

Universidad de Matanzas
Sede “Camilo Cienfuegos”
Facultad de Ciencias Técnicas
Departamento de Química e Ingeniería Química



Trabajo de diploma presentado como requisito parcial para optar por el título de Ingeniero Químico.

Título: Propuesta tecnológica preliminar para la obtención de un Sustrato Proteico (base levadura torula) a partir de tallos de yuca residuales.

Autor: Onel Iglesias Rodríguez

Tutores: MSc. Ena Hernández López
Ing. Juventino Herrera Pérez

Matanzas, 2016

Pensamiento

“Si yo he podido ver más lejos, es porque he estado parado sobre hombros de gigantes”.

Isacc Newton.

Nota de aceptación

Presidente del Tribunal

Firma

Miembro del Tribunal

Firma

Miembro del Tribunal

Firma

Dedicatoria

Este trabajo se lo dedico con mucho amor y afecto a quienes han estado a mi lado todo este tiempo, a mi familia y en especial a mi mamá y a mi tía Dayamí quienes me han brindado su apoyo incondicional y paciencia toda la vida.

Declaración de autoridad

Yo, Onel Iglesias Rodríguez, me declaro como único autor de este trabajo realizado en la Universidad de Matanzas “Camilo Cienfuegos”, como requisito parcial para optar por el título de Ingeniero Químico y autorizo que el mismo sea utilizado por la mencionada institución como material de consulta. Para que así conste, debajo firma

Onel Iglesias Rodríguez

Agradecimientos

- ❖ A mi mamá porque sin ella este sueño no se hubiese hecho realidad, por creer siempre en mí y por darme la fuerza que me ha impulsado para llegar a donde estoy.
- ❖ A mi tía Dayamí por estar todo el tiempo apoyándome el transcurso de mi vida.
- ❖ A la familia en general por ayudarme de una forma u otra para alcanzar el objetivo.
- ❖ A mis tutores Ena Hernández y Juventino Herrera por haberme brindado su ayuda incansable e incondicional a lo largo de este período. Muchas Gracias.
- ❖ A Leysis, por estar a mi lado todo el tiempo sacándome de apuros.
- ❖ A todos los profesores que han contribuido a mi formación durante estos cinco años.
- ❖ A mis amigos, por haber compartido muchas horas de estudio y diversión durante todos estos años.

Resumen

La investigación se realiza con el objetivo de proponer de forma preliminar la tecnología adecuada para la obtención de un Sustrato Proteico (base levadura torula) a partir de tallos de yuca residuales. Se utiliza el método de hidrólisis enzimática seguida de fermentación aeróbica. Se definen las etapas del proceso y se realizan los balances de masa y energía pertinentes, para cuantificar los portadores de materiales y energéticos necesarios para el diseño. Se construye el diagrama de flujo y se diseñan los equipos fundamentales correspondientes al proceso tecnológico propuesto. Se realiza una valoración económica de la propuesta, el costo de inversión asciende a \$ 1521000 y se recupera la inversión en 7 años y 10 meses.

Summary

Research is conducted with the aim of proposing preliminarily appropriate technology for obtaining a Protein Substrate (based torula yeast) stems from cassava waste. Enzymatic hydrolysis method followed by aerobic fermentation is used. The process steps are defined and mass balances and energy are made relevant to quantify the carriers of material and energy required for the design. The flow diagram is constructed and basic equipment for the technological process proposed are designed. An economic assessment of the proposal is made, the investment cost amounts to \$ 1521000 and investment is recovered in 7 years and 10 countries me.

Índice

Introducción.....	1
Capítulo I: Análisis Bibliográfico	4
1.1- Biomasa lignocelulósica	4
1.1.2- Composición de la biomasa lignocelulósica.....	5
1.1.3- Pretratamientos a la biomasa lignocelulósica.....	7
1.2- El tallo de yuca como materia prima para la producción de levadura Torula	10
1.3- Hidrólisis.....	11
1.3.1- Hidrólisis enzimática.....	12
1.4- La levadura.....	12
1.5-Fermentación.....	13
1.6 Diseño tecnológico del proceso.....	13
1.6.1- Síntesis del proceso.....	14
1.6.2- Desarrollo del diagrama de flujo.....	15
1.6.3- Optimización del proceso.....	15
1.7- Metodología para estimar los costos de inversión y de operación.....	15
1.7.1 -Estimación de la inversión	15
1.7.2- Estimación del costo de operación.....	18
1.8- Conclusiones parciales del capítulo.....	18
Capítulo II: Materiales y métodos	20
2.1-Eschema metodológico de la investigación.....	20
2.2-Definición y evaluación del problema primitivo.....	21
2.3-Desarrollo del caso base.....	22
2.4- Proceso tecnológico. Breve descripción.....	22
2.5- Balances de masa	23
2.5.1-Etapa de recepción y preparación de la materia prima.....	23
2.5.2-Etapa de hidrólisis.....	24
2.5.3-Etapa de fermentación.....	25
2.6- Balances de energía	26
2.6.1- Hidrolizador	26

2.6.2-Tanque de termólisis.....	27
2.6.3-Evaporador	27
2.7- Diseño de los equipos	30
2.7.1- Piscina	30
2.7.2-Hidrolizador	31
2.7.3-Fermentadores.....	34
2.7.4-Tanque de termólisis.....	35
2.7.5-Evaporador	35
2.8- Estimación del costo de inversión y de operación de la planta de levadura torula.....	36
2.8.1- Metodología para determinar el costo de inversión.....	36
2.8.2- Metodología para determinar el costo de operación.....	37
2.9- Evaluación de la eficiencia económica de la planta	40
2.9.1- Cálculo de los indicadores de la eficiencia económica de la producción.....	40
2.9.2- Cálculo de los indicadores de la facilidad económica de la inversión.....	40
Capítulo III: Análisis de resultados.....	43
3.1-Descripción preliminar del proceso tecnológico.....	43
3.2-Resultados de los balances de masa	45
3.3-Resultados de los balances de energía.....	46
3.3.1- Hidrolizador y termolisador.....	46
3.3.2-Evaporador	47
3.4-Resultados del diseño de los equipos.....	49
3.4.1-Piscina.....	49
3.4.2- Hidrolizador	50
3.4.3-Fermentadores.....	52
3.4.4-Tanque de termólisis.....	53
3.4.5-Evaporador	54
3.5- Resultados de la estimación del costo de inversión y de operación.....	55
3.5.1- Inversión.....	55
3.5.2- Resultados de los costos de operación	55
3.6- Resultado de la evaluación de la eficiencia económica de la planta	56
3.6.1- Indicadores de la eficiencia económica de la producción.....	56

3.6.2- Indicadores de la factibilidad económica de la inversión.....	58
3.7- Conclusiones parciales del capítulo.....	59
Conclusiones.....	60
Recomendaciones	61
Bibliografía.....	62
Anexos	67

Introducción

La producción de combustibles y comida animal de primera generación se ha basado en la utilización de cereales, caña de azúcar y remolacha como materias primas. Los azúcares presentes en estos productos son fácilmente accesibles y procesables mediante la adaptación de los procedimientos tradicionales de fermentación alcohólica. No obstante, el empleo de materias primas alimentarias ha sido duramente criticado desde puntos de vista éticos y económicos impulsando a investigar intensamente sobre materias primas alternativas.

En nuestro país se han realizado investigaciones sobre los materiales lignocelulósicos, mediante los cuales se obtiene biomasa lignocelulósica. En centros como la CUJAE, la Universidad Central de las Villas y la Universidad de Matanzas. En el Departamento de Química e Ingeniería Química de la Universidad de Matanzas se ha investigado sobre el bagazo de caña de azúcar, la cáscara de arroz, el marabú y los tallos de yuca. Gran parte de estos materiales fueron estudiados para obtener etanol.

Actualmente se investigan los tallos de yuca como fuente de materia prima para la obtención de etanol celulósico (Han, et al, 2011 y Liscano, 2014). Según Martín y Thomsen, (2007) para los tallos de yuca, no son alentadores los resultados en el pretratamiento mediante la oxidación húmeda. No se ha reportado en la literatura la utilización de explosión con vapor como método de pretratamiento, sin embargo si se reporta el uso de la hidrólisis alcalina (Nuwamanya *et al.*, 2012) y la prehidrólisis ácida (Martín *et al.*, 2007). No se ha reportado en la literatura la utilización de explosión con vapor como método de pretratamiento pero sin embargo si el uso de la alcalina (Nuwamanya *et al.*, 2012) y prehidrólisis ácida (Martín *et al.*, 2007).

En la literatura consultada se reporta la extracción de almidón de los tallos de yuca, se demostró que la misma varía con el tamaño de partícula ya que para $\geq 2\text{mm}$ de tamaño se obtuvo 5-6% de almidón y para $\leq 0.5\text{mm}$ se obtuvo 18% de

este.(Wambin *et al.*, 2013). Además, los tallos de yuca presentan entre 20 y 30% de almidón en materia seca (Rattanachomsri *et al.*, 2009), mientras que Wambin(2013) plantea oscila entre 22% y 39%, la cual es comparable con las materias primas utilizadas en procesos de producción de alimento animal.

A partir de estos elementos se valora el aprovechamiento de los tallos de yuca, dada su composición química, mediante la hidrólisis enzimática en la obtención de un sustrato, con características similares a los obtenidos en este proceso, que pueda ser fermentado para producir levadura *Torula*.

Se cuenta como antecedente de la presente investigación, con un trabajo experimental en el que se comparan diferentes procesos de sacarificación de los tallos de yuca mediante autohidrólisis, hidrólisis ácida, hidrólisis enzimática y se concluye que el mejor tratamiento para la sacarificación de los mismos es la hidrólisis enzimática (Orosco, 2015).

No se reporta en la bibliografía consultada, la utilización de este material lignocelulósico en la obtención de alimento animal. Es necesario lograr este alimento debido a la necesidad del país de reducir importaciones de northgold y soya, además resulta atractivo su aprovechamiento pues permite sustituir materias primas que representan fuentes de alimento humano.

Se plantea el problema científico: ¿Será viable técnico y económicamente el proceso de obtención de un Sustrato Proteico (base levadura *torula*) a partir de tallos de yuca residuales?

Para lograr resolver el problema se plantea la hipótesis: A través del diseño preliminar de la planta de obtención de un Sustrato Proteico (base levadura *torula*) a partir de tallos de yuca residuales, se podrá establecer la factibilidad técnico económica.

Objetivo general:

Proponer de forma preliminar la tecnología adecuada para la obtención de un Sustrato Proteico (base levadura *torula*) a partir de tallos de yuca residuales.

Objetivos específicos:

1-Definir las etapas del proceso tecnológico para la obtención de un Sustrato Proteico a partir de tallos de yuca residuales.

2-Realizar los balances de materiales y energía necesarios para el diseño.

3-Diseñar los equipos principales para la producción de un Sustrato Proteico a partir de tallos de yuca residuales.

4-Evaluar económicamente la propuesta tecnológica.

Capítulo I: Análisis Bibliográfico

1.1- Biomasa lignocelulósica

Estamos en una época crucial en el desarrollo futuro de la humanidad enmarcada en un contexto integral sobre protección ambiental. Este interés del ser humano se debe a varios factores, entre los que se destacan, las nuevas tendencias en sustentabilidad, a la nueva era de la nanotecnología y a las crisis petroleras de las últimas décadas. Estos factores han generado otra visión en las tendencias para el aprovechamiento de los recursos naturales. De estos recursos naturales, los materiales lignocelulósicos juegan un papel muy importante debido a la enorme disponibilidad de este subproducto y a las diferentes fuentes agroindustriales que lo generan. Además, debido al inminente agotamiento de los recursos petrolíferos en el mundo, es necesario encontrar tecnologías novedosas utilizando recursos renovables, por ejemplo, biomasa lignocelulósica. (Álvarez *et al.*, 2012).

Según Arévalo (2015) en la actualidad, el 90% del consumo de energía de la biomasa tiene lugar en los países en vías de desarrollo. En algunos de los países más pobres del mundo, la biomasa significa entre el 80% y el 90% del consumo energético. Para 2.000 millones de personas, la biomasa es la principal fuente de energía para usos domésticos.

Para Sánchez y Cardona (2007) los materiales lignocelulósicos se clasifican en seis grupos:

- Residuos agrícolas (materiales derivados del cultivo, pajas y tallos)
- Residuos agroindustriales (bagazo de caña, rastrojo de maíz y pulpa de aceituna)
- Maderas (duras como aserrín, virutas, ramas y las blandas como las coníferas)
- Biomasa herbácea (pastos, heno y alpiste)
- Desechos celulósicos (residuos del procesamiento del papel)
- Residuos sólidos urbanos (papel, cartón, cáscaras de frutas y verduras)

La biomasa se puede transformar en una amplia variedad de productos líquidos, sólidos o gaseosos importantes desde el punto de vista energético, industrial y agrícola. Los procesos de aprovechamiento y valorización se pueden dividir en

físico-químicos (alteración de las características físico-químicas del material), termoquímicos (descomposición térmica de la biomasa) y bioquímicos (debidos al empleo de microorganismos o enzimas que degradan la materia orgánica). (Abril y Navarro, 2012).

La biomasa lignocelulósica se ha vuelto un producto interesante para será provechada como materia prima en la fabricación de biocombustibles, especialmente el etanol (Liscano, 2014; Han *et al.*, 2011 y Nuwamanya *et al.*, 2012).

La celulosa, el componente principal de la biomasa, es un polisacárido de difícil degradación en condiciones de tratamiento moderadas. Las investigaciones más recientes en el campo de los biorecursos, se han enfocado hacia el desarrollo de ciertos pretratamientos de la biomasa o la celulosa bajo los cuales se logra que estos materiales sean de más fácil degradación a azúcares fermentables. (Martínez *et al.*, 2009).

Arévalo (2015) plantea las contradicciones del uso de la biomasa lignocelulosa:

- Hay un menor rendimiento energético de los combustibles derivados de la biomasa, en comparación con los combustibles fósiles, lo que repercute en mayores gastos.
- Debido a que es una fuente de energía joven, la tecnología y desarrollos frente a su aprovechamiento aun hacen que la generación mediante combustibles fósiles sea más económica, lo cual no permite, la gran mayoría de veces, garantizar actualmente una rentabilidad a nivel de instalación.
- Si se hace un análisis a nivel de densidad energética, se puede decir que la biomasa es una materia prima de baja densidad energética debido a que ocupa mucho volumen, lo cual genera problemas a nivel de transporte y almacenamiento.

1.1.2- Composición de la biomasa lignocelulósica

Según Abril y Navarro (2012) los materiales constituidos por biomasa lignocelulósica, están formados fundamentalmente por celulosa, hemicelulosas,

lignina, extractivos (mezcla de diferentes compuestos orgánicos) y algunos componentes inorgánicos, que se transforman en cenizas después de la combustión del material. La celulosa, hemicelulosas y lignina, constituyen en general más del 75% del material vegetal, y están constituidos por polímeros orgánicos de alto peso molecular.

Mientras que López (2013) plantea que los principales componentes de la biomasa lignocelulósica son la celulosa, las hemicelulosas y la lignina, los cuales representan alrededor del 90% de su masa seca.

Tabla 1.1: Estructura química de materiales de biomasa lignocelulósica seleccionados

Componente %	Coníferas (a)	Maderas duras (a)	Bagazo de caña (b)	Paja de trigo (c)	Paja de arroz (c)	Algodón (a)
Celulosa	40-45	40-50	43-47	38-42	34-36	95-99
Hemicelulosas	20-27	23-33	28-32	28-32	24-30	-
Lignina	25-30	18-23	20-22	19-23	22-23	-
Extractivos	4,0	1,5-2,0	2,5-3,0	3,0-5,0	2,0-3,0	1-5
Cenizas	2-4	1,5-3,5	1,5-2,5	4-6	17-19	-

Fuente: Abril y Navarro, 2012.

Prinsen (2010) describe los compuestos más importante de una fibra o material lignocelulósico:

- Celulosa: Consiste en cadenas lineales de celobiosa (D-glucopiranosil- β -1,4-D-glucopiranososa) de aproximadamente 10000 unidades glicosídicas en celulosa nativa de fibras madereras donde representan más de 50 % del peso. En la célula vegetal gran parte de la celulosa está presente como microfibras empaquetadas muy densamente. Contiene zonas amorfas y cristalinas.
- Hemicelulosas: son más difíciles de clasificar, es decir, son polisacáridos con grupos heterogéneos. Son insolubles en agua, pero en medio alcalino

se disuelven. Plantas herbáceas suelen contener más hemicelulosas y menos ramificados. Las pajas de cereales (trigo, arroz, centeno, cebada) suelen contener entre 30 y 40% de hemicelulosas con algunas excepciones. La función principal es su interacción con la celulosa y lignina para proporcionar rigidez a la pared celular.

- Lignina: Es el tercer biopolímero más abundante en la Tierra detrás de la celulosa y la hemicelulosa. Este polímero se encuentra principalmente en la lámina media de la pared celular y en las capas de la pared celular. Con las hemicelulosas forman una matriz alrededor de las microfibras de celulosa. Es un polímero condensado de alto peso molecular y estructura amorfa. Está constituida por unidades fenilpropano. (Abril y Navarro, 2012).

Martínez *et al.*, (2009) afirma que las hemicelulosas son carbohidratos que forman una estructura polimérica compleja, ramificada que consiste en la unión de diferentes unidades de azúcares: pentosas, hexosas y ácidos de estos azúcares. Suele ser un polímero de menor masa molar que la celulosa y más fácilmente hidrolizable debido a su estructura predominantemente amorfa. Las hemicelulosas, al igual que la celulosa, se han perfilado como fuente de azúcares. La lignina, es el segundo componente en abundancia, es un polímero ramificado, amorfo y heterogéneo constituido por unidades de fenilpropano (p-coumaril, coniferil y alcohol sinapílico) unidos por diferentes clases de enlaces, su función en el ámbito estructural, es el de mantener unidos la celulosa y las hemicelulosas.

Los autores no siempre clasifican las hemicelulosas de la misma forma. Se pueden clasificar según la cadena principal en xilanos (Xyl), xiloglucanos (XyG), mananos y glucomananos. (Scheller, 2010).

1.1.3- Pretratamientos a la biomasa lignocelulósica

Se le denomina pretratamiento de la biomasa lignocelulósica al conjunto de acciones para mejorar el rendimiento en la obtención de azúcares fermentables

desde la biomasa inicial. Cualquier mejora que se haga en los procesos mostrados debe reflejarse en un mayor rendimiento y economía. (Martínez *et al.*, 2009).

Su aprovechamiento se puede hacer de forma directa, cuando se hace uso de la materia orgánica en su forma natural, utilizada como fuente de energía, como por ejemplo, la madera en forma de leña. Por otra parte un aprovechamiento indirecto se daría cuando el material orgánico a utilizar proviene ya de algún proceso anterior en el cual es considerado un residuo, sea sólido o líquido. (Arévalo, 2015). El pretratamiento se divide en procesos mecánicos (reducción de tamaño de fibras y partículas) y en procesos bioquímicos. La reducción del tamaño de las fibras es un proceso esencial para reducir los gastos energéticos y aumentar la accesibilidad de reactivos y enzimas. El objetivo principal de pretratamientos es aumentar la porosidad de las partículas de biomasa y facilitar la accesibilidad de enzimas hidrolíticas a la celulosa tras desacoplamiento de lignina y hemicelulosa de las microfibras de celulosa. (Prinsen, 2010).

Según Moreno (2013) los métodos de pretratamiento más utilizados pueden clasificarse en físicos, químicos, físico-químicos o biológicos:

- Los pretratamientos físicos, como la molienda, se basan principalmente en el uso de fuerzas de impacto o cizalla. Estos procesos se encargan de reducir el tamaño de partícula y desestructurar las fibras, aumentando el área superficial accesible.
- Los pretratamientos químicos, el uso de compuestos ácidos (diluidos o concentrados), bases, solventes orgánicos, compuestos oxidantes o líquidos iónicos, provoca una modificación en la composición y estructura de los materiales, aumentando su digestibilidad.
- En relación a los procesos físico-químicos, el efecto ocasionado por la combinación de la acción física (cambio de temperaturas, presiones, etc.) y química (empleo de ácidos, solventes, etc.), permite la modificación estructural de la biomasa lignocelulósica, facilitando la extracción de sus

componentes. Los sistemas físico-químicos más empleados son la explosión por vapor (EV) (con o sin catalizador), el pretratamiento con agua caliente en fase líquida, la explosión por vapor con amoníaco (AFEX) y la oxidación húmeda.

- Los procesos biológicos implican el uso de microorganismos ligninolíticos o sus enzimas.

Los métodos físicos son costosos y poco efectivos. Los métodos biológicos son muy lentos, mientras que los métodos químicos y físico-químicos son menos costosos y más efectivos. Los pretratamientos químicos emplean diferentes tipos de reactivos como ácidos, álcalis, agentes oxidantes y solventes orgánicos. Entre los pretratamientos físico – químicos resultan de mucho interés aquellos que combinan un tratamiento químico con una descompresión explosiva. (López, 2013)

El tipo y las condiciones de pretratamiento dependen principalmente del tipo del material lignocelulósico. Para ello se debe identificar y cuantificar los constituyentes de la pared celular. (Martínez *et al.*, 2009).

Actualmente se investigan los tallos de yuca como fuente de materia prima para la obtención de etanol celulósico (Han *et al.*, 2011 y Liscano, 2014). Se reporta la extracción de almidón de los tallos de yuca, usando el método de amiloglucosidase con α -amilasa, se demostró que la extracción de almidón varía con el tamaño de partícula ya que para $\geq 2\text{mm}$ de tamaño se obtuvo 5-6% de almidón y para $\leq 0.5\text{mm}$ se obtuvo 18% de este. (Wambin *et al.*, 2013).

Según Martín y Thomsen (2007) para los tallos de yuca la oxidación húmeda trae malos resultados. No se ha reportado en la literatura la utilización de explosión con vapor como método de pretratamiento pero sin embargo si el uso de la alcalina (Nuwamanya *et al.*, 2012) y prehidrólisis ácida (Martín *et al.*, 2007).

1.2- El tallo de yuca como materia prima para la producción de levadura Torula

En Cuba, la yuca se ha cultivado desde antes de la conquista española y tiene una tradición de consumo que permite entender la existencia aquí de una de las colecciones de germoplasma más importantes de este cultivo en América. (Milián *et al.*, 2000).

Es un cultivo versátil para economías modernas y atractivo para productores con escasos recursos, del que millones de personas en todo el mundo dependen para subsistir (Lebot, 2009). Además del valor económico, la yuca ofrece ventajas como su tolerancia a la sequía, capacidad de producir en suelos degradados y ácidos, resistencia a plagas y enfermedades, y flexibilidad en el momento de plantar y cosechar (Beovides *et al.*, 2004).

La caracterización química de los tallos de yuca, reveló que estos están constituidos en un 46% por carbohidratos, de los cuales los más importantes son los glucanos (33%) y xilanos (12%). Estos presentan entre 20 y 30% de almidón en materia seca. A partir de estos elementos se valora el aprovechamiento de los tallos de yuca dada su composición química mediante la hidrólisis enzimática en la obtención de un sustrato que pueda ser fermentado para producir levadura *Torula*. (Orosco, 2015). Según Wambin *et al.*, (2013) para una altura de 70-100cm de los tallos de yuca existe un mayor contenido de almidón (30%).

Varios autores plantean criterios sobre la composición de los tallos de yuca, referido a la biomasa lignocelulosa (expresada en porciento), proporcionado los siguientes resultados:

- Según Han *et al.*, (2011): celulosas 35,3, hemicelulosas 24,3, lignina 33,8 y cenizas 2,2.
- Según Martín y Thomsen, (2007): celulosas 31, hemicelulosas 12,3, lignina 24 y cenizas 8.
- Según Sovorawet y Kongkiattikajorn, (2007): celulosas 21,4, hemicelulosas 11.6, lignina 22,6 y no plantea valor sobre ceniza.

- Orosco, (2015): celulosas 33,06, hemicelulosas 35,49, lignina 22,76 y cenizas 2.4.

A partir del análisis documental pudo constatar que existen siembras de yuca en todos los municipios de la provincia de Matanzas, las variedades más representativas son: C-6329, CMC-40, C-74-725 y "Señorita". El total sembrado en la provincia es de 1568 ha, con un rendimiento de 35 t/ha y 170 kg tallos/t de yuca representando 7464 t/ anuales de residuos de tallos de yuca. (Orosco, 2015).

Se consultó el informe de un trabajo presentado a Fórum de Ciencia y Técnica (Herrera y Pons, 2014), en el cual se sustenta la tecnología para obtener concentrados proteicos a partir de maíz entre otros para la obtención de levadura *Torula*, obteniéndose buenos resultados en las diferentes pruebas ensayadas. En este proceso se considera como etapas fundamentales: recepción y tratamiento de la materia prima, hidrólisis de almidones, fermentación, y molienda – envase.

Orosco (2015), concluyó que el proceso de obtención de levadura *Torula* a partir de tallos de yuca residuales, teniendo en cuenta el estudio realizado conlleva a considerar en su implementación como principales etapas: lavado de los tallos; secado natural; molienda; tamizado; hidrólisis enzimática y fermentación aeróbica.

1.3- Hidrólisis

La hidrólisis de los polisacáridos contenidos en los materiales lignocelulósicos es la base para la obtención de etanol, ácido láctico, xilitol, furfural, levadura forrajera, etc. La misma no es más que la ruptura de los enlaces glicosídicos con formación de los monosacáridos componentes, catalizada por ácidos o por enzimas. La teoría de la hidrólisis de los materiales lignocelulósicos se basa en la cinética química de las transformaciones de los polisacáridos catalizadas por ácidos. La cinética química incluye el mecanismo de reacción, así como las particularidades del transcurso de las mismas. (Orosco, 2015).

1.3.1- Hidrólisis enzimática

La hidrólisis enzimática presenta ventajas frente a la hidrólisis química, entre las cuales pueden mencionarse que no genera gran corrosión, bajo consumo de enzima y baja toxicidad de los hidrolizados. También son menores los costos de equipamiento (debido a que se realiza a presión atmosférica y a temperatura próxima a la ambiental), los rendimientos son mayores, no necesita utilizar agentes químicos, no produce compuestos inhibidores de la fermentación y se pueden obtener rendimientos cercanos al 100%. Por otro lado, la hidrólisis enzimática presenta ciertos inconvenientes; en particular, el mayor tiempo de reacción. Ya que, se necesitan varios días mientras que en la hidrólisis con ácido diluido unos pocos minutos son suficientes. (Dagnino *et al.*, 2010)

López (2013) argumenta que la hidrólisis enzimática también resulta mucho más atractiva que la ácida debido a su selectividad y mayor rendimiento, menor consumo de energía y no formación de inhibidores de la fermentación. Sus principales limitaciones son el alto costo de las enzimas, el requerimiento de grandes reactores debido a la lentitud de la reacción y la inhibición de la reacción por los azúcares liberados.

Según Orosco (2015) el resultado más favorable para la obtención de levadura *Torula*, a partir de tallos de yuca residuales, se logra mediante la hidrólisis enzimática seguida de fermentación.

1.4- La levadura

Las levaduras se consideran importantes fuentes de proteína, vitaminas, minerales y factores no identificados que favorecen el crecimiento. Entre las que se utilizan para la alimentación animal, se encuentra la *Cándida Utilis*, que se obtiene a partir de la fermentación aeróbica. (Rodríguez *et al.*, 2011). Según Sandrasegarampillai y Arasaratnam, (2011) este género ha sido empleado principalmente con propósitos forrajeros.

De los microorganismos que se pueden utilizar, se ha mostrado favorecido el uso de la especie *Cándida Utilis*, no solamente por su capacidad en asimilar hexosas y

pentosas, sino también otros compuestos orgánicos no azúcares, tales como ácidos, alcoholes y aldehídos. (Otero y Almazán, 2012).

Entre las ventajas de las levaduras se encuentran las siguientes (Otero y Almazán, 2012):

- Larga historia en el consumo por humanos y animales.
- Mercado tradicional.
- Posibilidad de usar sustratos de bajo costo.
- Contenido de proteínas y perfil de aminoácidos favorable, lo que infiere un alto valor nutricional.

1.5-Fermentación

Los procesos de fermentación se conocen desde hace miles de años (producción de vino o cerveza) y los microorganismos más empleados en la industria fermentativa son las levaduras *S. cerevisiae* y *S. stipitis* y las bacterias *Escherichiacoli* y *Z. mobilis*. (Moreno, 2013).

Según Lam *et al.*, (2010) la fermentación es un proceso biológico que mediante una fuente de carbono como lo es la glucosa por vía aeróbica es convertida a levadura forrajera. Para el caso de los materiales lignocelulósicos la conversión no es sencilla a menos que al material se le haya hecho un pretratamiento e hidrólisis.

1.6 Diseño tecnológico del proceso

El acierto de un nuevo proceso en el ámbito industrial debe cumplir criterios de viabilidad técnica y viabilidad económica. El desarrollo de nuevas tecnologías es un camino que requiere de varias etapas: estudios de mercados, investigación básica, investigación aplicada, estudios económicos de rentabilidad, comercialización, arranque y operación de la planta. (Jiménez, 2003).

Existen tres etapas fundamentales en ingeniería de procesos:

1. Síntesis
2. Análisis

3. Optimización

- La etapa de síntesis (o diseño) de un proceso implica el definir las entradas y salidas del sistema, en este caso las características de materias primas y productos deseados, y estipular la estructura del proceso que se requiere para llevar a cabo la transformación deseada de los reactivos a productos.
- La etapa de análisis (o simulación) de un proceso consiste en definir las entradas o materias primas y el diagrama de flujo del proceso para indagar las salidas que se pueden obtener. Debe ser claro que cada solución al problema original de la síntesis de un proceso implica un nuevo problema de análisis del proceso; una vez que se define el diagrama de flujo del problema original, se plantea el análisis o simulación de este proceso para establecer las salidas que se obtienen y compararlas con las que se habían estipulado originalmente.
- En la optimización de un proceso, una vez que se agotan los grados de libertad en forma de variables de diseño, se plantea una función objetivo que trata de minimizar algún tipo de entradas o costos del proceso, o bien de maximizar algún tipo de salidas o beneficios del proceso, para en función de este objetivo obtener las mejores variables de diseño. (Jiménez, 2003).

1.6.1- Síntesis del proceso

La síntesis de un proceso químico es un proceso holístico que requiere utilizar estrategias creativas, decisiones asertivas y resolución de problemas a través de métodos algorítmicos y heurísticos. Esto significa que no existe una única forma ni un único camino para diseñar la síntesis de un proceso químico, y no hay garantía que el resultado de esta creación sea el mejor. Para esto se requiere del uso de la imaginación, la libertad de errar, y por lo tanto, de innovar y cambiar lo que sea necesario para alcanzar las metas propuestas. Todos estos elementos deben apoyarse en una sólida formación en termodinámica, cinética química, fenómenos de transporte de masa y energía y, la economía del proceso. (Márquez, 2003).

La etapa de síntesis de procesos implica la creación de alternativas para el desarrollo de diagramas de flujo que lleven a cabo una transformación deseada entre ciertas materias primas y productos químicos especificados. Estas alternativas deben irse comparando y evaluando en cada nivel de desarrollo bajo criterios económicos, además de otros aspectos que sean de relevancia tales como los ecológicos. (Jiménez, 2003).

1.6.2- Desarrollo del diagrama de flujo

Jiménez (2003) plantea que a transformación de materias primas disponibles en productos deseados comienza a conceptualizarse mediante el desarrollo de un diagrama de flujo del proceso que se está diseñando. Para llevar a cabo esta transformación, podemos dividir la estrategia global en las siguientes etapas:

- 1) Definir las reacciones involucradas.
- 2) Establecer la distribución de especies.
- 3) Diseñar los sistemas de separación.
- 4) Diseñar sistemas con integración de energía.
- 5) Incorporar criterios de seguridad de procesos.
- 6) Analizar los aspectos ecológicos pertinentes.

1.6.3- Optimización del proceso

El aspecto económico del sistema se mejora al aprovechar la energía de las corrientes disponibles en el proceso, con el objeto de reducir el consumo de energéticos en forma de servicios (vapor y agua de enfriamiento). (Jiménez, 2003).

1.7- Metodología para estimar los costos de inversión y de operación

1.7.1 -Estimación de la inversión

Para Ulrich (1985) después que se ha preparado un diagrama de flujo y un paquete técnico preliminar, el siguiente paso lógico y cronológico es determinar el precio de la planta química.

A partir de un catálogo de precios de equipos básicos se determina el costo de compra para cada equipo principal que aparezca en un proceso. No sólo debe transportarse este equipo al lugar indicado y cimentarse sino también como lo revela una visita a una planta en operación debe cubrirse con tuberías, acero estructural, aislamiento, instrumentos y otros avíos. Así, el costo que incluya la instalación por lo general es varias veces mayor que el precio de compra.

Un método según Ulrich (1985) para calcular el costo total de planta es añadir los precios de compra de todo el equipo en el diagrama de flujo y multiplicar la suma por un factor generalmente entre 3 y 5 para obtener un costo general de la planta. Este número generalmente conocido como factor de Lang, depende principalmente de la naturaleza del proceso.

Tomando en cuenta la variabilidad del factor de Lang, Peters y Timmerhaus (1991) sugieren factores de 4.1 para una planta que en su proceso maneje flujo de sólidos y líquidos como es el caso de esta.

Turton (1998) utiliza para estimar el valor de una inversión el método del costo del módulo simple el cual se basa en calcular el costo del módulo simple del equipamiento mediante:

$$C_{BM} = C_p \cdot F_{BM} \quad (1.1)$$

Donde:

- CBM: Módulo simple del equipamiento: Costos directos e indirectos para cada unidad.
- FBM: Factor de costo del módulo simple. Considera los costos directos e indirectos más los materiales de construcción y las presiones de operación.
- Cp: Costo de adquisición del equipo para las condiciones básicas: Hecho del material más común, generalmente acero al carbono y presión de operación cercana a la atmosférica.

El factor de costo del módulo (FBM) se obtiene a partir de:

- FM: Factor de materiales que considera el material de construcción.
- FP: Factor de presión que considera las altas presiones de operación.

Finalmente con FM y FP se determina el valor de FBM en el gráfico correspondiente.

El próximo paso es determinar el costo total del módulo (CTM) que incluye los costos de contingencia y servicios

a) Contingencia: Un factor para cubrir circunstancias imprevistas como pérdidas de tiempo por tormentas o accidentes, pequeños cambios en el diseño, incrementos de precios imprevistos, etc. Se estima en un 15 % del costo del módulo simple.

b) Servicios del contratista: Varía según el tipo de planta y otros factores. Se estima en un 3% del costo del módulo simple.

$$CTM = 1.18 \cdot \sum CBM_i \quad (1.2)$$

Por último se determina el costo del campo de hierbas (CGR) que incluye los costos de facilidades auxiliares:

a) Desarrollo del lugar: Costo del terreno, excavaciones, instalaciones eléctricas, agua, drenaje, vías internas, aceras y parqueos.

b) Construcciones auxiliares: Oficinas de administración, taller de mantenimiento, salas de control, cafeterías, taquillas, consultorio médico, etc.

c) Exteriores y utilidades: Almacenes de materias primas y productos finales, facilidades de carga y descarga de materias primas y productos finales. Todo el equipo necesario para suministrar las utilidades necesarias al proceso (agua de enfriamiento, generación de vapor, combustible, etc.) facilidades de control ambiental (tratamiento de aguas residuales, incineradores, chimeneas, etc.) y sistemas de protección contra incendio.

El costo de facilidades auxiliares se estima en un 35 % del costo del módulo simple.

$$CGR = CTM + 0.35 \cdot \sum CBMi \quad (1.3)$$

Se aplica cuando se comienza la construcción en un lugar sin desarrollar, es decir en un “campo de hierbas”.

1.7.2- Estimación del costo de operación

Según Turton (1998) el costo de operación (COM) puede ser estimado cuando los costos siguientes son conocidos o han sido estimados:

1. Capital Fijo Invertido (FCI)
2. Costo de Mano de Obra (C_{OL})
3. Costo de Utilidades (C_{UT})
4. Costo de Materia Prima (C_{RM})

El costo de operación se determina como:

$$COM = DMC + FMC + GE \quad (1.4)$$

Donde,

1-DMC: costos directos de operación.

2-FMC: costos fijos de operación.

3-GE: gastos generales de operación.

Los costos anteriores se determinan a partir de factores propuestos por Turton (1998).

1.8- Conclusiones parciales del capítulo

1. La disponibilidad de tallos de yuca residuales, la presencia de almidón en los mismos y su composición de carbohidratos estructurales incitan su aprovechamiento.
2. La tendencia actual del aprovechamiento de los tallos de yuca es la producción de etanol celulósico, sin embargo mediante la hidrólisis enzimática y fermentación aeróbica se obtienen resultados alentadores para la producción de levadura Torula.

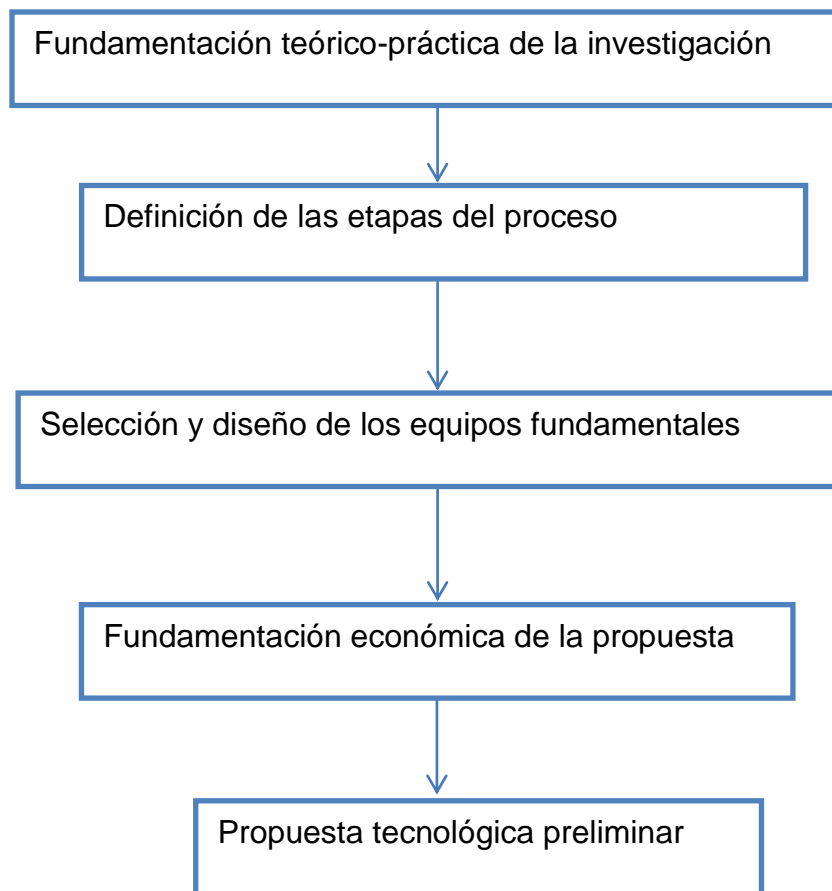
3. En el proceso de obtención de levadura *Torula* a partir de tallos residuales se consideran como etapas fundamentales: recepción y tratamiento de la materia prima, hidrólisis enzimática, fermentación aerobia y molida – envase.
4. La estimación los costos de inversión y operación del proceso de producción de levadura *Torula* a partir de tallos residuales se realizará según la metodología de Turton.

Capítulo II: Materiales y métodos

En el presente capítulo se describen las etapas de la investigación, se detalla cada una y se precisa la metodología seguida en el estudio del proceso para la producción de concentrado proteico a partir de tallos de yuca residuales, en él se definirán las etapas del proceso y los equipos fundamentales.

2.1-Esquema metodológico de la investigación

La investigación se desarrollará siguiendo el siguiente esquema:



Etapa I: Fundamentación teórico práctica de la investigación.

En la presente etapa se realiza la verificación de la disponibilidad de la materia prima a través del análisis documental, se estudia el proceso de obtención de

levadura torula a partir de otras materias primas y se identifican las variables operacionales del mismo.

Etapa II: Definición de las etapas del proceso.

Se valoran las operaciones fundamentales involucradas para preparar la materia prima. Se definen las etapas del proceso y los parámetros de control del mismo.

Etapa III: Selección y diseño de los equipos fundamentales.

Se definen los equipos y se realizan los balances de masa y energía necesarios para diseñar los mismos. Se realizan los cálculos ingenieriles pertinentes para el diseño.

Etapa IV: Fundamentación económica de la propuesta

Se estima el costo de inversión y de operación de la planta considerando los equipos diseñados. Se evalúa la eficiencia económica y se calculan los indicadores de factibilidad de la misma.

2.2-Definición y evaluación del problema primitivo

Para la síntesis y diseño de un nuevo proceso químico se parte de un problema primitivo que plantee el objetivo principal del proyecto, para este trabajo:

Se necesita una propuesta tecnológica preliminar que pueda producir 1000 kg/día de Sustrato Proteico (base levadura Torula) a partir de tallos de yuca residuales de la cosecha de los municipios Cárdena, Perico, Colón, Martí y Jovellanos.

Para resolver el problema se descarta la importación del producto, y también se pretende, con el nuevo diseño, eliminar las importaciones de soya y northgold. También se valora la posibilidad de la ampliación de una planta existente, como la que se encuentra en la UEB " España Republicana " que se pudiera ejecutar ya que la materia prima se encuentra en los municipios aledaños, pero los equipos están demasiado deteriorados, y los costos de reparación constantes elevarían los gastos. Por esas razones se valora una nueva propuesta tecnológica, la cual

por lo antes mencionado, es la manera más factible de resolver el problema. Esta alternativa requiere de una inversión para el montaje y la compra de los equipos, así como los costos de producción asociados al proceso.

Una vez elegida esta alternativa es necesario confeccionar una posible descripción del proceso y seleccionar la tecnología para poder diseñar la misma.

2.3-Desarrollo del caso base

Para el desarrollo del caso base se cuenta con un trabajo experimental precedente que avala la investigación de obtención de levadura torula a partir de tallos de yuca residuales a nivel de laboratorio (Orosco, 2015) y las experiencias desarrolladas con similar propósito a escala de planta piloto a partir de materias primas convencionales (maíz, yuca, boniato y combinaciones de las mismas) así como con afrecho de trigo por Herrera y Pons (2014).

Se cuenta con la información estadística, como la que se muestra en el anexo 1, lo que se confirma la siembra de yuca en todos los municipios de la provincia, por lo que se asegura la disponibilidad de la materia prima.

2.4- Proceso tecnológico. Breve descripción

En este epígrafe se precisa una síntesis de lo que consiste cada etapa del proceso.

Etapa de preparación de la materia prima.

En esta etapa se realizan operaciones que facilitan el desarrollo de las etapas posteriores. La materia prima requiere ser lavada para eliminar la suciedad porque esta interfiere negativamente en el proceso. Los tallos posteriormente pasarían a la eliminación de parte de la humedad presente en los mismos, con el objetivo de efectuar una molienda que propicie la disminución del diámetro de partícula. Se requiere un tamaño de partícula menor igual a 0,5, para lograr un buen rendimiento en la etapa de hidrólisis enzimática (Wambin, 2013).

Etapa de hidrólisis enzimática.

El objetivo de esta etapa es transformar el almidón presente en los tallos tratados en glucosa, se requiere la adición de agua, cloruro de sodio (NaCl), las enzimas α -amilasa y amiloglucosidasa. Se adiciona vapor directo para aumentar la temperatura y se necesita controlar la temperatura pues esta variable debe permanecer a la condición óptima para las enzimas.

Etapa de fermentación.

El objetivo de la etapa es que el microorganismo (*Cándida Útilis*) se reproduzca y crezca de forma aeróbica, con el correspondiente incremento de la biomasa. Se le adiciona el inóculo y los nutrientes. Se controla el pH.

Etapa de termólisis y concentración.

El objetivo fundamental de etapa es finalizar el crecimiento del microorganismo. Después se concentra la biomasa hasta eliminar el agua necesaria para obtener un producto con 80% de sólidos en la suspensión.

2.5- Balances de masa

Para definir las dimensiones de los equipos fundamentales se requiere realizar balances de masa, se realizan a partir de la ley de conservación de la masa.

2.5.1-Etapa de recepción y preparación de la materia prima

Finalizada la etapa de tratamiento, después de la trituración del material, los balances se realizan en función de la materia seca, según Orosco (2015) en su investigación se demuestra que los tallos de yuca presentan, después de la molido un 72% de materia seca, entonces:

$$MS = X_{MS} \cdot F_{tallos} \quad (2.1)$$

donde:

MS-masa seca de los tallos de yuca (kg/h)

F_{tallos} -flujo de tallos de yuca (kg/h)

X_{MS} – composición de materia seca.

2.5.2-Etapa de hidrólisis

Se hace necesario conocer el volumen que ocupa toda la mezcla a hidrolizar, por lo que es importante, la relación másica líquido–sólido (L/S) mínima con que ocurre la hidrolisis enzimática mediante la α -amilasa y amiloglucosidasa. Para esta materia prima, se fija esta relación L/S=7.

Entonces:

$$F_{agua} = 7 \cdot F_{tallos} \quad (2.2)$$

donde:

F_{agua} -flujo de agua cruda para hidrolizar (kg/día).

La literatura plantea que en los tallos de yuca existe un contenido de almidón en la materia seca (MS), que oscila entre 22% y 39% másico según Wambin, (2013). Si se toma un valor medio de 30%, la masa de almidón puede determinarse por la ecuación siguiente:

$$m_{almidón} = MS \cdot 0,3 \quad (2.3)$$

donde:

$m_{almidón}$ - masa de almidón (kg/h)

A partir de considerar que la transformación de almidón a glucosa es de 1,11 según Herrera y Pons (2014), la masa de glucosa se calcula por la expresión siguiente:

$$m_{glucosa} = m_{almidón} \cdot 1,11 \quad (2.4)$$

donde:

$m_{glucosa}$ -masa de glucosa (kg/h)

Cálculo de la dosificación de enzimas.

En esta etapa se agregan las enzimas α -amilasa y la amiloglucosidasa, para que ocurra la hidrólisis. Se añaden en ese orden, pero la cantidad se rige según los kg de almidón a hidrolizar, siguiendo la relación:

0.8 mg de enzima/kg almidón a hidrolizar.

Entonces:

$$m_{enz} = 0,8 \text{ mg} \cdot m_{almidón} \quad (2.5)$$

donde:

m_{enz} - masa de enzima a agregar al hidrolizador (kg/h).

2.5.3-Etapa de fermentación

Según Herrera y Pons (2014), la transformación de glucosa a biomasa es un 50%, entonces suponiendo que toda la glucosa se transforma a biomasa, esta se calcula por la ecuación siguiente:

$$m_{bio} = m_{glucosa} \cdot 0,5 \quad (2.6)$$

donde:

m_{bio} =flujo de biomasa transformada (kg/h).

Cálculo de la dosificación de nutrientes.

Los cálculos de las cantidades de sales, se realizan según la biomasa teórica obtenida (Herrera y Pons, 2014). Las proporciones que se emplean se plantean a continuación:

- Nitrógeno(N): 8% por kg de biomasa
- Pentóxido de difósforo(P_2O_5): 3% por kg de biomasa

Las sustancias que se agregan a los fermentadores para obtener el nutriente necesario son el fosfato biamonio con un 46% de P_2O_5 y 18% de N y el sulfato de amonio con 21% de nitrógeno.

Las dosis de sales a añadir, para crear el medio de cultivo ideal, para el crecimiento de la cándida, se determinan por las siguientes ecuaciones:

$$Fosfatodebiamonio = \frac{0,03 \cdot \text{kgdelevadurapotencial}}{\frac{0,46 \text{ kgdepentoxidodedifosforo}}{\text{kgdefosfatodebiamonio}}} \quad (2.7)$$

$$\text{Sulfatodeamonio} = \frac{0,08 \cdot \text{kgdelevadurapotencial}}{\frac{0,21 \text{kgdenitrogeno}}{\text{kgdesulfatodeamonio}}} \quad (2.8)$$

2.6- Balances de energía

2.6.1- Hidrolizador

Como el contacto de la suspensión con el vapor en el hidrolizador es directo, se puede calcular el flujo de vapor necesario para lograr la temperatura óptima mediante la ecuación siguiente:

$$m_s \cdot cp_s \cdot T_s + m_v \cdot h_v = m_s \cdot cp_s \cdot T_F + m_v \cdot h_L \quad (2.9)$$

El flujo de la suspensión se calcula por la siguiente expresión:

$$m_s = F_{\text{tallos}} + F_{\text{agua}} \quad (2.10)$$

donde:

m_s - flujo de la suspensión (kg/h).

cp_s - capacidad calórica de la suspensión (kJ/kg °C).

T_s -temperatura de la suspensión (°C).

m_v - flujo de vapor (kg/h).

h_v - entalpía del vapor (kJ/kg).

h_L - entalpía del líquido (kJ/kg).

m_f - flujo a la salida del equipo (kg/h).

T_F - temperatura final (°C).

La capacidad calórica de la suspensión se calcula por la siguiente ecuación:

$$cp_i = 4,18 \cdot (1 - X_i) \quad (2.11)$$

donde:

Cp_i -capacidad calórica de cualquier suspensión (kJ/kg °C).

X_i - fracción de sólidos en la suspensión.

La fracción de sólidos en la suspensión se calcula por la siguiente expresión:

$$X_s = \frac{MS}{F_{\text{tallos}} + F_{\text{agua}}} \quad (2.12)$$

Los valores de entalpía se extraen del libro de Keenan *et al.*, (1988), de las tablas 1 y 2. En el caso de usar la tabla 1 se necesita la temperatura de la suspensión y la tabla 2 la presión del vapor.

2.6.2-Tanque de termólisis

El balance de energía se realiza de igual forma que en los hidrolizadores, usando la misma expresión. Pero se necesita recalcular el flujo de la suspensión, la capacidad calórica de esta y como varía la temperatura final, es necesario usar la tabla 1 de Keenan *et al.*, (1988), para hallar la nueva entalpía del líquido.

Cálculo del flujo de la suspensión.

$$W_F = F_{agua} + MS_{in} + [F_{tallos} - MS] + F_{bio} + F_{vh} \quad (2.13)$$

donde:

W_F -flujo de la suspensión (kg/h).

MS_{in} - flujo de materia seca inerte (kg/h)

F_{vh} - flujo de vapor al hidrolizador (kg/h).

Cálculo del porcentaje de sólidos en la suspensión.

$$X_F = \frac{F_{bio} + MS_{in}}{W_F} \cdot 100 \quad (2.14)$$

donde:

X_F =porcentaje de sólidos en el alimento.

2.6.3-Evaporador

El balance de energía, necesario para conocer el flujo de vapor para la evaporación, se realiza según la metodología de Kern (1999). Se evaluarán dos propuestas, primero un evaporador con dos efectos, metodología que se explicará a continuación y luego los cálculos para un evaporador de tres efectos.

Parámetros fijados:

$P_{cb}=0,087$ MPa.

$X_2=0,28$

donde:

P_{cb} - presión absoluta del condensador barométrico.

X_2 -porciento de sólidos a la salida.

Suposiciones:

No hay elevación del punto de ebullición.

Las pérdidas por radiación son despreciables.

La capacidad calorífica del alimento no varía al pasar por los efectos.

Datos:

$T_F=85$ °C

$P_s=0,202$ MPa (absoluta).

donde:

T_F -temperatura inicial de la suspensión.

P_s - presión del vapor al primer efecto.

Cálculo del flujo de la suspensión al evaporador.

$$W_F = W_{agua} + MS_{in} + F_{bio} + (F_{tallos} - MS) + F_{vh} + F_{vt} \quad (2.15)$$

donde:

F_{vt} - flujo de vapor al termolisador.

Cálculo del flujo del producto.

$$F_2 = \frac{W_F \cdot X_F}{X_2} \quad (2.16)$$

donde:

F_2 -flujo de producto a la salida del segundo efecto (kg/h).

Cálculo de la evaporación total.

$$W_{1-2} = W_F - F_2 \quad (2.17)$$

donde:

W_{1-2} - agua evaporada total por los dos efectos (kg/h).

Cálculo de las presiones de cada efecto:

$$\Delta P = P_s - P_{cb} \quad (2.18)$$

$$\Delta P_i = \frac{\Delta P}{n} \quad (2.19)$$

$$P_2 = P_{cb} \quad (2.20)$$

$$P_1 = P_2 + \Delta P_i \quad (2.21)$$

donde:

ΔP -caída de presión total (MPa).

ΔP_i - caída de presión en cada vaso (MPa).

P_2 - presión en el segundo efecto (MPa).

P_1 - presión en el primer vaso (MPa).

Haciendo uso de la tabla 2, del libro de Keenan *et al.*, (1988), se obtienen los datos de la variación de entalpía y temperatura de saturación de cada corriente de vapor, con la presión conocida. Con esos valores es posible colmar la siguiente tabla 2.1, necesaria para el cálculo:

Tabla 2.1: Datos de las propiedades físicas de los diferentes flujo de vapor.

Corrientes de vapor	P_i (MPa)	t_i (°C)	λ_i (kJ/kg)
Vapor Directo (m_s)			
W_1			
W_2			

Fuente: Elaboración propia.

donde:

W_s - flujo de vapor directo (kg/h).

W_1 - flujo de agua evaporada en el efecto 1 (kg/h).

W_2 - flujo de agua evaporada en el efecto 2 (kg/h).

t_s - temperatura del vapor directo (°C).

t_i - temperatura del vapor a la salida de cada efecto ($^{\circ}\text{C}$).

λ_i - variación de entalpía en la corriente de vapor saliente en cada efecto (kJ/kg).

Con la tabla completa, se pueden, realizar los balances de energía correspondientes para lograr calcular el flujo de vapor. Dichos balances se realizan mediante un sistema de ecuaciones, con las siguientes expresiones:

$$(I) W_s \cdot \tau_s + W_F \cdot (t_F - t_1) \cdot C_F = W_1 \cdot \tau_1 \quad (2.22)$$

$$(II) W_1 \cdot \tau_1 + (W_F - W_1) \cdot (t_1 - t_2) \cdot C_1 = W_2 \cdot \tau_2 \quad (2.23)$$

$$(III) W_1 + W_2 = W_{1-2} \quad (2.24)$$

Cálculo de la economía del evaporador.

$$E_{evap} = \frac{W_{1-2}}{W_s} \quad (2.25)$$

donde:

E_{evap} - economía de vapor del evaporador.

2.7- Diseño de los equipos

2.7.1- Piscina

Se manejan dos posibles variantes para la etapa de lavado. La primera, que la suciedad de los tallos de yuca residuales se remueva mediante un tanque tipo piscina, con una válvula en el fondo para drenar el agua después del lavado. Esta agua pasaría a un tratamiento de drenaje, donde se depositaría la materia extraña del agua para que esta pueda volver hacer reutilizada.

Como segunda opción se propone una estera que mediante duchas se laven los tallos en movimiento. Debajo de la mesa de lavado se encontraría un sistema de canales, por el cual el agua pasaría al sistema de tratamiento de drenaje para y así pueda ser reutilizada.

La piscina se diseña según el flujo de tallos de yuca a procesar y considerando la densidad de los tallos obtenida de forma experimental por Orosco (2015), que oscila $321.08 \text{ kg/m}^3 - 736.8 \text{ kg/m}^3$, se selecciona el valor medio de 500 kg/m^3 y se calcula el posible volumen que ocuparán según la siguiente ecuación:

$$V_{tallos} = \frac{F_{tallos}}{\rho_{tallos}} \quad (2.26)$$

donde:

V_{tallos} -volumen de tallos de yuca (m^3)

ρ_{tallos} - densidad de los tallos de yuca (kg/m^3)

A partir del volumen de los tallos de yuca se fija el volumen de la piscina con un sobredimensionamiento de un 20%, fijándose una altura de 1,5 m para que sea más fácil recoger los tallos mediante una grúa, con largo y ancho de igual longitud, es posible calcular dichas dimensiones por la siguiente ecuación:

$$V_p = 1,5 m \cdot L \cdot A \quad (2.27)$$

donde:

V_p -volumen de la piscina.

L-largo.

A-ancho.

2.7.2-Hidrolizador

Después de haber calculado el flujo de agua preciso para que ocurra la hidrólisis, es necesario conocer el volumen que ocupa, para esto se usa la densidad, a que a 30 °C según Walas *et al.*, (2010) es de 995,387 kg/m^3 . Entonces con ese valor y el del volumen de tallos de yuca se calcula el volumen que ocupara la suspensión a hidrolizar. Dichos volúmenes que se calculan por las ecuaciones siguientes:

$$V_{agua} = \frac{F_{agua}}{\rho_{agua}} \quad (2.28)$$

donde:

V_{agua} -volumen de agua cruda para hidrolizar (m^3).

ρ_{agua} -densidad del agua cruda para hidrolizar (kg/m^3).

$$V_s = V_{tallos} + V_{agua} \quad (2.29)$$

donde:

V_s -volumen de la suspensión en el hidrolizador ($m^3/día$).

El diseño se basará en la heurística de la tabla 9.6 del Turton (1998), con el volumen anterior calculado y fijado el número de hidrolizadores.

- Determinar el diámetro y la altura de los tanques.

La dimensiones se calculan partiendo de la ecuación siguiente:

$$V = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot H \quad (2.30)$$

donde:

V-volumen del tanque (m³).

D-diámetro del tanque (m).

H-altura del tanque (m).

- Selección del material de construcción de los tanques.

El material de construcción de los hidrolizadores, debe ser una material resistente a la corrosión, ya que se manejan microorganismos en el proceso y pueden afectar su función y la reproducción. Se deberá escoger entre los indicados el más barato para menor costo de inversión.

Los agitadores, elemento necesario para ayudar a que ocurra la hidrólisis enzimática, se diseñan aplicando la metodología Rosabal y Valle (2006), en la cual se plantea los siguientes pasos:

- Selección del agitador.

Para la selección correcta del agitador, es necesario conocer primeramente las propiedades físicas de la suspensión que se va agitar. Siempre considerando la función que realiza, el consumo de energía y si es eficiente. En el anexo 3 se muestran los diferentes tipos de agitadores más usados en este tipo de procesos.

- Determinar las dimensiones del agitador.

Las dimensiones del agitador se calculan mediante los datos que brinda la tabla 21 del apéndice.

donde:

d/D- relación diámetro del agitador – diámetro del tanque.

Z-número de hélices.

A-ángulo de inclinación.

- Determinar la potencia que requiere el agitador.

La potencia que consume el agitador se calcula por la ecuación siguiente:

$$N = K_N \cdot \rho_s \cdot n^3 \cdot d^5 \quad (2.31)$$

donde:

N-potencia de agitación (watt).

K_N -número de potencia.

ρ_s - densidad de la suspensión (kg/m^3).

n-velocidad de rotación del rodete (s^{-1}).

Como el tanque se diseñó con un criterio de altura del líquido diferente al diámetro ($H \neq D$) es posible usar la figura 9.7, para calcular el valor de K_N . Pero es necesario multiplicar el valor obtenido por el término $(H/D)^{0.5}$.

Para hacer uso de este gráfico es necesario calcular el Reynolds modificado:

$$Re_m = \frac{n \cdot d^2 \cdot \rho_s}{\mu_s} \quad (2.32)$$

donde:

Re_m -Reynolds modificado.

μ_s - viscosidad de la suspensión.

Para realizar los cálculos correspondientes a la potencia es necesario conocer las propiedades físicas de la suspensión, las cuales se calculan por las siguientes ecuaciones:

$$\frac{1}{\rho_s} = \frac{x}{\rho_p} + \frac{1-x}{\rho_l} \quad (2.33)$$

$$x = \frac{m_p}{m_s} \quad (2.34)$$

$$\varphi = \frac{x \cdot \rho_l}{(\rho_p - (\rho_p - \rho_l) \cdot x)} \quad (2.35)$$

$$\mu_s = \mu_l \cdot (1 + 2,5 \cdot \varphi) \quad (\text{Para } \varphi \leq 0,1) \quad (2.36)$$

$$\mu_s = \mu_l \cdot \frac{0,59}{(0,77 - \varphi)^2} \quad (\text{Para } \varphi \leq 0,3) \quad (2.37)$$

donde:

ρ_p -densidad del sólido (kg/m^3).

ρ_l -densidad del líquido (kg/m^3).

x-fracción másica de sólido.

M_p -masa de sólido (kg).

M_s -masa de la suspensión (kg).

φ -fracción de volumen del sólido en la suspensión.

μ_l -viscosidad del líquido (kg/m s).

2.7.3-Fermentadores

Según lo expuesto por Herrera y Pons (2014), una planta con igual producto final que maneja otras materias primas, en la etapa de fermentación utiliza como distribución de equipos la siguiente: un precultivador de $0,06 \text{ m}^3$, un cultivador de $0,6 \text{ m}^3$, un prefermentador de 6 m^3 y tres fermentadores de 60 m^3 . En el caso de la nueva propuesta no es necesario continuar usando esas dimensiones, por lo que se disminuirán un 50%, ya que el flujo que se maneja es menor alrededor de un 50%.

Esto significa que la nueva planta contará en la etapa de fermentación con un precultivador de $0,03 \text{ m}^3$, un cultivador de $0,3 \text{ m}^3$, un prefermentador de 3 m^3 y tres fermentadores de 30 m^3 .

El diseño de las dimensiones de los fermentadores seguirá el mismo criterio de diseño de las heurísticas de Turton (1998) y los agitadores según lo que plantea Rosabal y Valle (2006). Estos tanques tendrán además, un medidor de pH. Para elegir el material de construcción se seguirá el mismo criterio ya planteado en los hidrolizadores.

En el caso de las propiedades físicas de la suspensión que se manejará, en los fermentadores, para tiempo 0 se asume que es la misma que a la salida del hidrolizador, pero se fija un factor de seguridad de un 1%, esto significa que se

incrementará en 1% al ir pasando por los diferentes equipos. Este es un criterio de expertos en plantas que manejan este tipo de materiales.

2.7.4-Tanque de termólisis

El tanque de termólisis se diseñará a partir de la metodología descrita, así como el criterio para el diseño de las dimensiones y del agitador. Este tanque estará al igual que los anteriores, abierto a la atmósfera, contará por el fondo con una entrada de vapor para lograr 85 °C. La crema se temporizará por unos 20 minutos, tiempo suficiente para frenar el crecimiento de la biomasa y se descarga.

Las propiedades de la suspensión en este equipo se asume que son las mismas a la salida de los tres fermentadores. Se le fijara un volumen de 20 m³, con material de construcción igual que el que se escoja para los otros equipos.

2.7.5-Evaporador

Se diseñará un evaporador de doble efecto siguiendo la metodología del Pavlov (1985), para áreas iguales. También se realizan los cálculos correspondientes para el diseño un evaporador de tres efectos, con el objetivo de realizar comparaciones.

Los pasos siguientes muestra los cálculos para un evaporador de dos efectos.

Cálculo del $\Delta t_{\text{útil}}$.

$$\Delta t_{\text{útil}} = t_s - t_2 \quad (2.38)$$

donde:

t_s - temperatura del vapor de escape (°C).

t_2 - temperatura del vapor a la salida del segundo efecto (°C).

Cálculo del calor de cada efecto

$$Q_i = W_i \cdot \lambda_i \quad (2.39)$$

donde:

Q_i – calor que genera del efecto (kJ/h).

W_i - agua que evapora el efecto (kg/h).

λ_i - variación de entalpía en la corriente de evaporación del efecto (kJ/kg).

Posteriormente se necesita el valor del coeficiente de transferencia de calor en cada efecto (K_i), el cual se extrae del Pavlov (1985).

Con los datos anteriores se calcula para cada efecto, la siguiente relación:

$$Q_i/K_i \quad (2.40)$$

Después se calcula:

$$\sum_1^2 \frac{Q_i}{K_i} \quad (2.41)$$

Es necesario finalmente calcular el Δt de cada efecto:

$$\Delta t_i = \frac{\Delta t_{\text{útil}} \cdot \frac{Q_i}{K_i}}{\sum_1^2 \frac{Q_i}{K_i}} \quad (2.42)$$

donde:

$\Delta t_{\text{útil}}$ - variación de temperatura en el efecto ($^{\circ}\text{C}$).

Por último se calcula el área de cada efecto:

$$A_i = \frac{Q_i}{K_i \cdot \Delta t_i} \quad (2.43)$$

donde:

A_i – área de transferencia de calor de cada efecto (m^2).

2.8- Estimación del costo de inversión y de operación de la planta de levadura torula

2.8.1- Metodología para determinar el costo de inversión

Para estimar la inversión inicial se utiliza el método del costo del módulo simple de equipamiento que plantea Turton (1998) y que se explica en el primer capítulo de este trabajo. El costo total del campo de hierbas de la planta se estimó a partir del

software Capcost 2008 tomando como base los resultados del diseño de equipos realizado.

Esta estimación se efectúa para el año 2008, por tanto se debe actualizar usando los respectivos índices de costos según la ecuación siguiente:

$$C_{GR\ 2014} = C_{GR\ 2008} \cdot \frac{IC_{2014}}{IC_{2008}} \quad (2.44)$$

donde:

C_{GR} - Costo total del campo de hierbas

IC- Índices de costo: Para el año 2008 IC= 575,4

Para el año 2014 IC= 576,1

Se usa el año 2014 para actualizar el costo porque no se cuenta con el índice de costo del presente año.

Al actualizar el costo del campo de hierbas se obtiene el capital fijo o inmovilizado (FCI) para el año 2014.

Según Turton (1998) el capital de trabajo o circulante es de un 15 a un 20% del capital fijo, usando un 15 % se calcula el capital de trabajo.

Finalmente el capital total invertido es la suma del capital fijo más el capital de trabajo.

2.8.2- Metodología para determinar el costo de operación

La estimación de los costos de operación para un nuevo proceso se realiza por la metodología proyectada por Turton (1998). La cual plantea lo siguiente:

El costo de operación (COM) puede ser estimado cuando los costos siguientes son conocidos o han sido estimados:

1. Capital Fijo Invertido (FCI)
2. Costo de Mano de Obra (C_{OL})
3. Costo de Utilidades (C_{UT})
4. Costo de Materia Prima (C_{RM})

El Capital Fijo Invertido se obtuvo a partir del *software Capcost* 2008 actualizado para el año 2014 como se explica en el epígrafe 2.8.1.

El costo de mano de obra se determina a partir de la ecuación siguiente:

$$C_{OL} = c.u. \text{mano de obra} \cdot \frac{\text{kg producto}}{\text{año}} \quad (2.45)$$

donde:

c.u mano de obra: costo unitario de mano de obra que según Hereira (2012) equivale a 0.029 \$/kg.

Las utilidades que se consumen en la planta son agua y vapor, además de la electricidad que consumen los agitadores.

El costo del agua se determina según:

$$\text{Costo del agua} = c.u. \text{agua} \cdot W_{\text{agua}} \quad (2.46)$$

donde:

c.u. agua- costo unitario del agua, según Hereira (2012) este costo es 0,01 \$/t

W_{agua}- cantidad de agua que se consume en ton/año

De manera similar se calcula el costo del vapor:

$$\text{Costo del vapor} = c.u. \text{vapor} \cdot W_{\text{vapor}} \quad (2.47)$$

donde:

c.u. vapor- costo unitario del vapor de agua a emplear en el proceso, según Hereira (2012) es 10,78 \$/t

W_{vapor}- Σ masa de vapor calculadas durante el diseño de los equipos llevadas a ton/año

Por último se determina dentro de las utilidades el costo de energía eléctrica:

$$\text{Costo electricidad} = c.u. \text{electricidad} \cdot N_{\text{total}} \cdot h \quad (2.48)$$

donde:

c.u. electricidad- costo unitario de la electricidad a consumir, Hereira (2012) utiliza el valor de 0,06 \$/kW-h

N_{total}- Potencia consumida por los agitadores (kW-h)

h- total de horas de operación de la planta al año

Sumando los resultados de las expresiones 2.46, 2.47 y 2.48 se obtiene el costo total de utilidades

Se incluirá en el costo de materia prima solamente las enzimas, porque los tallos de yuca residuales que constituyen la materia prima fundamental para producir levadura *Torula* son materiales residuales de los procesos agrícolas.

El costo de operación (CP) se determina como:

$$CP = DMC + FMC + GE \quad (2.49)$$

donde:

1-DMC: costos directos de operación.

2-FMC: costos fijos de operación.

3-GE: gastos generales de operación.

Tabla 2.2: Factores para estimar el costo de operación

1– Costos directos de operación (DMC)		
	Descripción	Costo
A	Materia prima	C_{RM}
B	Utilidades	C_{UT}
C	Mano de obra	C_{OL}
D	Supervisión	$(0,1 - 0,25) C_{OL}$
E	Mantenimiento	$(0,02 - 0,1) FCI$
F	Suplementos operacionales	$(0,1 - 0,2) (1E)$
G	Laboratorio	$(0,1 - 0,2) C_{OL}$
2 – Costos fijos de operación (FMC)		
A	Depreciación	$(0,05 - 0,1) FCI$
B	Impuestos y seguros	$(0,014 - 0,05) FCI$
C	Sobrecargos	$(0,5 - 0,7) (1D+1E+1F)$
3 – Gastos generales de operación (GE)		

A	Administración	0,15 (1D+1E+1F)
B	Distribución y ventas	(0,02 – 0,2) CP
C	Investigación y desarrollo	0,05 CP

Fuente: Turton (1998)

2.9- Evaluación de la eficiencia económica de la planta

2.9.1- Cálculo de los indicadores de la eficiencia económica de la producción

Los indicadores que permiten determinar si será eficiente la producción de levadura *Torula* son:

1- Cálculo del valor de la producción (V_p).

$$V_p = pup \cdot N \quad (2.50)$$

donde:

pup- precio unitario del producto (\$/t).

2- Cálculo de la ganancia (G).

$$G = V_p - C_p \quad (2.51)$$

3- Cálculo del costo por peso producido (CPP).

$$CPP = \frac{C_p}{VP} \quad (2.52)$$

4- Cálculo de la rentabilidad (R).

$$R = \frac{G}{C_p} \cdot 100 \quad (2.53)$$

2.9.2- Cálculo de los indicadores de la facilidad económica de la inversión

1- Cálculo del porcentaje de retorno de la inversión.

$$\%R = \frac{G}{I} \cdot 100 \quad (2.54)$$

donde:

1-Inversión total (\$).

2- Cálculo del plazo de recuperación de la inversión (PRI).

$$PRI = \frac{FCI}{(G+A)} \quad (2.55)$$

3- Cálculo del VAN.

El VAN (valor actual neto) refleja la rentabilidad de la inversión en términos absolutos. Expresa por lo tanto, la cantidad de dinero que se gana o se pierde como consecuencia de la ejecución del proyecto. Este valor se puede determinar usando la expresión siguiente:

$$VAN(+) = S_0 + \frac{S_1}{(1+i)^1} + \frac{S_2}{(1+i)^2} \dots + \frac{S_n}{(1+i)^n} \quad (2.56)$$

donde:

VAN: Valor actual neto positivo (\$)

S: Movimiento de fondos en (\$)

i: interés (10%)

Se realiza un flujo de caja para los primeros 10 años de vida útil del proyecto a partir de las consideraciones siguientes:

- Inversión: La inversión se realiza en el año cero y no existe más inversión durante la vida útil del proyecto, este valor corresponde al costo del campo de hierbas (C_{GR}), es decir el FCI, o lo que es lo mismo el capital fijo inmovilizado que se obtiene a partir de la metodología del epígrafe 2.8.1.
- Costos fijos: Se incluirán como resultados del epígrafe 2.8.2 y serán los siguientes: mantenimiento, suplementos operacionales, depreciación, administración, sobrecargos, impuestos y seguros e investigación y desarrollo.

- Costos variables: También se expondrán como resultados del epígrafe 2.8.2 y serán las utilidades, materia prima, mano de obra, laboratorio y distribución y ventas.
- Pagos totales: Los pagos totales en el año cero recaen al valor de la inversión. A partir del año 1 hasta el 10 corresponden al costo de producción sin amortización.
- Cobros totales: En el año cero no hay cobros totales, a partir del año 1 hasta el 10 los cobros totales corresponden al valor de la producción.
- Movimiento de fondos: Es la ganancia anual, se deduce como la diferencia entre los cobros totales menos los pagos totales. En el año 0 el movimiento de fondos es negativo pero a partir del año 1 debe tomar valores positivos.
- Movimiento de fondos acumulado: Se calcula sumando los movimientos de fondo hasta el año en cuestión.
- Movimiento de fondos actualizados: Se determina a partir del movimiento de fondos, multiplicando cada valor por el factor de actualización:

$$Mov. fondos actualizados = Mov. fondos \cdot \frac{1}{(1+i)^t} \quad (2.57)$$

Una vez realizado el flujo de caja la ecuación que permite determinar el VAN se reduce a:

$$VAN(+) = \sum Mov. fondos actualizados \quad (2.58)$$

Capítulo III: Análisis de resultados

En el presente capítulo se presentan los resultados obtenidos de los cálculos ingenieriles y del diseño del equipamiento necesario para la implementación de la nueva propuesta preliminar para producir el Sustrato Proteico (base levadura torula) a partir de los tallos de yuca residuales.

Se conoce a través del informe estadístico del Ministerio de la Agricultura Provincial (MINAGRI) que en la provincia se cosecha yuca en todos los municipios, ver anexo 1 y que en los municipios aledaños al Central España Republicana (Colón, Perico, Martí, Cárdenas y Jovellanos) se cultiva un tercio del total de la provincia, lo que representa 522 ha. Por esta razón se propone la microlocalización de la planta en dicho lugar.

Si se considera un rendimiento de 32 t/ha y que se genera 170 kg de tallos/ t de yuca, esto representa un valor anual de 2840 toneladas de tallos. De esta cantidad se desecha un 80 % por lo que se puede procesar 2272 toneladas de tallos/ año. Lo que conlleva a un flujo diario de 7500 kg a procesar suponiendo que la planta trabaja 300 días del año.

3.1-Descripción preliminar del proceso tecnológico

El diagrama del proceso se muestra en el anexo 2.

Etapa de preparación de la materia prima.

Se prevé que los tallos de yuca se suministren a la planta en camiones con un flujo de 312,5 kg/h, los cuales se descargarían (volteados) a un transportador para pasar mediante este, a una piscina de 18 m³ de capacidad, para ser lavados por un tiempo de 1 hora con el objetivo de extraer la suciedad. Al cabo del tiempo fijado se abrirá una válvula que deje salir el agua para que pase a un tratamiento de drenaje, para posteriormente reutilizarla. La materia prima se recogerá con una grúa, para pasar al secado natural, el cual se realizará en una explanada, con un tiempo de secado de 12 horas. Los tallos se procesarán posteriormente en la

etapa de molienda, para la cual se cuenta con 3 molinos, que reducirán el tamaño de partícula para la hidrólisis, a valores menores e iguales a 0,5 mm.

Etapa de hidrólisis y fermentación.

La materia prima previamente preparada pasará mediante esteras a una sección de 2 tanques de 40 m³. Estos están abiertos a la atmósfera, en distribución paralela, dichos tanques cuentan con agitadores de propela. Se añadirá agua cruda proveniente de un tanque. En esta etapa se le suministrará la α -amilasa y la amiloglucosidasa (AMG), las enzimas encargadas de la hidrólisis. Se adicionarán de forma escalonada en ese orden. Se prevé que provengan de dos pequeños tanques dosificadores. Se le agregará cloruro de sodio (NaCl) para activar las enzimas, esto se realizará de forma manual y el calentamiento se realiza mediante vapor directo proveniente del generador de vapor con capacidad de 2 t/h. Se requiere un control automático de temperatura, el cual es el encargado de mantener los 60 °C óptimos para que las enzimas actúen.

El hidrolizado pasará al tren de fermentadores, que está compuesto primeramente por un tanque de 0.03 m³, uno de 0.3 m³ y uno de 3 m³ todos estos en series permitiendo el crecimiento de la biomasa y a continuación 3 tanques en paralelo de 30 m³. Inicialmente se adiciona la levadura *Cándida Utilis* que fue desarrollándose en el laboratorio al tanque de 0.03 m³ y los nutrientes necesarios. Estos tanques se encuentran abiertos a la atmósfera y contarán con una instrumentación para medir pH y temperatura. Se le suministrará aire a partir de sopladores, los cuales a la entrada contarán con un filtro para purificar el aire.

Etapa de termólisis y evaporación.

El material fermentado pasará a un tanque de 20 m³ donde ocurre la termólisis, en dicho tanque se mantendrá la crema por 15 minutos con una temperatura alrededor de los 85 °C, tiempo suficiente para que muera la célula de la levadura. Posteriormente la crema transitará a un evaporador de dos efectos, donde el primer vaso trabaja con vapor de escape y el producto que se obtiene presenta 28% de materia seca.

Laboratorio y almacén.

Se requerirá de un laboratorio en el cual se prepara la *Cándida Utilis* en un medio cultivo para que se vaya reproduciendo y también gestiona la calidad del producto. Se necesitará de un almacén con neveras para mantener las enzimas alrededor de los 4 °C y en el mismo se almacenará en sacos las sales minerales, además, de otro almacén para el producto final con capacidad de 100 toneladas.

3.2-Resultados de los balances de masa

A continuación se muestran los principales resultados de los balances de materiales, basados en la ley de conservación de la masa. En algunos casos se aplica balance total, en otros balances por compuestos, se aplican además ecuaciones restrictivas de composición y restrictivas especiales. Se aplican formulaciones para el cálculo de los nutrientes.

La siguiente tabla muestra los resultados obtenidos mediante las ecuaciones que se muestran en el epígrafe 2.5, siguiendo un orden de cálculo.

Tabla 3.1- Resultados de los balances de masa.

Etapas	Flujo (kg/h)	Corrientes	Ecuación
Recepción y preparación de la MP	312,5	Tallos de yuca	
	225	Materia seca	2.1
Hidrólisis Enzimática	2187,5	Agua	2.2
	67,5	Almidón	2.3
	74,92	Glucosa	2.4
	0,000054	Enzima	2.5
Fermentación	37,46	Biomasa	2.6

	2,44	Fosfato de biamonio	2.7
	12,22	Sulfato de amonio	2.8

Fuente: Elaboración propia.

De los 225 kg/h de materia seca presente en los tallos de yuca, se transforma un 30% de almidón, por tanto el resto se mantiene en la suspensión (157,5 kg/h de materia seca).

Por los cálculos realizados según la ecuación 2.7 es preciso introducir a los fermentadores 2,44 kg/h de fosfato de biamonio para introducir el P₂O₅ necesario, pero también se incorpora nitrógeno, unos 0,43 kg/h, debido al nutriente que contiene un 18% de N. Por tanto, la ecuación 2.8 se modifica como se muestra a continuación, ya que se le resta la masa de nitrógeno que entró con el fosfato de biamonio a la cantidad de N que debe entrar, para suplir la demanda. Por lo que la ecuación queda de la siguiente forma:

$$\text{Sulfato de amonio} = \frac{(0,08 \cdot \text{kg de levadura potencial}) - 0,43 \text{ kg/N}}{\frac{0,21 \text{ kg de nitrógeno}}{\text{kg de sulfato de amonio}}}$$

Se obtiene como resultado que se necesita 12.22 kg/h de sulfato de amonio para suplir lo que falta de nitrógeno para una fermentación óptima.

3.3-Resultados de los balances de energía

3.3.1- Hidrolizador y termolisador

Tabla 3.2- Resultados de los balances de energía en el hidrolizador y en el termolisador.

Equipos	Hidrolizador	Termolisador	Ecuación
Temperatura de entrada (°C)	30	33	-

Temperatura de salida (°C)	60	85	-
Entalpía del vapor (kJ/kg)	2779,3	2779,3	-
Entalpía del líquido (kJ/kg)	251,13	355,9	-
Porcentaje de sólido (%)	9	7,5	2.12 – 2.14
Capacidad calórica (kJ/kg °C)	3,8	3.86	2.11
Flujo de la suspensión (kg/h)	2500	2582,72	2.10 – 2.13
Flujo de vapor necesario (kg/h)	112,72	213,91	2.9

Fuente: Elaboración propia.

3.3.2-Evaporador

Al realizar los cálculos correspondientes por la metodología según Kern (1998), se obtienen los resultados siguientes:

El evaporador en general tiene una caída de presión de 0,118 MPa y lo que se reparte en cada efector con una caída de presión de 0,059 MPa, según las ecuaciones 2.18 y 2.19 respectivamente.

La presión en cada efecto, según las ecuaciones 2.20 y 2.21 son las siguientes:

Efecto 1=0,146 MPa

Efecto 2=0,087 MPa

Con los resultados anteriores de presión se puede completar la tabla 3.4, haciendo uso de la tabla 2 de propiedades termodinámicas. (Keenan *et al.*, 1998).

Tabla 3.3: Propiedades de los vapores.

Corrientes	P_i (MPa)	T_i(°C)	λ_i (kJ/kg)
Vapor de escape (m _s)	0,202	121,02	2199,8
W ₁	0,146	110,5	2228,7

W_2	0,087	95,8	2268
-------	-------	------	------

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 3.4: Resultado del diseño de los evaporador de doble efecto

Parámetros	Evaporador de 2 efectos		Ecuación
	Efecto 1	Efecto 2	
Flujo de la suspensión (kg/h)	2796,59		2.15
Porcentaje de sólidos entrada (%)	7,5		2.14
Capacidad calórica (kJ/kg °C)	3,86		2.11
Agua Evaporada (kg/h)	2047,51		2.17
Agua evaporada por efecto (kg/h)	1001,14	1046,37	2.23 – 2.24
Flujo de producto (kg/h)	749,08		2.16
Flujo de vapor necesario (kg/h)	1139,42		2.22
Economía de vapor (kg agua evaporada/kg de vapor)	1,79		2.25

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 3.5: Resultado del balance del evaporador de tres efectos

Parámetros	Evaporador de 3 efectos		
	Efecto 1	Efecto 2	Efecto 3
Flujo de la suspensión (kg/h)	2796,59		
Porcentaje de sólidos entrada (%)	7,5		

Capacidad calórica (kJ/kg °C)	3,86		
Agua Evaporada (kg/h)	2047,51		
Agua evaporada por efecto (kg/h)	678,24	675,7	693,76
Flujo de vapor necesario (kg/h)	827,58		
Economía de vapor (kg agua evaporada/kg de vapor)	2,47		

Fuente: Elaboración propia.

Según los resultados obtenidos por los balances de energía, un evaporador de tres efectos necesita menos vapor de escape para evaporar la misma cantidad de agua, es decir, tiene mayor economía de vapor que uno con las mismas condiciones de trabajo, de dos efectos. Por lo que es más rentable, desde este punto de vista, un evaporador de tres efectos.

3.4-Resultados del diseño de los equipos

3.4.1-Piscina

Los tallos de yuca residuales ocupan un volumen de 15 m³, para una densidad media de 500 kg/m³ (ecuación 2.26).

Si se considera el sobredimensionamiento de 20%, el volumen final de la piscina deberá ser de 18 m³. Para esto el tanque deberá contar finalmente con 1,5 m de alto, 3,45 m de ancho y de largo (ecuación 2.27).

Material de construcción.

Como la sustancia, que tendrá la piscina es agua, se propone como material de construcción el acero al carbono, el cual es barato y no aumentaría considerablemente la inversión inicial. Para aumentar el tiempo de vida se le aplica un tratamiento de pintura de 2 capas.

3.4.2- Hidrolizador

El diseño del hidrolizador consiste en un tanque de forma cilíndrica con fondo elíptico para evitar la existencia de puntos muertos (Torres y González, 2015), el cual constara con un agitador, un medidor y control automático de temperatura y estará abierto a la atmosfera. Estos tendrán una entrada por el fondo de vapor directo para llegar y mantener la temperatura de 60 °C. Esta temperatura es la adecuada para la acción de las dos enzimas (Herrera y Pons, 2014).

El agua que se agrega a los hidrolizadores representa 53 m³ según la expresión 2.28. Adicionando el volumen que ocupan los tallos de yuca, el volumen total de la suspensión es de 68 m³, valor arrojado por la ecuación 2.29. Considerando un 20% de sobredimensionamiento, se prevé un volumen de 81 m³. Entonces, se propone dos tanques de 40 m³.

Diámetro y altura:

Según la heurística 3, se recomienda que el tanque se diseñe en posición vertical para un volumen por encima de 38 m³. Entonces el cálculo de las dimensiones se realizara siguiendo la heurística 4, de que la altura del tanque es tres veces el diámetro (H/D=3). Se parte de la ecuación de volumen de un cilindro, con el volumen que se conoce se despeja el diámetro y la altura es el triple de este.

Despejando la ecuación 2.30:

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{3\pi}}$$

Para un volumen de 40 m³, los hidrolizadores tendrán un diámetro de 2,57 m y una altura de 7,7 m.

Material de construcción:

Como material de construcción se eligió acero inoxidable serie 304 por ser el material más recomendable para la industria de alimentos por su alta resistencia a la corrosión y rotura (Torres y González, 2015).

Diseño del agitador:

Se escoge para este proceso un agitador de rodete de propela marina (hélice), ya que induce un flujo ascendente de líquido lo que es importante para homogenizar la temperatura en el tanque. Este agitador es barato y se obtienen buenos resultados en suspensiones pocas viscosas. Consume poca energía por lo que es eficiente. El agitador se construirá de acero inoxidable serie 304.

Dimensiones del agitador:

$$d/D=0,30$$

$$d=0,77 \text{ m}$$

$$Z=3$$

$$\alpha=40^\circ$$

Potencia del agitador:

Tabla 3.6: Resultados de los cálculo para la potencia del agitador del hidrolizador.

Parámetros	Valores	Ecuación
Fracción másica de sólidos (%)	9	2.34
Densidad de la suspensión (kg/m^3)	892,86	2.33
Fracción de volumen de sólido	0.214	2.35
Viscosidad de la suspensión ($\text{kg}/\text{m s}$)	$5,09 \cdot 10^{-4}$	2.37
Reynols modificado	$1,21 \cdot 10^7$	2.32
Potencia (Watt)	$6,8 \cdot 10^4$	2.31

Fuente: Elaboración propia.

Para el cálculo se utilizaron las densidades siguientes: Para los tallos $500 \text{ kg}/\text{m}^3$ y $1000 \text{ kg}/\text{m}^3$ para el agua (Orosco, 2015).

Al usar la figura 9.7:

Este valor de Re_m sobrepasa los datos del gráfico, pero Rosabal y Valle (2006) plantea que para Reynolds mayores a 10^6 la línea tiende hacer recta por lo que no

varía el valor de K_n . Entonces según la línea 6 la cual es la que representa el agitador de hélice, K_n tiene un valor de 0,18.

Rosabal y Valle (2006), plantea que los agitadores de propela trabajan a altas velocidades de rotación (n), entre 300 rev/min a 1000 rev/min. Para el cálculo de fijará una velocidad de 700 rev/min lo que es lo mismo $11,66 \text{ s}^{-1}$.

3.4.3-Fermentadores

La siguiente tabla muestra los resultados de las diferentes corrientes a los equipos de fermentación siguiendo el criterio de expertos.

Tabla 3.7: Propiedades físicas.

Corriente al:	Densidad (kg/m^3)	Viscosidad (kg/m s)	Reynolds modificado
Precultivador	892,86	$5,09 \cdot 10^{-4}$	$9,7 \cdot 10^4$
Cultivador	901,78	$5,14 \cdot 10^{-4}$	$4,6 \cdot 10^5$
Prefermentador	910,79	$5,19 \cdot 10^{-4}$	$2,14 \cdot 10^6$
Fermentadores	919,89	$5,24 \cdot 10^{-4}$	10^7

Fuente: Elaboración propia.

La tabla 3.8 muestra los resultados de los cálculos de diseño de las dimensiones de los fermentadores y de sus respectivos agitadores.

Tabla 3.8: Resultados de las dimensiones de los tanques y agitadores de la etapa de fermentación

Equipos	Agitador de propela					Dimensiones		
	d/D	d (m)	Z	α	P (watt)	Diámetro (m)	Altura (m)	Volumen (m^3)
Precultivador	0,3	0,07	3	40°	0,42	0,23	0,69	0,03
Cultivador	0,3	0,15	3	40°	19,54	0,5	1,5	0,3
Prefermentador	0,3	0,32	3	40°	927,92	1,08	3,24	3
Fermentadores	0,3	0,7	3	40°	44115,8	2,33	7	30

Fuente: Elaboración propia

El material de construcción de los tanques de la etapa de fermentación será de acero inoxidable serie 304. Se escoge este material por lo antes expuesto. Y el tipo de agitador a usar será el mismo, el de propela marina, fijando la misma velocidad del eje y material de construcción.

3.4.4-Tanque de termólisis

Diámetro y altura del líquido:

Para un volumen de 20 m^3 , el tanque tiene un diámetro de 1,85 m y una altura de 5,55 m.

Dimensiones del agitador:

$$d/D=0,30$$

$$d=0,56 \text{ m}$$

$$Z=3$$

$$\alpha=40^\circ$$

Potencia del agitador:

Tabla 3.9: Resultados del cálculo para la potencia del agitador del termolisador.

Parámetros	Valores	Ecuación
Fracción másica de sólidos (%)	9	2.34
Densidad de la suspensión (kg/m^3)	919,89	2.33
Fracción de volumen de sólido	0,139	2.35
Viscosidad de la suspensión ($\text{kg}/\text{m s}$)	$5,24 \cdot 10^{-4}$	2.37
Reynolds modificado	$6,4 \cdot 10^6$	2.32
Número de potencia (Kn)	0,18	
$n \text{ (s}^{-1}\text{)}$	11,66	
Potencia (Watt)	14455,86	2.31

Fuente: Elaboración propia.

3.4.5-Evaporador

Se diseña un evaporador de tubos verticales de doble efecto, con flujos paralelos de circulación natural para no encarecer el costo del equipo. Es necesario calcular el área de transferencia de calor de cada efecto.

La metodología arrojó los siguientes resultados:

Según la ecuación 2.38 el evaporador tiene una diferencia de temperatura útil de 25,22 °C.

La tabla 3.10 muestra los resultados obtenidos mediante las ecuaciones 2.39, 2.40, 2.41, 2.42 y 2.43.

Tabla 3.10: Resultado de los cálculos para el diseño del evaporador de dos efectos.

Efecto	Q_i (kJ/h)	K_i (kJ/h m ² °C)	Q_i/K_i	Δt_i (°C)	A_i (m ²)
1	2231240,71	1300	1716,33	11,17	153,65
2	2373167,16	1100	2157,42	14,04	153,66
			$\Sigma_1^2 Q_i/K_i$	3873,75	

Fuente:Elaboración Propia

A partir de los resultados anteriores se propone dos efectos con 154 m² de área de transferencia de calor.

Tabla 3.10: Resultados de los cálculos para el diseño del evaporador de tres efectos.

Efecto	Q_i (kJ/h)	K_i (kJ/h m ² °C)	Q_i/K_i	Δt_i (°C)	A_i (m ²)
1	1505784,69	1500	1003,85	7,02	142,99
2	1519649,3	1300	1168,96	8,18	142,90
3	1573447,68	1100	1430,4	10,01	142,89
			$\Sigma_1^3 Q_i/K_i$	3603,21	

Fuente: Elaboración Propia

En el caso de que se eligiera el evaporador de tres efectos para operar en la planta, se propusiera efectos de 143 m².

En el caso del diseño del evaporador tres efectos se obtuvo como resultado que el área de transferencia de calor es más pequeña 11 m². Esta área conlleva a un aumento del costo de mantenimiento y por tener un efecto más se incrementa el costo del equipo. Lo que en este punto el evaporador de dos efectos es el más conveniente.

3.5- Resultados de la estimación del costo de inversión y de operación

3.5.1- Inversión

Según el *software Capcost* 2008 el costo de campo de hierba es de \$ 1321002. Este valor es necesario actualizarlo, según la expresión 2.44 para el 2014, el campo de hierba actualizado tiene un costo de \$ 1322609 (FCI).

El capital de trabajo o circulante para esta planta será de \$ 198391,35. Al sumar el capital fijo invertido más el capital circulante, resulta un capital total invertido igual a \$1521000,35.

3.5.2- Resultados de los costos de operación

El cálculo de los costos operacionales se realizó usando los factores que plantea Turton (1998) y que se muestran en la Tabla 2.2 del segundo capítulo. Se tomaron dentro de los intervalos que aparecen en dicha tabla los menores valores con el fin de obtener costos moderados.

Tabla 3.5: Costos operacionales.

Descripción	Costos (\$/año)
Materia prima	18203,61
Utilidades	224432,98
Mano de obra	15660
Supervisión	1566

Mantenimiento	264452,18
Suplementos operacionales	2645,21
Laboratorio	1566
Depreciación	66130,45
Impuestos y seguros	18516,52
Sobrecargos	15331,69
Administración	2299,75
Distribución y ventas	8447,4
Investigación y desarrollo	21118,51
Costo de producción	422370,32

Fuente: Elaboración propia.

El costo de mano de obra que se calculó por la ecuación 2.45 se multiplica por la cantidad de operarios necesarios en la planta. Esta cantidad de trabajadores se determina según lo planteado por Turton (1998), en caso de este proyecto se necesita dos operarios por turnos.

Del costo total de producción \$ 268309,99 constituyen costos variables y \$ 154060,33 costos fijos.

3.6- Resultado de la evaluación de la eficiencia económica de la planta

3.6.1- Indicadores de la eficiencia económica de la producción

El capital total invertido para poner en funcionamiento la planta es \$1521000,35, el valor de la producción para un volumen de 270 t/año y un precio de la levadura torula de 2100 \$/t es 567000 \$/año, este valor resulta superior al costo de producción que es \$422370,32, por tanto es posible cuando esté en funcionamiento la planta obtener una ganancia de 144630 \$/año. A pesar de obtener ganancias existe la interrogante de si se podrán superar los gastos con los ingresos porque la inversión solamente supera en aproximadamente diez veces la ganancia.

Al realizar la estructura de costos se observa la influencia que tiene dentro de los gastos, las utilidades, representando el 53,13% del total.

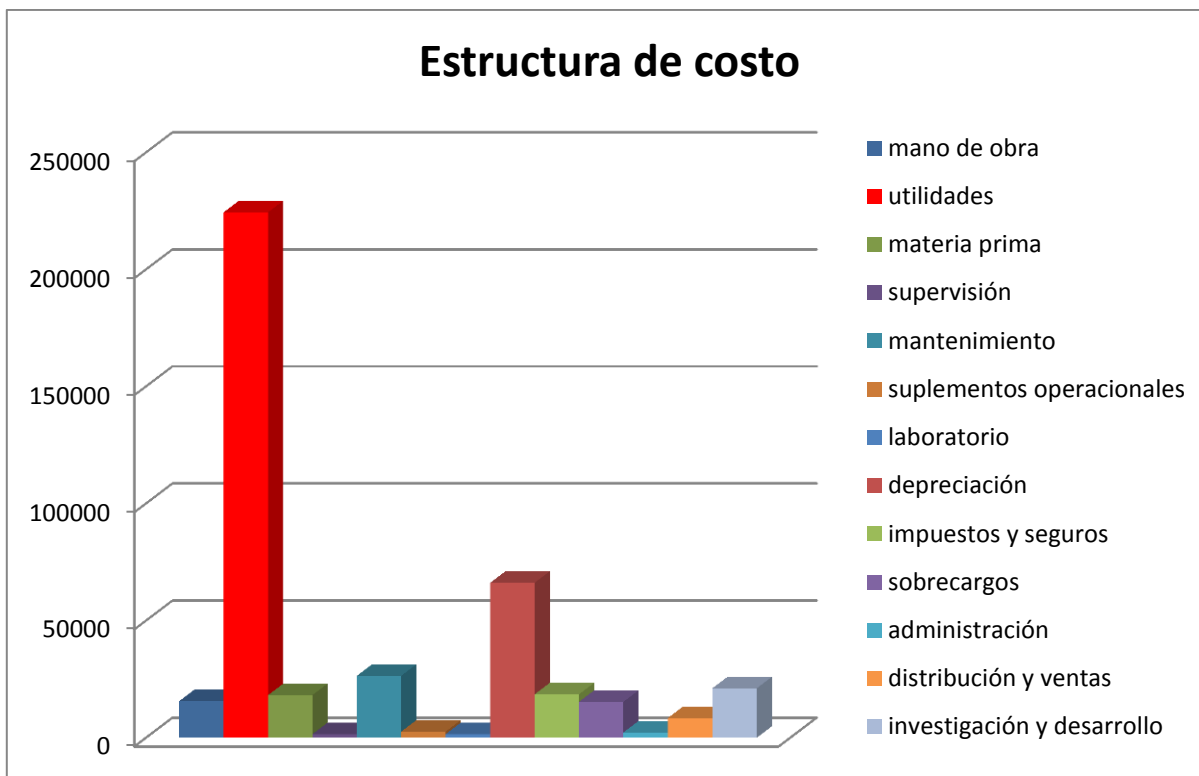


Figura 3.1: Estructura de costo.

Fuente: Elaboración propia

Al calcular el costo por peso producido se alcanzó un valor de 0.74 pesos, obteniéndose una ganancia por cada peso de producto de 0.26 centavos. Este valor resulta aceptable y mientras más pequeño, mayor será el efecto económico.

La rentabilidad sintetiza la eficiencia de la producción, esta planta alcanza una rentabilidad de 34,24%, valor aceptable ya que la literatura reporta que debe estar cerca del rango de 25 a 35% aproximadamente, indicando que cerca del 35% de los costos de producción se recuperan por medio de la ganancia.

Al observar el gráfico del punto de equilibrio que aparece en el Anexo 4 se obtiene en el punto en el cual se cortan las líneas del precio unitario del producto (pup) y el costo unitario variable (cuv), el volumen de producción a partir del cual la planta comienza a obtener ganancias al cual le corresponde el valor de 139 t/año. Siendo el volumen de producción total 270 t/año, este resultado es positivo.

El gráfico del punto de equilibrio representa el valor donde la planta comienza a obtener ganancias para este caso con un volumen de producción de 5 178 450 kg/año se inicia su ganancia en 1 542 408.835 kg/año, este resultado es favorable porque mientras menor sea el punto de equilibrio en comparación con el volumen de producción mayor será la utilidad a obtener.

3.6.2- Indicadores de la factibilidad económica de la inversión

Para industrias químicas el ritmo de retorno de la inversión debe ser superior al 17%, esto no se logra con este proyecto ya que la inversión retorna a través de la ganancia solamente en un 13%.

El flujo de caja se calculó estableciendo un interés de 10% con la finalidad de calcular el valor actual neto (VAN), que significa la ganancia obtenida después de pagar los intereses de cada año y recuperar la inversión. El resultado del VAN le da respuesta a la interrogante que se plantea al analizar, si la ganancia que obtiene cada año la planta, permite en un corto período de tiempo superar los gastos, la respuesta es negativa porque como se puede apreciar en el Anexo 5 al concluir el año diez de puesta en marcha la planta todavía la empresa debe pagar \$ 225 970.58, la inversión se logra recuperar a los 7 años y diez meses de operación de la planta. En tales condiciones resulta un riesgo realizar el proyecto, de manera que se necesita plantear alternativas que permitan en un corto período de tiempo recuperar la inversión.

Alternativa para lograr una inversión económicamente factible:

Para diseñar la planta se tomó solo un tercio de la producción de yuca de la provincia de Matanzas, escogiendo solamente la cosecha de los municipios aledaños a la microlocalización de la planta, por tanto al aumentar el flujo de materia prima aumenta el volumen de producción y la economía del proceso. No cabe duda que un aumento de la materia prima, significa un rediseño de los equipos, es decir un incremento en el valor de la inversión y además en los costos de producción, pero como es una economía de escala, este incremento no debe ser significativo.

Para validar esta alternativa se realiza un flujo de caja, variando solamente los cobros totales, es decir, el valor de la producción que se calcula con el nuevo volumen de producción. Si se toma la materia prima de toda la provincia, serían 1567,9 hectáreas, las cuales generan 6825 t de tallos/año, procesando así 22,75 t/día si la planta trabajará 300 días al año. El resultado de esta alternativa se muestra en el anexo 6, donde se evidencia que el VAN da un resultado eficiente.

3.7- Conclusiones parciales del capítulo

1. Se propone para la etapa de hidrólisis enzimática dos tanques de 40 m³, con agitador de propela marina y fabricados de acero inoxidable serie 304.
2. La economía de vapor de un triple efecto es de 2.47 y para un doble efecto es de 1,79 kg de agua evaporada/ kg de vapor.
3. La planta necesita para su puesta en marcha una inversión inicial de \$1521000.
4. El costo más influyente en el proceso es el de utilidades, el cual es un 53,13%, donde juega un papel importante el consumo de electricidad.
5. El resultado del flujo de caja realizado a la planta diseñada para procesar un 1/3 de los tallos de yuca residuales de la provincia, es negativo por lo que no es factible realizar la inversión.

Conclusiones

- 1- El diseño preliminar de la planta, estableció que no es factible económicamente la propuesta tecnológica de producción de un Sustrato Proteico (base levadura torula).
- 2- Se propuso de forma preliminar la tecnología adecuada para la obtención de un Sustrato Proteico (base levadura torula) a partir de tallos de yuca residuales. Las etapas principales del proceso tecnológico son preparación de la materia prima, hidrolisis enzimática, fermentación, termólisis y concentración por evaporación.
- 3- El retorno de la inversión a través de la ganancia de la planta propuesta es un 13%, lo que no cumple con el requisito para plantas química de 17%.

Recomendaciones

- 1- Realizar la propuesta del diseño de la nueva planta para la producción de un Sustrato Proteico (base levadura torula) a partir de los tallos de yuca residuales para un flujo de materia prima de 22500 kg/d.

Bibliografía

1. Abril A., Navarro E. A. (2012). Etanol a partir de Biomasa Lignocelulósica. Aleta Ediciones. [Consultado: 20 enero 2016]. Disponible en: https://www.researchgate.net/profile/Enrique_Navarro/publication/241216642_Etanol_a_partir_de_biomasa_lignocelulsica/links/0c96051c8409028b93000000.pdf
2. Álvarez Castillo, A., García Hernández, E., Domínguez Domínguez, M.M., Granados Baeza, J.M., Aguirre Cruz, A., Carmona García, R., Morales Cepeda, A., Herrera Franco, P.J., LiceaClaverie, A. y Mendoza Martínez, A.M. (2012). Aprovechamiento Integral de los Materiales Lignocelulósico. Revista Iberoamericana de Polímeros, Volumen 13(4). [Consultado: 20 enero 2016]. Disponible en: <http://www.ehu.es/reviberpol/pdf/SEP12/alvarez.pdf>.
3. Arévalo, William (2015). La Biomasa: Una Alternativa Energética Proveniente de la Vida Misma. Universidad Antonio Nariño. [Consultado: 22 enero 2016]. Disponible en: <http://www.umariana.edu.co/ojseditorial/index.php/libroseditorialunimar/article/view/709>.
4. Beovides, Y., Beovides, C.A., Milián, M.D., Barrera, A., Rodríguez, D., Rayas, A., Basail, M., Santos, A., García, R.L., Oliva, M.C., Medero, V.R. y López, J. (2011). Respuesta de 12 clones de yuca (*manihotesculenta* Crantz) bajo las condiciones del municipio de Quemado de Güines. [Consultado: 20 enero 2016]. Disponible en: <http://mst.ama.cu/338/1/AES-O.08.pdf>
5. Dagnino, E.P., RoggeroLuquea, F. S., Moralesa, W.G, Chamorroa, E. R., Felissiac, F. E., Areac, M.C. y Romanob Silvia D. (2010). Hidrólisis enzimática de cascarilla de arroz pretratada con ácido diluido para evaluar la eficacia de la etapa de pretratamiento. [Consultado 20 enero 2016]. Disponible en <http://frre.utn.edu.ar/IJCYT/clean/files/get/item/2151>.
6. Han, M., Kim, Y., Kim, Y. y Chung B. (2011). Bioethanol production from optimized pretreatment of cassava stem. Korean J. Chem. Eng.

7. Herrera, J. y Pons, J. (2014). Sustratos Proteicos (SUSPROTEL). Aspectos Tecnológicos. Fórum Ciencia y Técnica, Matanzas, Cuba.
8. Hereira Almeida, Yandy (2012). Diseño de una planta de Anhídrido Acético. Matanzas. Trabajo de diploma en opción al título de ingeniero químico. Universidad de Matanzas.
9. Jiménez Gutiérrez, Arturo (2003). Diseño de en Ingeniería Química. Editorial Reverté.
10. Keenan, Joseph H., Keyes, Frederick G., Hill, Philip G., Moore Joan G. (1988). Steam Tables. Edición Revolución.
11. Kern, Donald Q. (199). Procesos de Transferencia de Calor. Compañía Editorial Continental. S.A. de C.V. México.
12. Lam, H., Gamage, J., Zhang, Z. (2010). Bioethanol Production from Lignocellulosic Biomass, Review. Journal of Biobased Materials and Bioenergy, Vol 4.
13. Lebot, V. (2009). Tropical root and tuber crops: cassava, sweet potato, yams and aroids. 17 Edition Wallingford: CABI 2009.
14. Liscano Martínez, Yamil (2014). Producción de bioetanol a partir de tallos de yuca. Medellín. Tesis presentada como requisito parcial para optar al título de: Magister en Ciencias – Biotecnología. Universidad Nacional de Colombia.
15. López Hervis, Yoney, (2013). Propuesta del caso base en un proceso de sacarificación de cáscara de arroz para la producción de etanol. Tesis en opción al grado científico de Doctor en Ciencias. Universidad de Matanzas, Sede Camilo Cienfuegos, Matanzas, Cuba.
16. Márquez R. Fernando (2003). Síntesis de Procesos Químicos. Universidad de Concepción.
17. Martín, C., Thomsen, A.B. (2007) Wet oxidation pretreatment of lignocellulosic residues of sugarcane, rice, cassava and peanuts for ethanol production. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*.

18. Martín, C., Alriksson, B., Nilvebrant, N., Sjöde, A. y Jonson, L.J. (2007) Dilute-sulfuric acid pretreatment of agricultural and agro-industrial residues for ethanol production. *Applied Biochemistry and Biotechnology*.
19. Martínez Yépes, P. N., Guarnizo Franco, A. y Valencia Sánchez, H. A. (2009). Biomass and cellulose pretreatments for saccharification. *Scientiaet Technica*, No 42. Universidad Tecnológica de Pereira. [Consultado: 20 enero 2016]. Disponible en: <http://revistas.utp.edu.co/index.php/revistaciencia/article/viewFile/2655/1463>.
20. Maz S, P., Timmerhaus Klaus, D. (1991). Plant design and economics for chemical engineers. Editorial Advisory Board, Fourth edition.
21. Milián, M.D., Sánchez, I., Rodríguez, S., Ramírez, T., Cabrera, M., Medero, V. y Guerra, D. (200). Caracterización, evaluación y conservación de la colección cubana de germoplasma de yuca (*Manihotesculenta* Crantz). Proceeding IV International Scientific Meeting Cassava Biotechnology Network, Brazil.
22. Moreno García, Antonio David (2013). Estudio de Enzimas Oxidorreductasas en la Transformación de Biomasa Lignocelulósica en Biocombustibles: Deslignificación y Destoxificación. Tesis Doctoral. Madrid. [Consultado: 18 enero 2016]. Disponible en: <http://eprints.ucm.es/23890/1/T35017.pdf>
23. Nuwamanya, E., ChiwonaKarlton, L., Kawuki, R., Baguma, Y. (2012). Bio-Ethanol Production from Non-Food Parts of Cassava (*Manihotesculenta* Crantz). *AMBIO* 2012. Published online: 11 October 2011.
24. Orozco Bravo, Miriam Bárbara (2015). Proceso de sacarificación de los tallos de yucas residuales para obtener levadura *Torula*. Matanzas. Trabajo de diploma en opción al título de ingeniero químico. Universidad de Matanzas.

25. Otero Rambla, Miguel Ángel, Almazán, Oscar A (2012). La Levadura como Base de una Industria. Editorial Académica Española.
26. Pavlov, K. F. (1985) Problemas y Ejemplos para el Curso de Operaciones Básicas y Aparatos en Tecnología Química. Edición Revolucionaria.
27. Prinsen, Pepijn (2010). Composición química de diversos materiales lignocelulósicos de interés industrial y análisis estructural de sus ligninas. Sevilla. Tesis en opción al título de Master Estudios Avanzados en Química. Universidad de Sevilla. [Consultado: 25 enero 2016]. Disponible en: <http://digital.csic.es/handle/10261/66265>.
28. Rodríguez, A.B., Canela, A., Mora, L.M., Motta, W. F., Lezcano, P. y Euler, A. C. (2011). Composición mineral de levadura torula (*Candida Utilis*), desarrollada a partir de vinaza de destilería. Revista Cubana de Ciencia Agrícola, Tomo 45, Número 2. [Consultado 20 enero 2016]. Disponible en: <http://www.ciencia-animal.org/revista-cubana-de-ciencia-agricola/articulos/T45-N2-A2011-P151-Barbara-Rodriguez.pdf>.
29. Rosabal Vega, Julio M., Valle Matos, Manuel. (2006). Hidrodinámica y Separaciones Mecánicas. Tomo II. Editorial Félix Varela.
30. Sánchez J., Cardona C. (2007). Producción de alcohol carburante, una alternativa para el desarrollo agroindustrial. Universidad Nacional de Colombia, sede Manizales.
31. Sandrasegarampillai, B., Arasaratnam, V. (2011) Palmyrah distillery spent wash for ethanol production by a thermotolerant *Saccharomyces cerevisiae*S1 at 40°C *J. Inst. Brew.*
32. Scheller, H.V., Ulvskov, P. (2010). Hemicelluloses. *Annual Review Plant Biology*.
33. Sovorawet, B., Kongkiattikajorn, J. (2012). Bioproduction of Ethanol in SHF and SSF from Cassava Stalks. *KKU Res. J.*
34. Torres, Karen Itsen., González, María del Refugio. (2015). Diseño de un tanque agitado para la etapa de hidrólisis en la producción de miel de agave. Revista de Divulgación Científica. Volumen 1, número 3. [Consultado 25 enero 2016]. Disponible en:

http://www.jovenesenlaciencia.ugto.mx/index.php/jovenesenlaciencia/article/view/752/pdf_5.

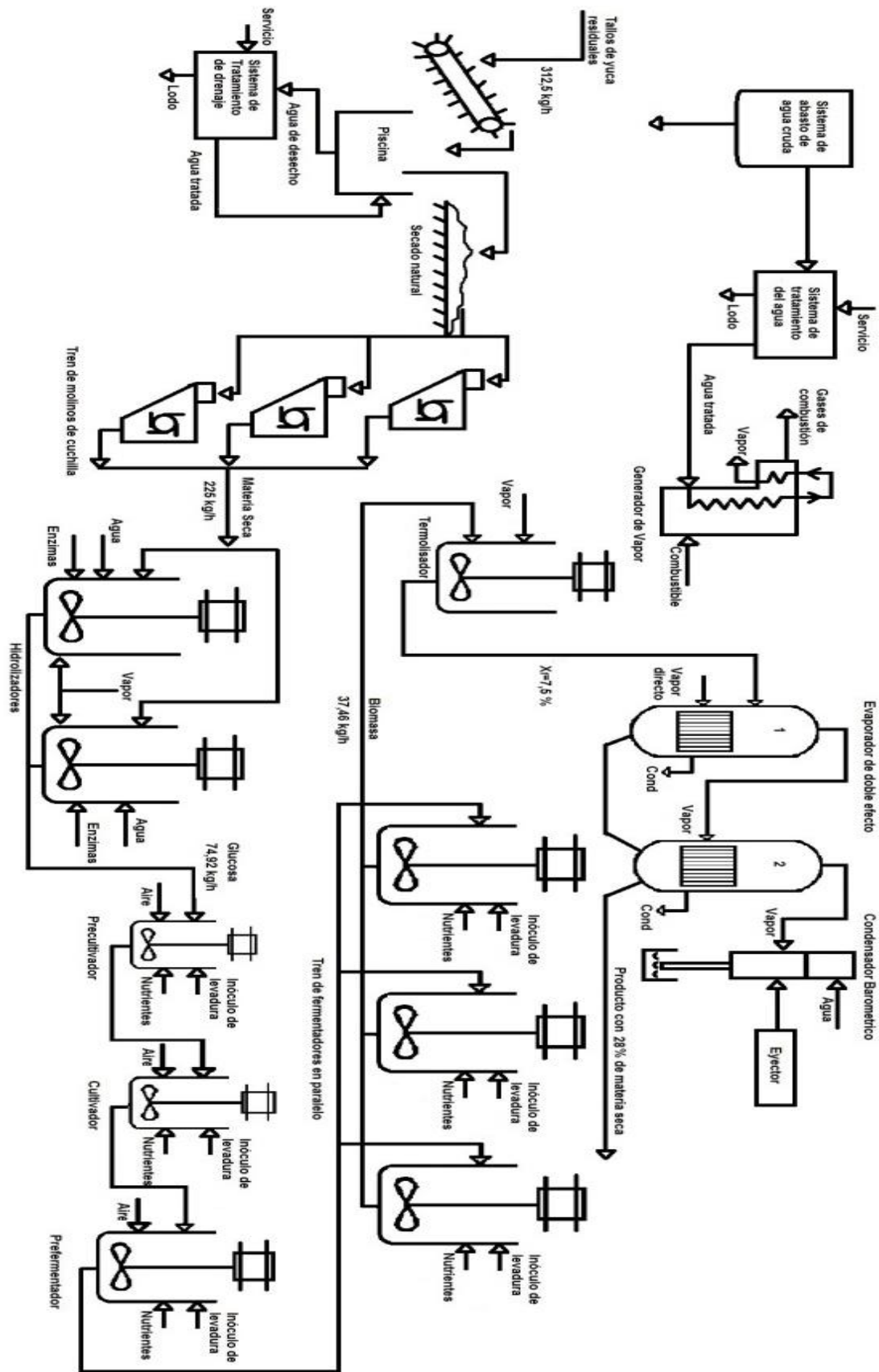
35. Turton, R., Bailie, R. (1998). Analysis, synthesis and design of chemical processes. New Jersey, Prentice Hall.
36. Ulrich, Gael D. (1985). Diseño y Economía de los Procesos de Ingeniería Química.
37. Walas, Stanley M., Couper, James R., Penney W. Ray, Fair, James R. (2010). Chemical Process Equipment. Selection and Design. Second Edition.
38. Wambin, Z., Torbjorn A., Hakan, O., Maogui, W., Bjorn, H., Jiwei, R., Guanghui, X. y Shaojun, X. (2013). Cassava stems: a new resource to increase food and fuel production. GCB Bioenergy.

Anexos

Anexo 1: Producción de yuca anual por municipios de la provincia de Matanzas.

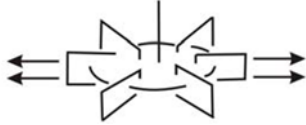
Municipio	Total (ha/a)	Tipos de yuca			
		C-6329	CMC-40	C-74-725	Señorita
Matanzas	280.9	24.8	31.6	142.7	81.8
Cárdenas	74.3	8.7	10.6	34.9	20.1
Martí	231.6	71.3	26.2	65.2	68.9
Colón	48.3	9.8	11.2	5.6	21.7
Perico	57.8	7.6	8.8	15.9	26.3
Jovellanos	110.2	16.2	26.6	29.8	37.6
Pedro Betancourt	1.2	-	-	-	1.2
Limonar	113.9	20.2	14.7	37.3	41.7
Unión de Reyes	414.7	41.8	73.6	174.4	124.9
Ciénaga de Zapata	10.0	2.1	-	3.6	4.3
Jagüey Grande	174.6	28.6	20.9	63.8	61.3
Calimete	41.0	8.2	6.1	21.6	5.1
Los Arabos	9.4	1.6	-	5.1	2.7
Total	1567.9	240.9	230.3	599.1	497.6

Anexo 2: Diagrama preliminar del proceso de obtención de un Sustrato Proteico base levadura *Torula*).

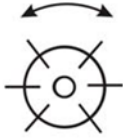


Anexo 3: Tipos de agitadores más usados en los biorreactores.

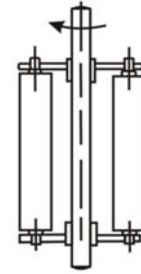
Móviles de agitación de gasto radial



Turbina Rushton



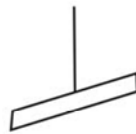
Turbina de paletas encorvadas



Agitador Spin



Agitador de ancla

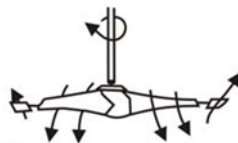


Agitador de paleta

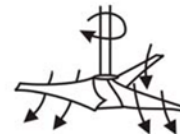
Móviles de agitación de gasto axial



Hélice marina



Hélice de doble flujo



Hélice de paletas delgadas

Anexo 4: Gráfico del punto de equilibrio.

