transportadores de banda pues suplen las necesidades del proceso cumpliendo con la distancia aproximada de largo entre la empresa azucarera y la nueva planta. Además de presentar un costo moderado.
Molino	Molino de martillo, cumple con todas las condiciones para el proceso además de presentar un costo moderado.
Reactor de hidrólisis	Reactor discontinuo de fondo cilíndrico atendiendo a su costo y a las características de la etapa de hidrólisis del bagazo.
Agitadores	Agitadores de paleta estos son utilizados para volúmenes grandes, tienen bajo costo y bajo consumo energético.
Caldera	Caldera de tubos de agua por ser la más conveniente para el proceso en cuestión.
Evaporador	Evaporador de circulación forzada vertical pues en el proceso se emplea una bomba para recircular el condesado. La fuente de energía del sistema es el calor de condensación (calor latente) que proviene de la condensación del vapor del efluente.
Biorreactor	Reactor discontinuo de fondo cilíndrico atendiendo a su costo y a las características de la etapa de fermentación del proceso de obtención de xilitol.
Columnas	Columna de platos para la ultrafiltración y para las columnas de carbón activado y cromatografía se seleccionan columnas rellenas.
Bombas	Bombas centrífugas de flujo axial, ya que se van a tratar fluidos pocos viscosos y pocos corrosivos.
Secador	Secador rotatorio ya que, a pesar del alto costo del equipo, permite el flujo continuo de producto, este puede ser operado a altas temperaturas y trabaja con alta eficiencia.

3.8.2. Balance de materiales energía. Resultados.

3.8.1.1. Tanque de hidrólisis.

Los resultados de los balances realizados en el tanque de hidrólisis se muestran en la Tabla 3.18.

Tabla 3.18 Resultados de los balances en el Tanque de hidrólisis.

Operación.	Resultados.
Calentamiento de la mezcla.	FM bagazo = 0,184394 FM H ₂ SO ₄ 98% = 0,0163928 FM H ₂ O = 0,8014239 Cp (mezcla)= 1647,1882 J/ (Kg °C) Q= 10591869,24 kJ Θ _c = 22,304527min <u>Caldera De Vapor.</u> Masa Vapor = 5457,757121 kg Flujo de Vapor =14681,56756 kg/h Q aprovechado= 28492518,17 kJ/h Q suministrado= 32750020,88 kJ/h Consumo de combustible= 688,2717204 kg/h Combustible requeridos= 255,8595918 kg
Enfriamiento de la mezcla.	Q= -6770060,754 kJ Θ _f = 28,136433 min q = 240615,46 kJ/min Gasto H ₂ O Enf = 4839,3126 kg/min

Balance para Xilosa	Masa Xilosa = 2316,6451 kg
Balance para Glucosa	Masa Glucosa = 366,7125 kg
Balance para Furfural	Masa Furfural = 63,5635 kg
Balance para Ácido Acético	Masa Acético = 446,166875 kg
Balance para trazas	Masa trazas = 0,00146685 kg
Balance para Agua	H2O Cisterna = 53127,572 kg H2O Bagazo = 276,25675 kg H2O sol de H2SO4 al 98% = 18,803 kg Entrada de Agua = 215,493329 kg H2O generada reac. Ac-base = 179,73886 kg H2O liberada por el Furfural = 35,7544688 kg Generación de H2O = 215,493329 kg H2O Consumida = 82,8159063 kg H2O Salida = 53555,3092 kg

3.8.1.2. Columna de carbón activado.

Salida de columna = 68972,1 kg

3.8.1.3. Evaporador.

Masa de H2O a evaporar = 7222,40717 kg

Flujo de Concentrado = 90,702374 kg/min

3.8.1.4. Intercambiador de calor.

Balance Para Solución:

$Q = 11376,7988 \text{ kJ/min}$

Balance para Líquido Refrigerante. (Agua)

$(115.23 \text{ kg/min}) * (\text{Entalpía Salida} - 20.98 \text{ kJ/kg}) = 7226.62 \text{ kJ/min}$

Y la Entalpía de Salida del Agua es: 83.7 kJ/kg

La Temperatura de Salida correspondiente es de 19.95 °C

3.8.1.5. Biorreactor.

En la Tabla 3.19 se observan las cantidades de medio de cultivo a adicionar.

Tabla 3.19 Cantidades de medio de cultivo

Componente	Concentración Porcentual, p/p	kg
xilosa	86,26%	2316,6451
glucosa	13,65%	366,7125
KH ₂ PO ₄	0.13%	3,4912899
(NH ₄) ₂ HPO ₄	5.80%	155,76524
MgSO ₄	1.40%	37,598506

Adición del inóculo:

La cantidad a inocular es: 268,67524 kg

Balances en Fermentación

Balance para Xilitol.

Masa de xilitol generada = 1969,1483 kg

Balance Xilosa.

Xilosa Salida = 347,49677 kg

Balance Etanol

La masa de etanol generada es: 185,09994 kg

Balance Dióxido de Carbono

La masa obtenida de CO₂ es: 177,69595 kg

Balance Glucosa

La glucosa consumida en la fermentación es: 362,79589 kg

Glucosa Salida = 3,9166108 kg

Balance Biomasa.

La biomasa generada es: 387,42993 kg

Biomasa al final de la fermentación: 656,10518 kg

Balance Agua.

H₂O Eliminada por régimen en aireación = 16120,514 kg

H₂O Salida = 37614,534 kg

Mantenimiento Celular.

Glucosa Mantenimiento = 262,44207 kg

3.8.1.6. Columna de carbón activado.

Xilitol salida: 1673,7761 kg

3.8.1.7. Columna de intercambio catiónico.

Xilitol salida = 1641,9743 kg

Xilosa a la salida= 121,97136 kg

3.8.1.8. Columna de intercambio aniónico.

Xilitol Final = 1329,9992 kg

3.8.1.9. Cristalizadores.

Contenido de H₂O de los cristales = 531,99969 kg

3.8.1.10. Secador rotatorio.

Contenido de H₂O de los cristales = 6,6499961 kg

3.8.3. Diseño del equipamiento principal. Resultados.

En la Tabla 3.20 se muestran los resultados del diseño de los equipos seleccionados.

Tabla 3.20 Resultado del diseño de los equipos.

Equipos	Resultados
---------	------------

Evaporador	A = 41,87 m ²
Condensador	A = 0,53 m ²
Reactor de Hidrólisis	V real = 82,86434 m ³ H = 6,1928921 m D = 4,1285947 m Agitador del Reactor de hidrólisis Di = 1,37 m a = 0,825 m L = 0,34404956 m Chaqueta del Reactor De hidrólisis A = 9,6953931 m
Biorreactor	V real = 71,21 m ³ H = 5,88 m D = 3,925 m Agitador del Biorreactor Di = 1,3 m a = 0,785 m L = 0,3271039 m

3.9. Evaluación del impacto de la extracción del por ciento óptimo de jugo de los filtros y beneficios para ambas plantas.

Para obtener un por ciento óptimo de extracción de jugo de los filtros se fija como condición el no tener que comprar miel final para lograr que la planta de levadura torula trabaje los 365 días del año. A partir de fijar esta condición partimos del 20 % de extracción, ya que de los por cientos estudiados el único que la cumple, y se aumenta el por ciento realizando nuevamente los respectivos balances para el central y las dos plantas con ayuda de Microsoft Excel. Se concluye que el por ciento óptimo es 21.9 %. En la tabla 3.21 se muestra el análisis q se llevó a cabo para la Miel Final extrayendo el 21.9 % del jugo de los filtros.

Tabla 3.21 Análisis de Miel Final.

% de extracción de jf	Miel producida (t/año)	Miel requerida para mezclar con jf(t/año)	Miel requerida para tiempo de no zafra(t/año)	Miel requerida total	Miel final que falta	Bagazo sobrante para planta de xilitol(t/año)
21.9	34867.17	12050.28	16697.12	28747.4	0	45274.34

3.9.1. Pérdidas de azúcar crudo y miel final al extraer 21.9 % de jugo de los filtros.

En la tabla 3.22 y 3.23 se muestran las pérdidas de azúcar crudo y de miel final en toneladas y en USD del central azucarero Ciudad Caracas al realizar la extracción del 21.9 % de extracción de los filtros.

Tabla 3.22 Pérdidas de azúcar crudo.

Extracción JF	Azúcar (t/d)	Pérdidas(t/d)	Pérdidas(t/año)	Pérdidas(USD/año)
Sin extracción	237.56	-	-	-
21.9 %	227.89	9.67	1479.51	350155.63

Tabla 3.23 Pérdidas de Miel Final.

Extracción de JF	Miel Final Producida(t/d)	Miel Final Requerida(t/d)	Pérdidas (t/d)	Pérdidas (t/año)	Pérdidas (USD/año)
Sin Extracción	209.94	-	-	-	-
21.9 %	188.68	78.76	21.26	3252.78	195166.8

El central azucarero Ciudad Caracas enfrentará pérdidas con respecto al proceso de obtención de azúcar crudo pero el azúcar final se logrará con una mayor calidad, además con la puesta en marcha de las plantas de torula y xilitol se aprovecharán dos importantes subproductos de este proceso obteniéndose grandes ganancias con la venta de los productos finales.

3.9.2. Ganancias finales al producir levadura torula y xilitol a partir de la extracción de un 21.9 % de jugo de los filtros.

En las tablas 3.24 y 3.25 se observa la ganancia final obtenida con la producción de levadura torula y xilitol a partir de un 21.9 % de extracción de jugo de los filtros.

Tabla 3.24 Ganancias al producir levadura torula con una extracción del 21.9 %.

% de extracción de JF	Capacidad de la planta (t/año)	Ganancias por venta de torula(USD/año)	Pérdidas de azúcar(USD/año)	Pérdidas de miel final(USD/año)	Ganancias finales(USD/año)
21.9%	16146.19	8557480.7	350155.63	195166.8	8012157.57

Como se puede ver en la tabla, teniendo la levadura torula un costo en el mercado de 530 USD, la planta aporta 8012157.57 USD de ganancia por año.

Tabla 3.25 Ganancias finales al producir xilitol con una extracción del 21.9 %.

% de extracción de JF	Ganancias por venta de xilitol (USD/año)	Pérdidas de azúcar(USD/año)	Pérdidas de miel final(USD/año)	Ganancias finales(USD/año)
21.9 %	203644535,5	350155.63	195166.8	203099213.07

Como se observa en la tabla al tener el xilitol tan alto precio en el mercado, 45 000 USD/t, la planta va a generar una ganancia total de 203099213.07 USD anualmente.

3.10. Análisis Económico para el por ciento óptimo de extracción de jugo de los filtros. Resultados.

3.10.1. Análisis Económico de la planta de torula.

En la tabla 3.26 se muestran los costos de adquisición del equipamiento de la planta de torula y en las tablas 3.27 a la 3.35 se muestra el resultado de los costos de producción.

Tabla 3.26 Costo de adquisición del equipamiento.

Equipos	No de Equipos	Costo original (\$)	Costo actual (\$)
Intercambiador de calor	4	100000	103510.6013
Tanques agitados	5	264600	442684.7191
Tanques del proceso	8	8000	8280.848106
Fermentadores	3	775500	801749.3491
Sopladores	3	211791	218959.7632
Centrífugas	8	187200	193536.3999
Filtros autolimpiantes	4	75000	77632.95099
Atomizador	1	80000	82808.48106
Evaporadores película descendente	2	149200	154250.1649
Condensador	1	5100	8532.47191
Tornillo sinfín	1	7400	12380.44944
Elevador de cangilones	2	5000	8365.168539
Caldera	1	60000	62030.89741
Bombas	22	22000	22744.66239
Válvulas	30	1800	3011.460674
Costo total del equipamiento (\$).	95	1952591	2200478.388

Tabla 3.27 Costos Directos.

Costos Directos	
Indicadores	Costo \$
Costo del Equipamiento(CE)	2200478.388
Instalación	858186.5713
Instrumentación	286062.1904
Instalaciones eléctricas	220047.8388
Tuberías	682148.3003
Facilidades de servicio	1210263.113
CD	5457186.402

Tabla 3.28 Costos Indirectos.

Costos Indirectos	
Indicadores	Costo \$
Ingeniería y supervisión	704153.0842
CI	704153.0842
CD+CI	6161339.487

Tabla 3.29 Otros Componentes.

Otros Componentes	Costo \$
Derecho de contrato	308066.9743
Contingencia	616133.9487

Tabla 3.30 Datos económicos de las materias primas.

Materia Prima	Cantidad t/año	Precio(t)	Costo(año)
Miel final	25956.21	41	1064204.62
Jugo de los filtros	28016.22	5.31	148766.134
Sulfato de amonio	3650	81	295650
Fosfato diamonico	1314	67	88038
Urea	730	17	12410
Antiespumante	116.8	18	2102.4

Tabla 3.31 Costos de fabricación.

Costos Directos	
Indicadores	Costo \$
Materia Prima	1611171.15
Mano de obra(MO)	359218.6451
Supervisión	53882.79677
Requerimientos	359218.6451
Mantenimiento y Reparación	141710.8082
Suministro	35427.70205
CD=1745393.33+0.215CTP=2560630	

Tabla 3.32 Cargos Fijos.

Indicadores	Costo \$
Depreciación	472369.3606
Impuestos	70855.4041
Seguros	28342.16164
Cargos Fijos	571566.9264

Tabla 3.33 Costos Indirectos referidos a los CTP.

Costos Indirectos	
Costos Indirectos	179609.3226
CI=0.05%CTP	

Tabla 3.34 Gastos Generales.

Gastos Generales	
Indicadores	Costo \$
Administrativos	71843.72902
Distribución y Ventas	71843.72902
Investigación y Desarrollo	179609.3226

Tabla 3.35 Indicadores de rentabilidad.

Indicador	Valor
Valor Actual Neto (VAN)	\$14,596,715.27
Tasa de Rendimiento Interna (TIR)	41%
Plazo de Recuperación al Descontado (PRD)	3 años

Costo Total de Producción (CTP) 3 635 103 \$/años

3.10.2. Análisis Económico de la planta de xilitol.

En las Tablas 3.36 y 3.37 se observa los costos de inversión y los costos totales de producción y en la Tabla 3.38 se muestra el resultado del cálculo de los indicadores de rentabilidad.

Tabla 3.36 Costo Total de Inversión.

Indicador	Valor (USD)
Costo del equipamiento	979638,39
Costos Directos	2429503,23
Costos Indirectos	313489,29
Costo Fijo de Inversión	2821358
Costo Total de inversión	3319245

Tabla 3.37 Costo total de Producción

Indicador	Valor (USD)
Costos Directos	2066574,41
Costos Indirectos	102433,61
Gastos Generales	244039,07
Costo Total de Producción	1888380,90

Tabla 3.38 VAN, TIR, PRD

Indicador	Valor
Valor Actual neto (VAN)	\$958.495.621,47
Tasa de Rendimiento Interna (TIR)	42.60%
Plazo de Recuperación al descontado (PRD)	1 año

El elevado precio de venta del producto terminado, \$45 por kilogramo, hace de esta propuesta de inversión una alternativa atractiva y viable para el país ya que el xilitol es un producto de alta demanda en el mercado internacional. La recuperación de la inversión ocurriría en el año de puesta en marcha de la planta pues las ganancias son muy altas.

Conclusiones parciales del Capítulo III:

1. Para los por cientos de extracción del jugo de los filtros de estudio el central Ciudad Caracas obtendrá pérdidas de azúcar crudo pero esta será obtenida con mayor calidad.
2. El central azucarera Ciudad Caracas obtendrá altas ganancias con la producción de levadura torula y xilitol.
3. El por ciento óptimo de extracción es de 21.9 %.
4. La capacidad de producción de la planta de torula para el por ciento óptimo será de 16146.19 toneladas por año con una ganancia de 8012157.57 USD por año.
5. La capacidad de producción de la planta de torula para el por ciento óptimo será de 4525.43 toneladas por año con una ganancia de 203644535,5 USD por año.

Conclusiones.

1. La extracción de jugo de los filtros en el central Ciudad Caracas resulta satisfactoria para la calidad del azúcar y para los balances energéticos del ingenio, proporcionando bagazo sobrante para otras producciones.
2. El porcentaje óptimo de extracción de jugo de los filtros, en la etapa de purificación en el central Ciudad Caracas, es el 21.9%, pues además de reducirse el consumo de vapor en el proceso azucarero, las pérdidas de azúcar y miel se encuentran en el orden de los 545322.43 USD anuales entre ambas y están superadas ampliamente por las ganancias en la producción de xilitol y de levadura torula.
3. La planta de torula tendrá una capacidad de 16146.19 toneladas anuales, según estas condiciones es rentable la construcción y puesta en marcha de la planta con una ganancia por año de \$ 8012157.57. El Valor Actual Neto es de \$14596715.27, la Tasa de Rendimiento interna es del 41% y el Período de recuperación de la inversión es de 3 años.
4. La planta de xilitol tendrá una capacidad de 4525.43 toneladas anuales, requiriendo 45254.3 toneladas de bagazo para el proceso, según estas condiciones es rentable la construcción y puesta en marcha de la planta con una inversión de \$3319245.40 y una ganancia por año de \$ 203099213.07. El Valor Actual Neto es de \$958495621.47, la Tasa de Rendimiento interna es del 42.60% y el Período de recuperación de la inversión es de 1 año.

Recomendaciones.

1. Construir y poner en marcha la planta de producción de xilitol por vía fermentativa, a partir del bagazo sobrante en el ingenio producto de la extracción de jugo de los filtros en un 21.9% y la planta de producción de torula con este jugo y miel final.
2. Realizar un estudio para evaluar la posibilidad de obtención de xilitol a partir de una etapa del proceso de producción de etanol con bagazo para así poder también implementar esta producción en el central Ciudad Caracas.
3. Continuar perfeccionando la toma de datos para la obtención de los modelos en Statgraphics y, mediante su agregación, perfeccionar la estimación de los impactos de la calidad de la caña y de la extracción del jugo de los filtros.
4. Realizar un estudio en el central Ciudad Caracas para evaluar la posibilidad de convertir al central en una biorrefinería.

Bibliografía.

1. Lezcano, P. (2011). Composición mineral de levadura *Torula* (*Cándida Utilis*), Desarrollada a partir de vinaza de destilería. *Revista Cubana de Ciencia y Agricultura*: 28-33.
2. Valdivié, M., et al. (1980). "Sustitución de la harina de soya por combinaciones levadura *Torula*: harina de girasol en dietas para pollos de engorde." *Revista cubana de Ciencia Agrícola (Cuba)*. Jul 14(2): 141-146.
3. Bocourt, R. (1982). Digestibilidad de la levadura *Torula* en cerdos alimentados con dietas a base de miel final de caña. Instituto de ciencia Animal, La Habana.
4. Lezcano, P. (1976). Utilización de las levaduras cubanas como suplemento proteico en dietas a base de mieles en la alimentación porcina. *Agronomía*. La Habana. Cuba, Universidad Agraria de La Habana Fructuoso Rodríguez, Mayabeque: 119.
5. Otero, M. A. S., G; Almazán, O (2008). Fodder yeast production: A new approach for distillery vinasse treatment. *Inter Sugar J* 110 1319: 693-696.
6. Saura, G (2019). La producción de levadura *Torula* (*Candida Utilis*). Instituto cubano de Investigación de los derivados de la Caña de Azúcar
7. ICIDCA (2000). Estudios realizados por el ICIDCA, en la planta de *Torula* "Antonio Sánchez". L. H. Editorial Científico Técnica, Cuba 409.
8. Rodríguez, F. e. A. (1985). "Utilización de residuales alcohólicos como alimento animal". ICIDCA La Habana, Editorial Científico Técnica. 20: 32-35.
9. Geplacea, P. (1990). Manual de los derivados de la caña de azúcar. México, DF.
10. Blanco, C. (1982). "La producción de alcohol a partir de la industria azucarera, sus posibilidades". ICIDCA. La Habana, Editorial Científico Técnica: 29.
11. Mora, L. M. (1979). Utilización de la levadura *Torula* como fuente proteica para cerditos destetados temprano. Bulgaria, Instituto de Ganadería Kostimbrod: 135.
12. Cervantes, A. M., A (1984). Utilización de distintos tipos de mieles de caña suplementados con levadura *Torula* en crema para cerdos en ceba. *Técnica de Ciencia y Agricultura. Ganado Porcino*. 7(1): 49-69.
13. Maylín, A. e. A. (1987). *Torula* yeast as protein source for molasses-fed pigs. . *Wissenschaftliche Zeitehrift Wilhelm-Pieck-Universitat Rostock*. Rusia. 36(10): 86-87.
14. Figueroa, V. e. A. (1988). Miel rica y levadura *Torula* como sustitutos de dietas convencionales para cerdos en ceba. Comportamiento de 30-60 kg . *Rev. Cubana Ciencias Agrícolas*. 22: 259-265.

15. Figueroa, V. e. A. (1990). Alimentación porcina no convencional. GEPLACEA-PNUD. México, DF: 215.
16. Lezcano, P. (1990). Efecto de la suplementación minero- vitamínica en dietas de crema Torula y miel B para cerdos en crecimiento. . Rev. Cubana Ciencia y Agricultura La Habana. 24: 309.
17. Mederos, C. M. (1989). Sustitución de la harina de soya por levadura Torula en dietas de miel rica en cerdos a partir del destete. La Habana, Cuba: 49-50.
18. Mederos, C. M. (1991). Utilización de zeolita como aditivo en la dieta de miel B y levadura Torula para cerdos al destete. La Habana, Cuba: 47-52.
19. ICIDCA (1987). "Complementación de la vinazas de destilerías para su utilización más eficiente en la producción de levadura Torula". ICIDCA: 45.
20. ICIDCA (1986). La industria de los derivados de la caña de azúcar. ICIDCA.
21. Geplacea, P. (1990). Manual de los derivados de la caña de azúcar. México, DF.
22. Rabassa, G., González, E., Martínez, A. P., & Sánchez, A. P. (2015). "Procedimiento para la selección de oportunidades de negocio en la industria azucarera. Aplicación en el proceso de producción de Xilitol por la ruta fermentativa". ICIDCA. Sobre los Derivados de la Caña de Azúcar, 49(2).
23. Alonso, J. (2010) "Edulcorantes naturales". facultad de Medicina de la Universidad de Buenos Aires, Argentina, pp 9-10.
24. O'Donnell, K. & Kearsley, M. (2012). "Sweeteners and sugar alternatives in food technology". Inglaterra: John Wiley & Sons Ltd.
25. González, M., Castellanos, L., Albornas, Y., & González, E. (2014). "Integración de procesos y el esquema de Biorefinería". Revista Afinidad.
26. Álvarez, S., Bahena, C., Godoy, A., Núñez, M. & Tovar, M. (2000) "Producción de xilitol a partir de bagazo de caña por síntesis bioquímica utilizando candida pelliculosa". Universidad Autónoma de Iztapalapa, June (6) pp. 60-66.
27. Rao, L. V., Goli, J. K., Gentela, J., & Koti, S. (2016). "Bioconversion of lignocellulosic biomass to xylitol: an overview". Bioresource technology, 299-310.
28. Fernández, N. (2000) "El bagazo y las fibras anuales: presente y futuro para su industrialización" En: Congreso Iberoamericano de investigación de Celulosa y Papel.
29. Baudel, H., Zaror, C. & Abreu, C. I. (2005) "Improving the value of sugarcane bagasse wastes via integrated chemical production systems: an environmentally friendly approach". Ind Crops Prod, 21 pp.309–315.
30. Catá, Y. (2006) "La incertidumbre en la fiabilidad de un complejo integrado material y energéticamente." Tesis en opción al Grado Científico de Doctor en Ciencias Técnicas. Universidad Central Marta Abreu de Las Villas.

31. Banerjee, R. & Pandey, A. (2002) "Bio-industrial applications of sugarcane bagasse". A technological perspective *International Sugar Journal*, pp.64-68.
32. Valdés, A., Almazán, O. & Fiandor, H. (2004) "Contribución de la biomasa cañera al incremento del valor agregado de la producción azucarera" *International Sugar Journal*, vol. 102 pp.551-555
33. Rivas, B, Torre, P, Domínguez, J.M., Converti, A. & Parajó, J.C. (2006). "Purification of xylitol obtained by fermentation of corncob hydrolysates". *J. Agric. Food Chem.*
34. Geddes, C. C., Peterson, J. J., Roslander, C., Zacchi, G., Mullinnix, M. T., Shanmugam, K. T., & Ingram, L. O. (2010). "Optimizing the saccharification of sugar cane bagasse using dilute phosphoric acid followed by fungal cellulases". *Bioresource technology*.
35. Parajó, J. C., Domínguez, H., & Domínguez, J. M. (1998). "Biotechnological production of xylitol. Part 3: Operation in culture media made from lignocellulose hydrolysates". *Biores. Technol.*
36. Saha, B., Iten, L., Cotta, M. & Wu, V. (2005) "Dilute acid pretreatment, enzymatic saccharification and fermentation of rice hull to ethanol". *Biotechnology Progress*, pp. 816-822
37. Slininger, P. J. & Bothast, R. J. (1988) "Continuous fermentation of feed streams containing D-glucose and D-xylose in a two-stage process utilizing immobilized *Saccharomyces Cerevisiae* and *Pachysolen tannophilus*". *Biotechnology Bioengineering*, pp.1104-1112.
38. Gírio, F. M., Amaro, C., Azinheira, H., Pelica, F. & Amaral-Collaço, M. T. (2000) "Polyols production during single and mixed substrate fermentations in *Debaryomyces hansenii*". *Bioresour Technology*, pp.245- 251.
39. Chirino, R. (2012) "Superestructura para el diseño óptimo de las operaciones Fermentativas en la obtención de etanol. Universidad Martha Abreu de las Villas" pp. 4-24
40. Fernández, N. (2000) "El bagazo y las fibras anuales: presente y futuro para su industrialización" En: Congreso Iberoamericano de investigación de Celulosa y Papel
41. Ramos, F. (2014). Metodología para la Evaluación de Alternativas de Conversión de las Fábricas de Azúcar a Biorefinerías aplicando el Método Delphi Borroso.
42. Albornas, Y., González, M., Pedraza, J., & González, E. (2011). "Visión Global sobre la planificación de Procesos Discontinuos".

43. Corsano, G., Montagna, J., Iribarren, O. & Aguirre, P. (2006) "Design and Operation Issues Using NLP Superstructure Modeling". Applied Mathematical Modelling, pp.974-992
44. Acevedo, L. & González, E. (1999) "Diseño de Plantas Discontinuas Para Instalaciones de la Industria Química y Fermentativas". Vías para el Desarrollo de Instalaciones de la Industria Química y Fermentativa en Condiciones de Incertidumbre. Ciudad de La Habana.
45. Yu, Q. & Ming, P. (2009) "Modeling and Optimization for Scheduling of Chemical Batch". Processes and Chinese Journal of Chemical Engineering.
46. Albernas, Y., Verelst, H., González, E. & Pedraza, J. (2010) "Simulation of the Batch Fermentation Stage in the Process to Obtain Ethanol from Final Molasse". Chemical Engineering Transactions.
47. Mah, R. S. H. (1990) "Chemical Process Structures and Information Flows". Butterworths Publishers. USA.
48. Barrer, M. & Rawtani, J. (2005) "Practical Batch Process Management". Elsevier. ISBN: 07506 62778
49. Voudouris, V. T. & Grossmann, I. E. (1996) "MILP model for scheduling and design of a special class of multipurpose batch plants". Computer and Chemical Engineering, (11), pp.1335
50. Reklaitis, G. V. (1990) "Progress and issues in computer-aided batch process design". Elsevier. New York.
51. MAX, P. & KLAUS, T. (1991) Plant Design and Economics for Chemical Engineers., United States.
52. TREYBAL, R. (1980) Operaciones de Transferencia de Masa. Editorial Mc Graw-Hill, 3ra ED, New York.
53. Pávlov, K. F. Problemas y ejemplos para el curso de operaciones básicas y aspectos en tecnología química. Editorial Mir Moscú. 1981.
54. Peters, M.S., Plant Design and Economics for Chemical Engineers. Fourth Edition. McGRAW HILL, 1991, pag 182 - 183, 210 - 211.
55. Rosabal, J. Garcell Pugans, L. Hidrodinámica y separaciones mecánicas. Editorial Félix Varela. La Habana 2006. Pags 94 – 105, 235 - 268.
56. Ulrich, G. Diseño y Economía de los Procesos de Ingeniería Química. 1985.
57. Biart, J. y col.: *Estudio de las mieles finales de la caña de azúcar.* / J. Biart. Editorial Científico Técnica. 1982
58. Biart. R.: *Caracterización de las mieles finales cubanas.* Edición Científico-Técnica. La Habana.1986

59. Blake, J.D, Clarke. M. L.: *La industria de los derivados de la caña de azúcar (ICIDCA)*. Editorial Científico-Técnica. La Habana. pp 342 – 348
60. Brizuelas, Antonieta. M. A y otros: *Revista ICIDCA sobre los derivados de la caña de azúcar*. No 3, Vol xx, año 1986. pp 1
61. *La industria de los derivados de la caña de azúcar*. ICIDCA. Ed. Científico-Técnica, 1992
62. NOA.S.H.: *Consideraciones económicas de los derivados de la caña de azúcar / S.H.NOA*. Revista Cuba Azúcar Julio-Sept. 1981
63. Correa, 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.
64. Gonzáles, E.;Vega, D. Valdez, E. sobre los derivados de la caña de azúcar. Revista Centro azúcar. UCLV .Vol 13. Nº 3. 1986.
65. Levenspiel, O. (1974) Ingeniería de las reacciones químicas.
66. Díaz de los Ríos, M. (2017). Resultados de los Institutos Cubanos de Investigación, Desarrollo e Innovación en las Tecnologías sobre Azúcar y Derivados, capítulo 14, página 338.
67. CEVEDO, L. & GONZÁLEZ, E. (1999) "Diseño de Plantas Discontinuas Para Instalaciones de la Industria Química y Fermentativas". Vías para el Desarrollo de Instalaciones de la Industria Química y Fermentativa en Condiciones de Incertidumbre. Ciudad de La Habana.
68. ACOSTA, E., ALMEIDA, J. B. D., GIULIETTA, M., FRADE, J. A., NÁPOLES, A. I., & MANGANALLY, E. (2005). "Producción de xilitol en fermentador de 15 litros". ICIDCA. Sobre los Derivados de la Caña de Azúcar, XXXIX (3).
69. ADSUL, M. G., GHULE, J. E., SHAIKH, H., SINGH, R., BASTAWDE, K. B., GOKHALE, D. V., Y VARMA & A. J. (2005). "Enzymatic hydrolysis of delignified bagasse polysaccharides. Carbohydrate polymers".
70. AGUILAR, Á. I. L., LOIS, J., & OSORIO, A. (2010). "Obtención de fibra dietética nutricional de valor agregado a partir de bagazo de caña". 1er Coloquio Ciencia y Tecnología CICATA-Altamira. Dirección URL: <http://www.repositoriodigital.ipn.mx/handle/123456789/16410>. Aguilar-Rivera, N. (2012). Paradigma de la diversificación de la agroindustria azucarera de México. *Convergencia*, 19(59), 187-213. ISSN 1405-1435.
71. ALBERNAS, Y., CORSANO, G., GONZÁLEZ, M., VERELST, H., & GONZÁLEZ, E. (2012). "Procedimiento para la síntesis y diseño óptimo de plantas discontinuas". *Afinidad*, 69(560).

72. ALBERNAS, Y., CORSANO, G., KAFAROV, V., GONZÁLEZ, M., & GONZÁLEZ, E. (2014). "Optimal Design of pre- fermentation and fermentation stages applying non linear programming". *Energy Conversion and Management*.
73. ALBERNAS, Y., GONZÁLEZ, M., PEDRAZA, J., & GONZÁLEZ, E. (2011). "Visión Global sobre la planificación de Procesos Discontinuos".
74. ALBERNAS, Y., VERELST, H., GONZÁLEZ, E. & PEDRAZA, J. (2010) "Simulation of the Batch Fermentation Stage in the Process to Obtain Ethanol from Final Molasse". *Chemical Engineering Transactions*.
75. ALONSO, J. (2010) "Edulcorantes naturales". facultad de Medicina de la Universidad de Buenos Aires, Argentina, pp 9-10.
76. ÁLVAREZ, S., BAHENA, C., GODOY, A., NÚÑEZ, M. & TOVAR, M. (2000) "Producción de xilitol a partir de bagazo de caña por síntesis bioquímica utilizando *Candida pelliculosa*". Universidad Autónoma de Iztapalapa, June (6) pp. 60-66.
77. ALVES, L.A., FELIPE, M.G.A., SILVA, J.B.A.E., SILVA, S.S., & PRATA, A.M.R., (1998). "Pretreatment of sugarcane bagasse hemicelluloses hydrolysate for xylitol production by *Candida guilliermondii*. *Applied Biochemistry and Biotechnology*".
78. APPLICHEM. (2013). *AppliChem General Catalog Price List 2013*. Darmstadt: Applichem.
79. BALAGUER A. (2020) "Selección de modelos de regresión múltiple con Statgraphics". Universidad Politécnica de Valencia.
80. BANERJEE, R. & PANDEY, A. (2002) "Bio-industrial applications of sugarcane bagasse". *A technological perspective International Sugar Journal*, pp.64-68.
81. BARRER, M. & RAWTANI, J. (2005) "Practical Batch Process Management". Elsevier. ISBN: 07506 62778
82. BARRER, M. & RAWTANI, J. (2005) "Practical Batch Process Management". Elsevier. ISBN: 07506 62778.
83. Batanero C, Díaz M. (2018) "Análisis de datos con Statgraphics". Universidad de Granada.
84. BAUDEL, H., ZAROR, C. & ABREU, C. I. (2005) "Improving the value of sugarcane bagasse wastes via integrated chemical production systems: an environmentally friendly approach". *Ind Crops Prod*, 21 pp.309–315.
85. BUSTOS, M., RODRÍGUEZ, N., GARCÍA, M., CERVANTES, E., & COMPEAN, E., (2011). "Alternativas de transformación biotecnológica de los residuos de la industria azucarera para la obtención de aditivos alimentarios". Universidad Autónoma de Tamaulipas, Tamps., México,

86. CANILHA, L., SANTOS, V. T., ROCHA, G. J., E SILVA, J. B. A., GIULIETTI, M., SILVA, S. S., & CARVALHO, W. (2011). "A study on the pretreatment of a sugarcane bagasse sample with dilute sulfuric acid. Journal of industrial microbiology & biotechnology".
87. CASTELLANOS ESTUPIÑÁN, J. E., PEDRAZA GARCIGA, J., ZAMORA BÁEZ, A., PÉREZ PADILLA, A. & A, R. J. (2001). "Balances de Masa y Energía. Métodos Clásicos y Técnicas no Convencionales. Capítulo 4 "Bioprocesos" pp. 46-61. En: FEIJÓO (Ed.) Santa Clara. ISBN: 959-250-014-2.
88. CATÁ, Y. (2006) "La incertidumbre en la fiabilidad de un complejo integrado material y energéticamente." Tesis en opción al Grado Científico de Doctor en Ciencias Técnicas. Universidad Central Marta Abreu de Las Villas.
89. CHEKHOVA, E., BARTON P, I. & GORAK A. (2000) "Optimal operation processes of discrete-continuous biochemical processes." Ed. Computers & Chemical Engineering.
90. CHEMICAL ENGINEERING (2012) "Economics Indicators". En: INTELLIGENCE, A. (Ed.). vol 119 pp. 79-80. Estados Unidos.
91. CHEN, W. H., TU, Y. J., & SHEEN, H. K. (2010). "Impact of dilute acid pretreatment on the structure of bagasse for bioethanol production". International Journal of Energy Research.
92. CHIRINO, R. (2012) "Superestructura para el diseño óptimo de las operaciones Fermentativas en la obtención de etanol. Universidad Martha Abreu de las Villas" pp. 4-24.
93. CORSANO, G., MONTAGNA, J., IRIBARREN, O. & AGUIRRE, P. (2006) "Design and Operation Issues Using NLP Superstructure Modeling". Applied Mathematical Modelling, pp.974-992

Anexos.

Anexo 1: Datos de los análisis que se realizan en las diferentes etapas para el tratamiento estadístico sin extracción.

Caña de azúcar		Jugo Mezclado		Jugo Claro		Meladura		Masa Cocida A	
Pol	Brix	Pol	Brix	Pol	Brix	Pol	Brix	Pol	Brix
13,41	16,3	10,03	12,31	9,8	12,02	50,5	62,25	78,28	92,15
14,08	16,35	9,69	12,28	9,5	11,98	51,03	61,95	79,06	93,05
13,86	16,73	10,06	11,93	9,62	11,91	51,02	61,86	78,08	90,99
13,08	16,35	9,77	12,51	9,97	11,7	50,79	62,01	77,77	91,4
13,83	15,89	9,96	12,22	9,74	12,81	52,61	63,08	77,95	92,16
14,05	16,77	9,41	11,93	10,05	12,24	51,13	63,75	78,43	91,87
14,46	17,63	9,86	12,59	10,42	11,68	52,73	63,14	78,56	90,75
13,79	17,12	10,51	12,95	10,06	12,43	53,12	62,56	78,01	91,79
14,1	16,87	10,23	12,1	9,95	12,83	52,48	63,11	79,56	91,86
14,59	17,14	9,84	11,69	10,41	12,19	51,7	62,97	79,01	91,49
13,87	17,2	10,67	12,12	9,84	12,7	53,14	62,71	78,61	91,7
14,34	16,87	9,54	12,95	10,52	12,03	52,21	63,35	79,77	91,26
14,25	17,85	10,68	12,4	10,33	12,01	53,28	63,19	78,9	91,75
13,99	17,02	10,26	11,87	10,89	12,42	52,74	62,75	79,34	90,96

Datos del Azúcar final				
Pol	Color Horne	Dextrana	Humedad	Color ICUMSA
99,23	13	132	0,13	1313
99,12	12	156	0,12	1279
99,15	13	187	0,12	1376
99,29	11	191	0,12	1204
99,31	11	159	0,12	1144
99,3	11	191	0,12	1106
99,28	12	191	0,12	1204

Anexo 2: Composición química ilustrativa de la miel final.

Constituyente	Valor, %
Agua	15 - 20
Materia orgánica	72 - 76
Sustancias reductoras totales	46 - 52
Sustancias reductoras libres	15 - 20
Sacarosa	30 - 40
Glucosa	13 - 15
Fructosa	15 - 17
Rafinosa	No se detecta
Sustancias reductoras infermentables	2 - 4
Nitrógeno total	0.5 - 0.6
Proteína Kjeldahl	3 - 4
No azúcares orgánicos	9 - 12
Cenizas	8 - 11

Anexo 3: Características de la levadura Torula, Vitaminas (mg/100 g ms),
Aminoácidos (% ms).

Densidad a granel	0.420 - 0.450 kg/cm ³
Humedad	6 - 8 %
Proteína bruta	45 - 50 %
Cenizas	7 - 10 %
Fósforo (P ₂ O ₅)	3.0 - 4.4 %
Grasas y lipoides	1.0 - 1.5 %
Carbohidratos totales	20 - 30 %
Apariencia	Polvo de color amarillo brillante a pardo claro
Estabilidad	Humedad la daña rápido y la contamina con hongos/bacterias

Vitaminas, mg/100 g ms

Tiamina (B1)	6.0 - 7.2
Riboflavina (B2)	3.9 - 4.5
Ácido pantoténico (B3)	3.0 - 4.0
Colina (B4)	30 - 60
Ácido nicotínico (B5)	40 - 50
Piridoxina (B6)	3.5 - 4.5
Biotina (H)	0.1 - 0.2
Ácido p-aminobenzoico	3.5 - 4.5
Ácido fólico (B0)	0.03 - 0.12

Aminoácidos, % ms

Leucina-Isoleucina	6.08 - 6.13
Ácido glutámico	3.77 - 3.80
Lisina	3.68 - 3.69
Histidina-Arginina	3.46 - 3.48
Ácido aspártico	3.35 - 3.38
Valina	2.60 - 2.65
Glicina	2.60 - 2.65
Alanina	2.37 - 2.39
Treonina	2.25 - 2.26
Fenilalanina	2.12 - 2.20
Serina	1.86 - 1.88
Tirosina	1.02 - 1.11
Metionina	0.50 - 0.93

Anexo 4: Tipos de intercambiadores y sus accesorios.

Tipos de intercambiador de calor				
Envolvente y tubo				
Parámetros	Doble tubo	Espejo de tubos fijos	Tubos en U	Bayoneta
Área máxima por unidad A(m ²)	10	800	800	100
Número típico de pasos	1/1	1-2/1-4	1-2/2-4	2/2
Presión máxima de operación de las unidades comunes (bar)	1000/1000	140/140	140/140	140/140
Temperatura máxima de operación de las unidades comunes (°C)	150	150	350	350
ΔT mínima practica de aproximación(°C)	5	5	5	5
Capacidad máxima de flujo (q)	1/1	15/15	15/15	2/2
Velocidad media típica de flujo, u (m/s) (envolvente y tubo)	2-3/2-3 10-20/10-20	1-2/2-3 5-10/10-20	1-2/2-3 5-10/10-20	1-2/2-3 5-10/10-20
Caída de presión (bar) (envolvente y tubo)	0.5-1.0 0.2-0.6	0.2-0.6 0.2-0.6	0.2-0.6 0.2-0.6	0.2-0.6 0.4-1.0
Costo relativo	Bajo	Bajo	Bajo	Alto

Cabezal flotante					
Parámetros	Espejo de tubos empacado	Anillo interno sujeto	Cabezal interno atornillado	Tubo de teflón	Superficie raspada
Área máxima por unidad A(m ²)	1000	800	1000	75	10
Número típico de pasos	1-2/1-4	1-4/2-6	1-4/2-6	1/1	1/1
Presión máxima de operación de las unidades comunes (bar)	140/140	140/140	140/140	8-16	140/14
Temperatura máxima de operación de las unidades comunes (°C)	350	350	350	175	150
ΔT mínima practica de aproximación(°C)	5	5	5	5	5
Capacidad máxima de flujo (q)	15/15	15/15	15/15	0.1/0.1	0.1/0.03

Velocidad media típica de flujo, u (m/s) (envolvente y tubo)	1-2/2-3 5-10/10-20	1-2/2-3 5-10/10-20	1-2/2-3 5-10/10-20	1-2/1-2	
Caída de presión (bar) (envolvente y tubo)	0.2-0.6 0.2-0.6	0.2-0.6 0.2-0.6	0.2-0.6 0.2-0.6	0.4-1.0 0.6-1.5	0.2-0.6 0.2-0.6
Costo relativo	Bajo	Bajo	Bajo	Alto	Alto

Placa y espiral			
Parámetros	Placa Plana	Placa Espiral	Tubo espiral
Área máxima por unidad A(m ²)	1500	200	50
Numero típico de pasos	1/1	1/1	1/1
Presión máxima de operación de las unidades comunes (bar)	20/20	20/20	500/500
Temperatura máxima de operación de las unidades comunes (°C)	260	260	350
ΔT mínima practica de aproximación(°C)	1	3	2
Capacidad máxima de flujo (q)	0.7/0.7	3/3	1/1
Velocidad media típica de flujo, u (m/s) (envolvente y tubo)		1-2/1-2 5-10/5-10	2-3/2-3 5-10/5-10
Caída de presión (bar) (envolvente y tubo)	0.5-1.5 0.5-1.5	0.4-0.8 0.4-0.8	0.2-0.6 0.2-0.6
Costo relativo	Alto	Bajo	Bajo

Anexo 5: Tipos de Transportadores.

Parámetros		Tipos de transportadores		
		Bandas	Tornillo Sin fin	Elevador de cangilones
Dimensiones	D (m)	0.5-2.0	0.15 - 0.50	0.15 - 0.50
	L (m)	10.0 - 50.0	5.0 - 25.0	8.0 - 25.0
Capacidad máxima de sólidos (m ³ /s)		0.06	0.007-0.08	0.02
Transporte hacia arriba en un plano inclinado		Limitaciones modestas	Excelente	Excelente
Ángulo de inclinación limitado		30°	Ninguno	Ninguno
Costo relativo actual		Moderado	Alto	Moderado
Compatibilidad con sólidos fibrosos		Limitaciones modestas	Excelente	Limitaciones modestas

Anexo 6: Tipos de separadoras centrífugas.

	Tipo de separadoras centrífugas				
	Centrífuga		Filtro centrífugo		Centrífuga
Parámetros	Sedimentación(disco, recipiente)	Transportador helicoidal(recipiente solido)	Transportador continuo	Automático ciclo corto	Líquido
Fase continua	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Fase dispersa	Líquido o sólido	Sólido	Sólido	Sólido	Líquido o sólido
Longitud, L(m)	0.5-0.2	0.5-10	0.5-2.0	0.5-1.0	0.3-3.0
Diámetro, D(m)	0.2-1.0	0.1-2.0	0.3-1.4	0.5-1.0	0.01-1.0
Area nominal, A (m ²)					$0.1 \cdot D^{2.5}$
Intervalo de presión, p (bar)	0.1-10	0.1-10	0.1-10	0.1-10	0.1-500
Caída de presión(kPa)					30-400
Fuerza centrífuga	<10000g	300g-3000g	100g - 600g	<4000g	<250g
Intervalo de temp. T (°C)	90 a 315	90 a 315	90 a 260	90 a 260	
Tamaño de part. Solidos separa. Dp	>0.1	>0.1	>150	>100	>50
Costo capital	Alto	Alto	Alto	Alto	Bajo

Anexo 7: Tipos de Pre-fermentador.

Parámetros	Tipo de tanques (fondo bombeado)		
	Cilíndrico	Cónico	Exigencias
Presión	Max: 17 atm	Max: 14 atm	Presión atmosférica
Temperatura	-250 a 800°C	250 a 800°C	Temperatura ambiente
Dimensiones	Tamaño máximo L: 20m D: 10m V: 1600 m3	Tamaño máximo: V: 15 000 m3	
Tiempo de almacenamiento	30 días es lo recomendado	30 días es lo recomendado	
Costo de adquisición	Bajo	Alto	Menor costo posible

Anexo 8: Tipos de válvulas y de bombas.

Tipos de válvulas. (Rosabal 2006)

Tipo de válvula	Aplicación	Costo
De compuerta	Interrupción total del flujo, usada en todos los diámetros de tubería.	Bajo
Automáticas de regulación	Regulación del flujo	Moderado
De asiento o de globo	Regulación del gasto, usadas en diámetros de tuberías hasta 12 pulgadas.	Bajo

Tipos de bombas.

Criterios	Bomba centrífuga (flujo axial)	Bomba de desplazamiento positivo (reciprocante)
Capacidad	5m ³ /s	0.03m ³ /s
Temperatura	-240 a 500 °C	-30 a 370 °C
Eficiencia	50 a 85 %	60 a 85%
Viscosidad	Menores de 0.2Pa*s	0.001-400Pa*s
Tipo de fluido a tratar	Para sólidos en suspensión.	Para fluidos corrosivos.
Costo	Baratas.	Caro.

Anexo 9: Tipos de Tanques de Almacenamiento y Tipos de agitadores.

Tipos de Tanques de Almacenamiento.

Parámetros	Tipos de tanques	
	Cilíndrico	Fondo cónico
Tiempo de almacenamiento	Recomendado hasta 30 días	Recomendado hasta 30 días
Intervalo de temperatura	Temperaturas -250 -800 °C	Temperaturas -250 - 800 °C
Presión	Máx. de 17 atm	Máx. de 14 atm
Dimensionamiento	L: 20 m D:10 m V: 1600 m ³	V: 15000 m ³
Costo de adquisición	Menos costosos	Costosos

Tipos de agitadores.

Parámetros	Tipos de Agitadores		
	Hélice o pópela	Turbina	Paleta
Velocidad de rotación	300-1000 rpm	300 rpm máx.	150 rpm máx.
Consumo energético	Bajo consumo energético	Alto consumo de energía	Bajo consumo energético
Volumen de agitación	Grandes volúmenes	Volúmenes menores de 2.5 m ³	Grandes volúmenes
Suspensiones	Hasta 50% masa de sólidos	Hasta 80% masa de sólidos	Bajo contenido de sólidos
Costos	Bajo costo	Costo moderado	Bajo costo

Anexo 10: Tipos de evaporadores.

Parámetros	Evaporadores de Tubo Corto	Tubo Largo(Circular)	Película descendente(Circul)
Tamaño máximo del recipiente o del depósito. Diámetro, D(m) Altura, L(m)	4 12	4 8	4 4
Superficie máxima de calentamiento, A (m ²)	30-300	100-10000	30-300
Velocidad a través de los tubos (m/s)	0.3-1	1-3	-
Viscosidad máxima tolerable (Pa . s)	0.01	1.0	1.0
Uso de múltiples efectos	Excelente	Limitaciones modestas	Limitaciones modestas
Líquido de baja viscosidad	excelente	Excelente	Excelente
Costo de compra	Bajo	Bajo	Moderado
Coefficientes típicos de transferencia U(J/m ² de calor, s . k)	100-2000	100-10000	100-2000
Fluidos Típicos Procesados	Jarabes de azúcar	Leche evaporada, de alimentos	Alimentos

Anexo 11: Balance de energía en los diferentes equipos de la planta de Torula.

Equipos	Datos	Ecuaciones
Fermentador	Levadura producida (Lp)= 7746,67 kg/h El calor biológico (Qi) es de 3200 kcal/kg de levadura producida.	$Q_i = 3200 \frac{kcal}{kg} * L_p$
Termolizador	Flujo de crema=171.92 t/d Cp crema=3,84kj/kg t1=80°C t2=30°C	$Q = m * C_p * \Delta T$
Evaporadores	$F = \frac{2kg}{s}$ Xf = 0,0013 X2 = 0,0016 $\lambda v = 2241 \text{ kj/kg}$ $\lambda 1 = 2305,4 \frac{kJ}{kg}$ $\lambda 2 = 2269,8 \text{ kj/kg}$ TF = 80°C Cp(agua) = 4,18J/g.K tb1 = t1 = 80°C t2 = 95°C tb2 = 91°C	$F = B_2 + VT$ $VT = V_1 + V_2$ $F = B_1 + V_1$ $B_1 = B_2 + V_2$ $F . X_F = B_2 . X_2$ $S * \lambda v = F * C_p(t_{b1} - t_f) + V_1 * \lambda 1$ $V_1 * \lambda 1 = B_1 * C_p(t_2 - t_1) + V_2 * \lambda 2$
Secadero	0,10 kg de fuel oil / kg de H2O evaporada. Kg de H2O evaporada/día = 71520.	$Fuel\ Oil = 0,10 * kg\ de\ H_2O$

Anexo 12: Diseño de los equipos seleccionados de la planta de Torula.

Equipos	Datos	Ecuación
Fermentador	$Q_v=177.07 \text{ m}^3/\text{d}$ $D=2/3*H$	$V_r = \frac{Q_v}{0.80}$ $V_r = \frac{\pi * D^2}{4 * H}$
Termolizador	$U_D \text{ (BTU/h pie}^2 \text{ °F)}=71,5=400.4 \text{ (W/ m}^2 \text{ °C)}$ $Q=137536 \text{ kcal/h}$ DE=1" con arreglo cuadrado $t_1=80^\circ\text{C}$ $t_2=30^\circ\text{C}$ $T_1 \text{ y } T_2=100^\circ\text{C (vapor de agua)}$	$A = \frac{Q}{U_d * \Delta t}$ $N_t = \frac{A}{A/\text{tubo}}$ $MLDT = \frac{(\Delta t_2 - \Delta t_1)}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$ $\Delta t_1 = T_1 - t_1$ $\Delta t_2 = T_2 - t_2$ $Q = U_d * A * \Delta t$
Evaporador	$B_2=1,62 \text{ kg/s}$ $V_t \text{ (kg/s)}=0,38$ $V_2 \text{ (kg/s)}=0,17$ $V_1 \text{ (kg/s)}=0,21$ $B_1=1,79 \text{ kg/s}$ $S=0.22 \text{ kg/s}$ $\lambda_1 = 2305,4 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$ $\lambda_s = 2241 \text{ kJ/kg}$ $U_{d1} = 2550 \frac{\text{W}}{\text{m}^2} \text{ °C}$ $U_{d2} = 1000 \text{ W/m}^2 \text{ °C}$ $\Delta t_1 = 25^\circ\text{C}$ $\Delta t_2 = 11^\circ\text{C}$	$Q_1 = S * \lambda_s$ $Q_2 = V_1 * \lambda_1$ $A_1 = \frac{Q_1}{U_1 * \Delta t_1}$ $A_2 = \frac{Q_2}{U_2 * \Delta t_2}$ $A_t = A_1 + A_2$ $e = \frac{V_t}{s}$ $\text{Co evaporación} = \frac{V_t}{A_t}$
Tanque de recepción de jugo de los filtros.	$V=73 \text{ m}^3$ $h/d=1.5 - 2.0$ Forma cilíndrica.	$V=Ab*h$ $h_{\text{cil}}=4*V_{\text{cil}}/\pi*d^2$
Tanque de recepción de miel final.	$V=50 \text{ m}^3$ $h/d=1.5 - 2.0$ Forma cilíndrica.	$V=Ab*h$ $h_{\text{cil}}=4*V_{\text{cil}}/\pi*d^2$

Anexo 13: Tipos de molinos.

Parámetros	Tipos de Molinos		
	De rotación de bolas	De martillos	Energía de fluidos
Relación de reducción	10 cm a 1 mm	10 cm a 10 μ m	1 mm a 1 μ m
Capacidad máxima, (kg/s)	0.1	2	1
Materiales específicos	Hueso, Granos y Cereales, Arcillas	Hueso, Carbón, Granos y Cereales, Coque	Arcillas
Compatibilidad con diferentes materiales (materiales suaves)	Limitado	Excelente	Limitado
Costo	Bajo costo	Costo moderado	Alto

Anexo 14: Tipos de reactores y tipos de fondos.

Tipos de reactores.

Parámetros	Tipos de Reactores	
	Continuos	Discontinuos
Flujos	Reactores con entrada y salida de flujo continuo	Reactores con entrada y salida de flujo discontinuo
Régimen de operación	Las propiedades no varían con el tiempo	Las propiedades varían con el tiempo
Costos	Alto	Bajo

Tabla 2.27. Tipos de fondo.

Parámetros	<i>Tipos de fondo</i>	
Especificaciones	Cilíndricos	Cónicos
Presión de trabajo	Pueden estar sometidos a elevadas presiones de trabajo	Pueden trabajar a presiones más bajas que los de fondo cilíndrico
Dimensiones	Grandes dimensiones	Dimensiones pequeñas
Económicas	Bajo costo	Altos costos

Anexo 15: Tipos de calderas.

Parámetros	Tipos de calderas	
	Tubos de humo	Tubos de agua
Relación máxima de vapor (kg/s)	25	150
Eficiencia del combustible	75-80	85-90
Fluido de servicio	vapor	vapor
Temperatura (°C)	210	400

Anexo 16: Medio de cultivo. Composición de la solución que entra al biorreactor

Medio de cultivo.

Componente	Concentración porcentual
xilosa	65-68%
glucosa	12-12.5%
KH ₂ PO ₄	0.12-0.15%
(NH ₄) ₂ HPO ₄	5-6.35%
MgSO ₄	1.32-1.56%

Composición de la solución que entra al biorreactor

Componente	Peso (kg)
xilosa	2316.65
glucosa	366.71
Agua	53555.3
H ⁺	0.04
HSO ₄ ⁻	0.16
SO ₄	2.05
Total	56240.91

Anexo 17: Formulas para el diseño de los equipos seleccionados para la planta de Xilitol.

Diseño del evaporador

Parámetro	Datos	Ecuación
Área	$\lambda_s = 1940,7 \text{ KJ/ kg}$	$A = \frac{W_s * \lambda_s}{U * (T_s - T_1)}$
	$T_s = 200 \text{ } ^\circ\text{C}$	
	$t_1 = 60 \text{ } ^\circ\text{C}$	
	$U = 4860 \text{ KJ/ m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$	
	$W_s = 14681,56 \text{ kg/h}$	

Diseño del condensador

Parámetro	Datos	Ecuación
Área	Fluido frio: $T_e = 5 \text{ } ^\circ\text{C}$	$A = \frac{Q}{\text{LMDT} * U}$
	$T_s = 6,35 \text{ } ^\circ\text{C}$	
	Fluido caliente: $T_e = 30 \text{ } ^\circ\text{C}$	
	$T_s = 20 \text{ } ^\circ\text{C}$	
	$Q = -773,88 \text{ KJ/min}$	
	$U = 76,66 \text{ KJ/ } ^\circ\text{C}$	
	$\text{LMDT} = 19 \text{ } ^\circ\text{C}$	

Diseño del Reactor de Hidrólisis

Parámetros	Datos	Ecuación
Volúmen	$V_{\text{alimentado}} = 52,1447 \text{ m}^3$	$V_{\text{alimentado}} = 80\% V_{\text{real}}$
Altura	$D = 2/3 H$	$V = \frac{\pi * D^2}{4} * H$
Diámetro		
Agitador del Reactor de hidrólisis		
Diámetro del impulsor	D	$D_i = \frac{D}{3}$

Ancho de las palas		$a = \frac{D}{5}$
Longitud de las palas		$L = \frac{Di}{4}$
Chaqueta del Reactor De hidrólisis		
	T = 200 °C	$\ln \frac{(T-t_1)}{T-t_2} = \frac{U \cdot A \cdot \theta}{M \cdot Cp}$
	t1 = 25 °C	
	t2 = 122 °C	
Área	U = 81 KJ/ mol °C	
	$\theta = 22.3$ min	
	M = 5457,75712 kg	
	Cp = 3,9717 KJ/ kg °C	

Diseño del Biorreactor

Parámetros	Datos	Ecuación
Volúmen	V alimentado = 18,80 m ³	V de sustrato = 80% V real
Altura	D = 2/3 H	$V = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot H$
Diámetro		
Agitador del Biorreactor		
Diámetro del impulsor	D = 2,66 m	$Di = \frac{D}{3}$
Ancho de las palas		$a = \frac{D}{5}$
Longitud de las palas		$L = \frac{Di}{4}$

Anexo 18: Costos Directos, Costos Indirectos y otros componentes.

Costos Directos.

Costos Directos	
Indicadores	Fórmula
Costo del Equipamiento(CE)	100%
Instalación	39%*CE
Instrumentación	13%*CE
Instalaciones eléctricas	10%*CE
Tuberías	31%*CE
Facilidades de servicio	55%*CE
CD	

Costos Indirectos.

Costos Indirectos	
Indicadores	Fórmula
Ingeniería y supervisión	32%*CE
CI	
CD+CI	

Otros Componentes.

Otros Componentes	Fórmula
Derecho de contrato	5%(CD+CI)
Contingencia	10%(CD+CI)

Anexo 19: Costos Totales de Producción.

Costos de fabricación.

Costos Directos	
Indicadores	Fórmula
Materia Prima	
Mano de obra(MO)	10%CTP
Supervisión	15%MO
Requerimientos	10%CTP
Mantenimiento y Reparación	2%CFI
Suministro	0.5%CFI
CD=1745393.33+0.215CTP=2517713.422	

Cargos Fijos.

Cargos Fijos	
Indicadores	Fórmula
Depreciación	CFI/VD
Impuestos	1%CFI
Seguros	0.4%CFI
Cargos Fijos	

Costos Indirectos referidos a los CTP.

Costos Indirectos	
Costos Indirectos	5%CTP
CI=0.05%CTP	

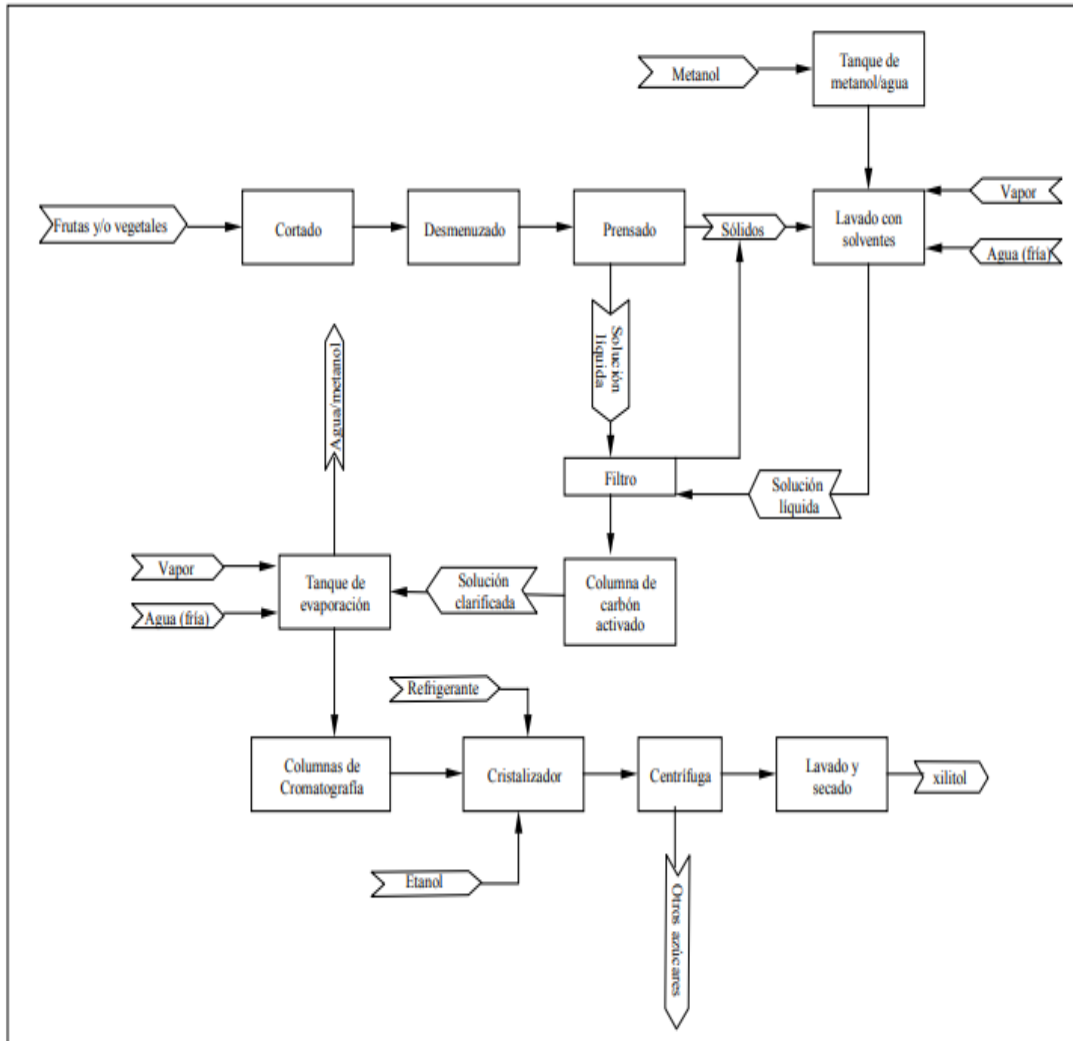
Gastos Generales.

Gastos Generales	
Indicadores	Fórmula
Administrativos	2%CTP
Distribución y Ventas	2%CTP
Investigación y Desarrollo	5%CTP
GG=0.09%CTP	

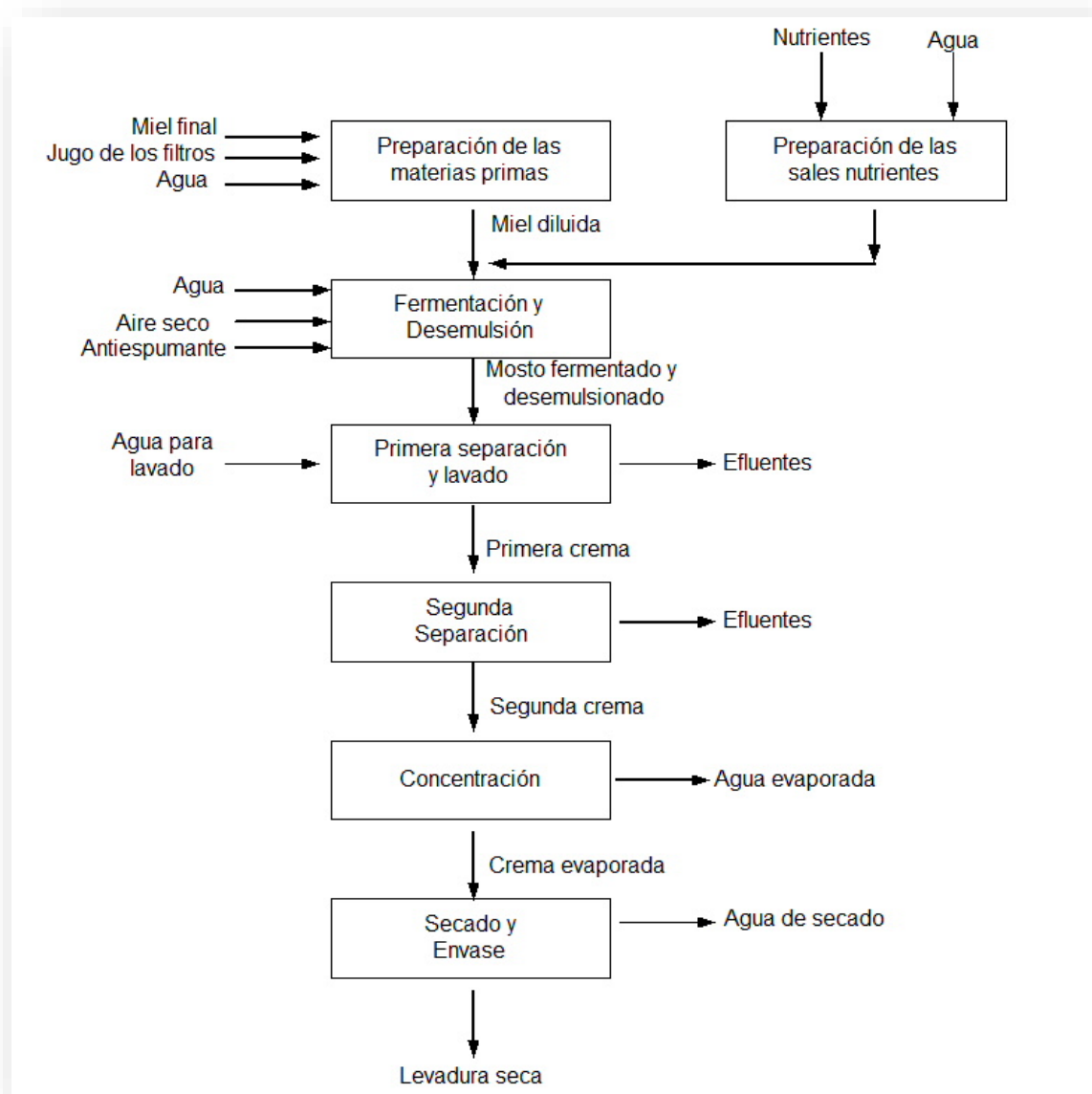
Donde:

Costo Total de Producción (CTP)

Anexo 20: Descripción de la producción de xilitol por extracción.



Anexo 21: Diagrama de bloques del proceso de obtención de levadura torula a partir de miel final y jugo de los filtros.



Anexo 22: Diagrama de flujo del proceso de levadura torula a partir de miel final y jugo de los filtros.

