



UNIVERSIDAD CENTRAL "MARTA ABREU" DE LAS VILLAS
VERITATE SOLA NOBIS IMPONETUR VIRILISTOGA. 1948

Facultad de Química-Farmacia.

Maestría: Gerencia de la ciencia y la innovación.

Título: “Propuestas de alternativas de mejoras tecnológicas en la destilería ALFIC S.A.”

Autor: Ing. Enrique B. Penín Pérez

Tutor: MSc. Víctor M González Morales

SANTA CLARA

Año 2016

Año 58 de la Revolución



Agradecimientos.

Agradezco a la revolución por haberme dado la oportunidad de realizarme como profesional, a pesar de ser hijo de una familia campesina humilde. A mi familia por haberme dado el apoyo necesario , a mis profesores por todos sus conocimientos y enseñanzas transmitidas, a mis compañeros de trabajo por haberme ayudado en buscar soluciones y conseguir mejores resultados, y a mi tutor por creer en mí y su dedicación en la realización de este trabajo.

RESUMEN.

*E*L presente trabajo fue realizado en la en la destilería Alcoholes Finos de Caña (ALFIC S.A) perteneciente al municipio de Aguada de Pasajeros con el objetivo de proponer alternativas de mejoras tecnológicas, mediante el estudio de proceso y análisis de factibilidad, que permitan aumentos de eficiencia industrial y reducción de costos de producción. Fue realizada una revisión bibliográfica que abarca aspectos relacionados con la producción de etanol, con la cinética de la fermentación alcohólica, con análisis de sistemas discontinuos, así como alguno principio relacionados con el proceso de destilación. Se plantearon las alternativas: 1.-Rehabilitación de la caldera de vapor, 2.- Implementación del sistema de fermentación VIMAS y mejoras en el tratamiento de agua del proceso y 3.- Montaje de una columna repasadora de cabezas. Se realizaron los balances de masa y energía en la etapa de preparación de mosto, fermentación y destilación para determinar así las corrientes principales del proceso utilizando para ello el Microsoft Excel. Se realizó la evaluación económica de todas las alternativas por medio del Software Balance-Flujos y se obtuvo como resultado que todas las alternativas son viables siguiendo orden de prioridad anterior. Se recomienda el análisis de las tres propuestas como un proyecto de inversión conjunto y su ejecución en un término de tres años sin afectar los planes productivos.

SUMMARY.

SUMMARY.

The presents work it was carried out in the in the still Fine Alcohols of Cane (ALFIC S.A) belonging to the municipality of Aguada of Passengers with the objective of proposing alternative of technological improvements, by means of the process study and analysis of feasibility that allow increases of industrial efficiency and reduction of production costs. Was carried out a bibliographical revision that embraces aspects related with the production of ethanol, with the kinetics of the alcoholic fermentation, with analysis of discontinuous systems, as well as some principle related with the distillation process. They thought about the alternatives: 1.-rehabilitation of the boiler of vapor, 2. - Implementation of the system of fermentation VIMAS and improvements in the treatment of water of the process and 3. - Assembly of a purification column of heads. They were carried out the balances of mass and energy in the stage of preparation of must, fermentation and distillation to determine this way the main currents of the process using for it the Microsoft Excel. He/she was carried out the economic evaluation of all the alternatives by means of the Software Balance-flows and it was obtained as a result that all the alternatives are viable following order of previous priority. The analysis of the three proposals is recommended as a combined investment project and its execution in a three year-old term without affecting the productive plans.

ÍNDICE.

RESUMEN	1
SUMMARY	2
AGRADECIMIENTO	3
INTRODUCCIÓN	1
CAPITULO I. “Revisión Bibliográfica”	3
1.1 Generalidades.	3
1.2-Modo de Obtención del Alcohol etílico.	6
1.3-Principios básicos de la fermentación.	8
1.4-Cinética de los procesos fermentativos.	9
1.5-Factores que repercuten en la eficiencia fermentativa alcohólica.	10
1.6-Conceptos básicos para el estudio de sistemas discontinuos.	15
1.7-Generalidades de la destilación.	18
1.8-Fabricación de Alcohol etílico a partir de melazas. (<i>OCON, 1952</i>)	23
1.9-Conclusiones parciales.	25
CAPÍTULO – II: Evaluación de las alternativas tecnológicas	26
2.1-Descripción del proceso tecnológico obtención de alcohol extrafino en la destilería ALFIC.S.A.	26
2.2-Propuestas de alternativas para el proceso tecnológico.	30
2.3-Alternativa #1: Rehabilitación de la caldera de vapor.	31
2.4-Alternativa #2: Implementación del sistema de fermentación VIMAS y mejoras en el tratamiento de agua del proceso.	36
2.5-Alternativa # 3: Montaje de una columna repasadora de cabezas.....	49
CAPÍTULO – III. Análisis Económico	62
3.2-Estudio de Factibilidad Técnico-Económica para la ejecución de cambios tecnológicos en la destilería ALFICSA	62
3.3-Evaluacion economica de la alternativa #1 Reabilitacion de la caldera de vapor.....	67
3.4- Evaluación económica de la alternativa #2 Implementacion del sistema de fermentacion VIMAS	70

3.5-- Evaluación económica de la alternativa #3 Montaje de la columna repasadora de cabezas.....	73
3.3-Evaluacion economica conjunta de la alternativa #1,2 y 3.	75
4. Propuesta de Cronograma de ejecución.....	80
CONCLUSIONES.	81
RECOMENDACIONES.	82
BIBLIOGRAFÍA.	83
ANEXOS.	86

INTRODUCCIÓN.

El alto consumo energético ha traído consigo una inevitable disminución de las reservas de combustibles fósiles y la generación de un ambiente con niveles preocupantes de contaminación. Ambos aspectos se han tornado altamente importantes en el mundo, afectando tanto cuestiones ambientales y económicas, como las que involucran la seguridad mundial y las políticas de producción y comercialización del petróleo y sus derivados. Debido a esta problemática el etanol ha ocupado un lugar importante dentro de los combustibles obtenidos a partir de fuentes renovables.

Los múltiples usos del alcohol como solvente y como combustible, lo han convertido en uno de los productos industriales de mayor utilización y significación. El alza de los precios de los combustibles, la imperiosa necesidad de reducir la carga contaminante que el hombre vierte diariamente a la naturaleza, en un mundo cada vez más consumista, hacen cada día mayor la búsqueda de biocombustibles que garanticen la sostenibilidad del desarrollo industrial y automovilístico. Muchas de las economías de los países desarrollados han logrado el aumento de la producción de alcohol como combustible.

En la actualidad la producción de alcohol se realiza con tecnologías de gran eficiencia y estabilidad independientemente de la materia prima a emplear en el proceso, como en la finalidad de la producción, el empleo de columnas al vacío con transferencia de energía hace que el proceso de destilación sea cada vez más estable, por lo tanto más eficiente. En Cuba hoy existen 13 destilerías operadas por el Ministerio del Azúcar, 4 por el Ministerio de la Alimentación y 1 operada en asociación con una empresa Española (ALFICSA).

En el año 1996 nace el proyecto que ha conducido a la fabricación de una de las destilerías más importantes dentro del territorio cubano y con una tecnología que la sitúa entre las más avanzadas del mundo. Alcoholes Finos de Caña (ALFICSA) surge por una iniciativa empresarial hispano-cubana. Este grupo reúne una importante experiencia y conocimientos dentro del sector licorista, todo esto unido a la riqueza del territorio cubano, la producción de caña de azúcar, sus modernas infraestructuras de transporte crean la combinación perfecta para la producción de alcohol de la más alta calidad a partir de melazas de caña de azúcar.

La producción de alcohol a partir de las melazas (miel B o miel final, como también se le conoce) en esta industria abarca dos aspectos básicos, la fermentación la cual parte de las características que tienen algunos microorganismos de desintegrar azúcares y generar, como residuo, alcohol etílico anhídrido carbónico y otros productos secundarios y destilación etapa en la que el alcohol es separado de la mezcla fermentada. Este proceso abarca de forma general tres grandes etapas:

preparación del mosto, fermentación y destilación-rectificación. Las aguas residuales del proceso productivo, así como las vinazas son aprovechadas por una fábrica de Levadura Forrajera Torula aledaña a la planta.

La etapa principal del proceso es la de fermentación pues en ella es donde se logra el alcohol deseado, por tanto el logro del rendimiento en esta etapa es de gran importancia, es el aspecto en que mayor hay que hacer hincapié. Esto se logra a través de un conjunto de parámetros que van desde la propia preparación de la miel final como materia prima, hasta el vital punto del cultivo del microorganismo que será el encargado de la conversión de los azúcares en etanol.

Si bien es cierto que ALFICSA a lo largo de su trayectoria ha logrado muy buenos indicadores en todos los sentidos, manteniéndose en la cima a nivel de país, también que en los últimos años productivos ha mantenido una eficiencia por debajo de los parámetros de diseño.

Para solucionar el problema planteado se presenta la siguiente:

Hipótesis: Si se realiza un estudio sobre alternativas de mejoras tecnológicas se puede proponer ejecutar las que sean factibles técnica, económica y ambientalmente con mejores indicadores y se lograrán incrementos de eficiencia.

Objetivo general.

Proponer alternativas de mejoras tecnológicas, mediante el estudio de proceso y análisis de factibilidad, que permitan aumentos de eficiencia industrial y reducción de costos de producción en la destilería ALFIC SA.

Objetivos específicos:

1. Realizar la actualización bibliográfica sobre el tema.
2. Proponer las alternativas posibles a ejecutar.
3. Decidir cuáles son las alternativas más viables técnica, económica y ambientalmente.
4. Proponer el cronograma de ejecución.

CAPITULO I. “Revisión Bibliográfica”.

1.1-Alcohol Generalidades.

Alcohol: Término aplicado a los miembros de un grupo de compuestos químicos del carbono que contienen el grupo OH. Dicha denominación se utiliza comúnmente para designar un compuesto específico: el alcohol etílico o etanol. Proviene de la palabra árabe al-kuhl, o kohl, un polvo fino de antimonio que se utiliza para el maquillaje de ojos en la antigüedad. En un principio, el término alcohol se empleaba para referirse a cualquier tipo de polvo fino, aunque más tarde los alquimistas de la Europa medieval lo utilizaron para las esencias obtenidas por destilación, estableciendo así su acepción actual. (<http://html.rincondelvago.com>)

Muchos alcoholes pueden ser creados por fermentación de frutas o granos con levadura, pero solamente el etanol es producido comercialmente de esta manera, principalmente como combustible y bebida. Otros alcoholes son generalmente producidos como derivados sintéticos del gas natural o del petróleo. Los alcoholes tienen una gran gama de usos en la industria y en la ciencia, como solventes y combustibles. Por su baja toxicidad y disponibilidad para disolver sustancias no polares, el etanol es utilizado frecuentemente como solvente en fármacos, perfumes y en esencias, como versátiles intermediarios en la síntesis orgánica. El etanol y el metanol pueden utilizarse para de combustión de una manera más limpia que la gasolina o el gasoil.

El Etanol, C_2H_5OH , (usualmente llamado Alcohol de Etilo) es un compuesto ternario, se compone de carbono, oxígeno, e hidrógeno y su composición centesimal según lo referido por (*Palacios.LI.H. 1956*) es, 52,15% de carbono, 34,33% de oxígeno, y 13,12% de hidrógeno, su grupo funcional es el hidroxilo unido directamente a un carbono. El mismo es el segundo miembro de la serie de alcoholes alifáticos, es considerado como uno de los más antiguos productos orgánicos conocidos. (*Manual de los derivados de la caña de azúcar. 2000*).

En cuanto a sus características físicas puede ser descrito como un líquido incoloro, con un olor agradable, es completamente miscible en agua y solventes orgánicos, es muy higroscópico, de punto de ebullición $78^{\circ}C$ y gravedad específica 0.79. Este puede ser nombrado de diferentes formas en función de las características que definen su calidad y sus propiedades organolépticas, por consiguiente se denominará como: Alcohol Absoluto, Alcohol Extrafino, Alcohol Fino y Alcohol Técnico. En la tabla 1.1 aparece los valores máximos o mínimos de los parámetros que definen la calidad del etanol, de acuerdo al nivel de impurezas que este posee (*Norma Cubana N^o 06-22. 1987*).

Tabla 1.1. Normas de calidad para alcoholes.

Especificaciones	Alcohol Superfino	Alcohol Fino		Alcohol Técnico		Alcohol Absoluto
		A	B	A	B	
Grado alcohólico a 15°C (°GL)	96,3**	96	95,5	95	93	99,5-99,8
Tiempo de permanganato (min)	40**	25	25	5	2	-
Acidez total (mg ácido acético/L a. a)	15*	16	30	30	22	-
Aldehídos (mg acetaldehído/L a. a)	8*	12	20	30	-	-
Alcoholes superiores (mg/L a. a)	4*	55	40	150	-	-
Ésteres totales (mg acetato de etilo/L a. a)	20	35	35	100	60,85	-

Tabla 1.2. Propiedades Físico-Químicas del Alcohol.

Propiedad	Valor
Temperatura de ebullición	78,5°C
Temperatura de inflamación	13,00°C
Temperatura de fusión	114,10°C
Temperatura de autoignición	363,00°C
Densidad relativa	0,79
Densidad del vapor	1,30
Peso molecular	46,07
Estado Físico, color, olor	Líquido incoloro, con característico olor a alcohol
Solubilidad en agua	Miscible
Presión de vapor	43,00 mmHg a 20°C
% de volatilidad por volumen	100
Viscosidad	1,20 cp

-Estado actual del etanol.

En las épocas más críticas de la economía mundial los gobiernos incentivaron el uso de etanol tanto en mezclas como puro, con miras a garantizar el suministro de combustible, la incertidumbre entonces en los precios del petróleo llevó en los años 70 a que algunos países, especialmente Brasil, emprendieran programas nacionales de sustitución parcial de la gasolina por fuentes energéticas renovables. (*Macedo, 2007*)

En la mayoría de los países de Latinoamérica se produce el alcohol etílico y sus derivados a partir de azúcar y melazas. La producción de alcoholes a partir de cereales es más utilizada en los Estados Unidos y en algunos países de Europa. América es el mayor exportador de alcohol, particularmente Estados Unidos, siendo sus principales clientes: Europa, Brasil, Japón, y Corea del Sur. El otro importante exportador es Brasil, que exporta fundamentalmente a Europa, Estados Unidos y Japón. También países de Centro América, América del Sur y el Caribe exportan alcohol hacia la Unión Europea, Estados Unidos, Brasil, Japón, entre otros. (*Gonzalez, 2004*)

-Principales usos del alcohol etílico.

El etanol se utiliza ampliamente en muchos sectores industriales y farmacéuticos, como principio activo de algunos medicamentos y cosméticos, como es el caso del alcohol antiséptico a 70° GL; en la elaboración de ambientadores y perfumes. Además es un buen disolvente, y puede utilizarse como anticongelante, y con fines culinarios como son las bebidas alcohólicas. (<http://es.answers.yahoo.com>)

El uso como combustible representa el 61 por ciento de la producción mundial, ya sea para mezclar o reemplazar petróleo y derivados, alrededor del 23 por ciento se destina a la industria procesadora (cosméticos, farmacéutica, química, entre otras), y el 16 por ciento restante se destina a la industria de bebidas. (<http://www.iica.int.ni>)

Por su baja toxicidad y disponibilidad para disolver sustancias no polares, el etanol es utilizado frecuentemente como solvente en fármacos, perfumes y en esencias, como versátiles intermediarios en la síntesis orgánica. (*Alemán, 2007*)

Las industrias emplean con frecuencia el alcohol etílico en sus productos, por ejemplo (<http://www.quiminet.com/>):

- Disolvente industrial
- Disolvente de pinturas
- Disolvente para barnices
- Disolvente para condimentos

- Disolvente para lacas
- Disolvente para perfumes
- Es utilizado como cosolvente
- Ideal para preparar soluciones
- Medio para reacciones químicas
- Medio para recristalizaciones
- Rebajante de thinner
- Usado como solvente
- Usado en flexografía
- Utilizado como adelgazador de tintas tipográficas

El etanol se emplea en la producción de bebidas, como antiséptico, solvente, agente preservante y precipitante, disolvente de nitrocelulosa, gomas, resinol, jabón y muchas otras sustancias. Últimamente ha ganado interés el empleo del mismo como materia prima para la fabricación de sustancias químicas, en la obtención de alcohol absoluto para combustible y en los últimos tiempos como combustible para la producción de hidrógeno con fines de generar electricidad en las llamadas celdas combustibles. (*Albernas, 2010*)

1.2 -Modo de Obtención del Alcohol etílico.

La materia prima puede clasificarse en tres tipos principales:

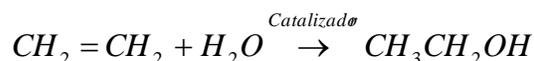
- Materias sacaroideas, como azúcar de caña, remolachas, melazas y jugos de frutas.
- Materiales que contienen almidón, que comprenden los cereales (maíz, malta, cebada, avena, centeno, trigo, arroz, sorgo y otros) patatas, batatas o boniatos, girasol, yuca y otras sustancias.
- Materiales celulósicas, como madera y los residuos de fabricación de la pasta de papel.

Principales materias primas utilizadas. En los Estados Unidos las principales materias primas que se emplean en la producción de alcohol son las melazas y los cereales, en Alemania usan en gran escala las patata, en Francia la remolacha, Suecia fabrica gran cantidad de alcohol industrial de los residuos de pulpa, en Italia se emplea la remolacha, melazas uvas y otras sustancias. (*OCON, 1952*)

En Cuba las melazas de caña son la fuente principal de substrato de los procesos fermentativos y es la materia prima fundamental para la obtención de alcohol extrafino en las destilerías cubanas, además constituyen uno de los productos de la Industria Azucarera que Cuba exporta a diferentes naciones para ser utilizado como substratos en diferentes procesos químicos.

Las melazas además son una de las fuentes más baratas de carbohidratos y no solo contienen gran cantidad de azúcares, sino también sustancias nitrogenadas, vitaminas y elementos trazas, todas muy beneficiosas para el crecimiento y multiplicación de los microorganismos y en general para el desarrollo del proceso metabólico microbiano. (www.ciademelazas.com)

La obtención de etanol puede lograrse por vía enzimática y por vía fermentativa, en nuestro país la más utilizada es por vía fermentativa, aunque ya se realizan trabajos por vía enzimática. Este último proceso se basa en la obtención de etanol a partir de un residuo lignocelulósico que involucra como etapa fundamental la producción de azúcares fermentables a partir de celulosa y hemicelulosa. (*Castillo, 2005*). Centrándose en la vía fermentativa la cual es la principal vía de obtención de etanol, se utiliza la acción de microorganismos determinados sobre un substrato rico en carbohidratos (C). Una gran parte del alcohol etílico que se produce en el mundo es de forma química a través de la hidratación de productos del petróleo (acetileno).



Otra forma de obtener el alcohol es por el método tradicional de fermentación microbiológica.



En la etapa fermentativa se emplean diferentes tipos de nutrientes. Los más utilizados en Cuba son urea y sulfato de amonio como suministradores de nitrógeno, como portador de fósforo se emplea el fosfato de amonio. Los nitratos y nitritos no son metabolizados por la *S. Cerevisiae*, y se plantea que la preferencia de utilizar urea en la práctica industrial obedece a que es la fuente de menor costo por unidad de nitrógeno, según reporta (*Estévez, 1997*).

En todos los procesos el éxito depende de la eficacia del tratamiento preliminar, en caso de haberlo; del empleo de una concentración óptima de azúcar, de un pH y temperatura óptimas; de la adición de sustancias nutritivas al mosto si este estuviera falto de algún constituyente esencial; de la inhibición del crecimiento bacteriano; del empleo de una variedad fuerte de levadura con alta tolerancia alcohólica y capaz, por tanto, de producir grandes cantidades de alcohol, del mantenimiento de las condiciones anaerobias durante la fermentación adecuada, y de la inmediata destilación del mosto fermentado. (*OCON, 1952*)

Los principales pasos para la obtención de alcohol se resumen en tres grandes etapas: Preparación de Mosto, Fermentación y Destilación.

La fermentación es la etapa principal del proceso, en ella es donde se produce el etanol deseado, junto con otros productos secundarios, tales como alcoholes superiores, ácidos orgánicos, ésteres,

aldehídos y otros componentes no-etanol minoritarios que como se conoce le dan las características organolépticas al aguardiente, ron y alcoholes. (*Castillo, 2005*)

1.3-Principios básicos de la fermentación.

En general, las fermentaciones son reacciones en las que una sustancia orgánica se convierte en producto por la acción de microorganismo o de enzimas. (*Levenspiel, 1993*)

Las bioconversiones son procesos en los cuales los microorganismos convierten un grupo de sustancias en un producto utilizando para esto desde un pequeño número hasta una complicada secuencia de reacciones enzimáticas. Durante estos procesos una pequeña cantidad de microorganismos crecen y se multiplica tomando los nutrientes necesarios del medio donde se encuentren. Se distinguen cuatro actividades en las transformaciones microbianas:

1. Desarrollo: en esta fase el microorganismo aumenta de tamaño y se reproduce.
2. Asimilación: aquí el sustrato es transformado en ciertas sustancias necesarias para el desarrollo y actividad vital del microorganismo.
3. Biosíntesis: es la formación de compuestos complejos al interior de la célula necesarios para la vida del microorganismo.
4. Desasimilación: algunos compuestos encontrados en el sustrato son transformados en nuevos productos que poseen libertad.

La producción microbiológica cualquiera que sea su fin dependerá de la intensidad de crecimiento y la multiplicación de las células como parámetros fundamentales. El aumento de ellas es la condición más importante del perfeccionamiento tecnológico de las producciones microbiológicas (www.ellaboratorio.co.cc)

Diferentes formas de contacto entre las fases, contribuyen a intensificar el proceso de crecimiento del cultivo y de formación de productos metabólicos de la célula, así como el contacto de las células con las sustancias alimenticias. (www.science.oas.org)

Los fermentadores son equipos destinados a llevar a cabo reacciones fermentativas cuyos requisitos difieren apreciablemente de las reacciones químicas por cuanto involucran seres vivos con exigencias técnicas y tecnológicas muy particulares.

-Fermentación alcohólica mediante *Saccharomyces Cerevisiae*.

La fermentación alcohólica en los términos más simples es la conversión de azúcar en alcohol y gas carbónico mediante la acción de levadura. Las levaduras son los microorganismos más utilizados en la producción de etanol por la vía fermentativa, debido a que producen un mejor proceso de separación después de la fermentación, además producen un contenido de toxinas muy

inferior a otros microorganismos (*Ojeda, 2005*). Existen variedades de especies capaces de producir fermentación alcohólica como son las levaduras; entre las que se encuentran *Torulopsis*, *Cándida*, ciertas especies *Mucor* y algunas bacterias, sin embargo, la más importante es la *Saccharomyces*. La especie *Saccharomyces Cerevisiae* es el principal microorganismo utilizado para la producción de etanol en el mundo. Su importancia radica gracias a su capacidad de generar dióxido de carbono y etanol durante el proceso de fermentación, además de su rápido crecimiento, facilidad con que se replican los cultivos y por la dispersión de la célula. (www.quimica.es)

-Cinética de los procesos fermentativos.

En este trabajo se lleva cabo el análisis cinético, mediante el modelo de Michaelis-Menten donde en 1913 estos ilustres reportan un modelo de la expresión de velocidad que caracteriza a la fermentación enzimática. Un siglo después ese modelo mantiene su vigencia constituyendo la herramienta fundamental del análisis cinético de ese proceso. (*Aiba, 1970*)

En un adecuado ambiente y empleando la enzima correcta, el compuesto orgánico A reaccionara para producir R. De manera que: $A \Rightarrow E \Rightarrow R$

Una expresión simple la cual puede representar correctamente este comportamiento según lo reportado (*Levenspiel, 1993*) es:

$$-ra = rR = \frac{k \cdot Ca \cdot Ceo}{M + Ca} \tag{1.1}$$

Donde:
M: es la constante de Michaelis- Menten
k: constante cinética (h ⁻¹)
Ceo: Concentración de enzima (g/L)

-Característica cuantitativa de los procesos fermentativos.

La velocidad de crecimiento del cultivo está definida como la cantidad de biomasa (masa celular) en la unidad de tiempo es decir:

$$\mu = \frac{Ln(X_1 - X_o)}{(t_1 - t_2)} \tag{1.2}$$

Donde:
μ: Velocidad de crecimiento celular h ⁻¹
X ₁ : biomasa en el tiempo t ₁ (t. de fermentación)
X ₀ : biomasa en el tiempo t ₀ (inicial)

Este parámetro está relacionado sólo con el crecimiento del cultivo y no es suficiente para una caracterización total del proceso fermentativo. Para caracterizar el proceso fermentativo deben incluirse varios coeficientes económicos que cuantifiquen el mismo según lo reportado por (Flores, 2003)

-Coeficiente de Rendimiento o Coeficiente económico (Y) %.

$$Y = \frac{\Delta X}{\Delta S} \tag{1.3}$$

Donde:
ΔX : Aumento de Biomasa (g/L)
ΔS : Consumo de Sustrato (g/L)

-Rendimiento alcohol sustrato: ($Y_{p/s}$) (%) (Fabelo, 1998).

$$Y_{p/s} = \frac{\% Alc * 100}{ART_i - ART_f} \tag{1.4}$$

1.5 -Factores que repercuten en la eficiencia fermentativa alcohólica.

Mediante el diagrama de Ishikawa se pueden apreciar los principales factores físicos, químicos y biológicos que afecta la eficiencia fermentativa alcohólica. (Estévez, 2005) (Ver Anexo 1)

Factores físicos

Sólidos Insolubles: Carecen de una acción fisiológica directa sobre las levaduras, pero indirectamente inciden fuertemente sobre el proceso al constituirse en soportes para microorganismos contaminantes, barreras en la transferencia de calor, así como origen de incrustaciones, abrasiones, deposiciones, tupiciones y demás efectos mecánicos sobre la maquinaria del proceso. La presencia en mieles de fibras, bagacillo, arena, arcilla u otros materiales extraños, es un aspecto negativo de la mayor significación práctica. (Estévez, 2005)

Coloides: Las macromoléculas tales como los albuminoides, gomas, almidones, ceras etc. presentes en el jugo presentan carácter coloidal. Es causa de fuertes manifestaciones de grumos durante la fermentación y obstaculiza los fenómenos de transferencia de masa por su interferencia con y a través de la pared y membrana celulares. (Estévez, 2005)

Presión Osmótica: Al ser la levadura un organismo unicelular cuyas interacciones con el medio circundante son reguladas a través de una membrana semipermeable, el fenómeno de la ósmosis participa en forma activa en la actividad fermentativa. En general toda solución hipertónica conlleva un factor estresante a la célula. Como esta presión es función de la concentración de los solutos, el

carácter de los mismos (azúcares y/o sales) y la temperatura, la constitución de las mieles participa activamente en determinar la misma.

Factores biológicos.

Inóculo: La inoculación en sí de la levadura utilizada, no es un factor exclusivamente determinado por las condiciones de las mieles, ya que en general todos los géneros y especies de levaduras conocidas como panaderas, vinícolas, cerveceras y de destilería, son utilizables con las mieles de caña. No obstante, sí es en extremo conveniente y necesario disponer de cepas seleccionadas y aclimatadas, para su uso eficiente en la fermentación con guarapo. (*Estévez, 2005*)

Contaminantes: En la práctica es uno de los elementos de mayor influencia para poder conseguir altas eficiencias. Aunque el origen de las mismas puede proceder de diversos orígenes, aquella principal y determinante es la que introduce la miel, como sustrato fundamental del medio de fermentación.

La contaminación no solo es nociva para la eficiencia fermentativa, por la competencia que introduce en la utilización de los azúcares por la presencia de bacterias o levaduras salvajes, sino también por el incremento, producto del desecho metabólico, de ciertas sustancias que poseen un fuerte efecto de inhibición sobre la actividad de la levadura, como son los ácidos orgánicos volátiles, láctico, acético, propiónico y butírico. Este efecto inhibitorio provoca además enlentecimiento de la fermentación y el no agotamiento de todos los azúcares disponibles. (*Estévez, 2005*)

También cobra importancia la presencia de bacterias que propician la fermentación dextránica, butírica y levánica además de la láctica, hetero-láctica y acética. Es pues a todas luces, de extrema importancia las condiciones de “limpieza biológica” con que se disponga la miel a utilizar

Factores químicos

Inhibidores: Existen una extensa gama de sustancias que ejercen marcada influencia sobre la actividad de la levadura. (*Estévez, 2005*). Entre ellas destacan:

- **H⁺.**- La concentración de hidrogeniones expresada por el pH es un factor de alta influencia. Para la levadura son inaceptables los valores neutros y alcalinos, así como los de acidez extrema. Como la propia actividad fermentativa tiende a incrementar los iones hidrógeno, un pH de jugo de 5.5 – 5.7 es muy adecuado, pues durante el curso de la fermentación el mismo disminuirá hasta los 4,5 – 4,7 que son valores óptimos para la levadura.
- **-COOH.**- Para la levadura la tolerancia a los ácidos inorgánicos es muy alta, en comparación con los orgánicos, especialmente los grasos volátiles. Valores de 0,8% de láctico y 0,05% de acético son mortales para la levadura. Otros como el butírico son aún más tóxicos. Los

niveles de éstos naturalmente en los jugos están muy por debajo de los niveles de toxicidad, pero como los mismos pueden incrementarse notablemente por la acción de la contaminación bacteriana de los mismos, debe mantenerse una vigilancia sobre los mismos. Afortunadamente los ácidos orgánicos carboxílicos regularmente reportados en las mieles como aconítico, succínico, málico, cítrico, oxálico etc. no son tóxicos.

- Bloqueadores. Se refieren a aquellos compuestos que se asocian a enzimas específicas deteniendo una reacción bioquímica dada (bloqueo). Los casos clásicos en la fermentación alcohólica son los referentes al yodo-acetato (bloqueo de la *gliceraldehido-3-fosfato-deshidrogenasa*), al fluoruro (bloqueo de la *enolasa* y la *aconitasa*) y al sulfito (*bloqueo del alcohol-deshidrogenasa*). Este último cobra singular importancia cuando las mieles son sulfitados, pues la presencia de sulfito provoca la detención de la deshidrogenación del acetaldehído para su transformación a etanol. Nuestras mieles al no ser sulfitados no presentan este riesgo
- Biocidas.- De origen químico el único compuesto de preocupación son los furánicos formados por degradación térmica de azúcares o pentosanas, tales como el hidroximetilfurfural. Adicionalmente y con mayor importancia práctica, se añaden a éstos químicos, aquellos compuestos que deliberadamente se pueden aplicar a las mieles como agentes preservantes o desinfectantes, durante el proceso de extracción (formol, cloro, amonio cuaternario).

Nutrientes: Son los componentes decisivos en el medio de fermentación y naturalmente los más estudiados. De su presencia y justa dosificación dependerá en gran medida, el éxito del proceso. Se revisan los componentes clave:

- Azúcares.- Con más, el componente de mayor importancia. Todos los azúcares presentes en el jugo, expresados como reductores totales son prácticamente fermentables; sacarosa, glucosa, fructosa, a diferencia de la miel que posee un 4% de reductores infermentables. La forma de su dosificación a la levadura (que depende de la técnica fermentativa utilizada), es determinante en la eficiencia de su conversión.
- Nitrogenados.- Es después de la fuente carbonada el componente más importante. La fuente ideal son los amino-ácidos glutámico, alanina, amino-butírico, aspártico, valina y leucina y los dipéptidos de entre los mismos que se encuentran en el jugo. Industrialmente se suplementa mediante la adición de urea o sulfato de amonio, ya que casi ninguna fuente natural se autoabastece en nitrogenados.

- Fosfóricos.- Esencial para aportar el anión fosfato para la síntesis de ATP. Está presente en los jugos de caña, pero como participa en los procesos de clarificación, su concentración puede resultar disminuida por debajo de los niveles de requerimiento. Se puede suplementar industrialmente mediante fosfato de amonio o ácido fosfórico.
- Minerales mayoritarios.- El Azufre, Potasio, Magnesio, Calcio, Manganeso, Zinc, están presentes en las mieles. Minerales traza.- Cobre, Cobalto, Cromo, Boro, Yodo, Molibdeno, Cadmio, Níquel, Selenio, Hierro, etc. son requeridos en tan ínfimas cantidades, que normalmente hasta el agua de dilución por sí sola es capaz de aportar estos requerimientos.
- Vitaminas.- Bien descrita se hayan las necesidades de Biotina, Tiamina, Pantoténico, Inositol, y Piridoxina. Normalmente los jugos de la caña de azúcar, adecuadamente complementados con una mínima cantidad de miel, son capaces de satisfacer plenamente estos requerimientos.
- Ácidos grasos insaturados y esteroides.- Componentes esenciales para la síntesis de la membrana celular (Oleico y Linoleico). Estos requerimientos aunque en microcantidades son esenciales para la gemación. Una buena solución práctica para su complemento resulta del uso en fermentación, de antiespumantes que posean como base estos compuestos, tales como los aceites vegetales. Es de destacar que el aceite de cachaza (caña) es muy rico en estos ácidos.

- Las levaduras.

Las levaduras y otros organismos análogos, que suelen agruparse con el nombre de *Blastomicetos* u *hongos gemantes*, pertenecen a la subdivisión de las talofitas denominadas *Eumicetos* o *verdaderos hongos*, puesto que carecen de clorofila. Los *hongos gemantes* pueden dividirse en dos clases distintas; los que forman esporas (esporógenos) o verdaderas levaduras, representadas por la familia de los *Entomycetaceae* (*Saccharomycetaceae*), y los que no forman esporas (asporógenos), pseudolevaduras, que están representadas por las familias *Rhodotorulaceae*, *Torulopsidaceae* y *Nectaromycetaceae*. Las verdaderas levaduras incluyen alrededor de 17 géneros, muchas de las cuales tienen a su vez gran cantidad de razas o tipos que se diferencian ligeramente entre sí. Industrialmente, el género *Saccharomyces* es de relevante interés por pertenecer a él la mayor parte de las levaduras que tienen aplicación técnica. (*OCON, 1952*)

Las células de levaduras varían considerablemente en dimensiones, según la especie, nutrición, edad y otros factores. Pueden oscilar de 1 a 5 μ ó más de anchura; y de 1 a más de 10 μ de longitud. Las células esféricas de levaduras industriales tienen un diámetro medio de 4 a 6 μ . Su composición

química de las levaduras: tienen de 68 a 83% de humedad, mientras que las bacterias contienen de 73,3 a 98,3% y los mohos de 84,3 a 88,7%. El contenido de proteínas, hidratos de carbono, grasas y cenizas varía considerablemente, según la clase de levadura y las condiciones en que se ha desarrollado, variando generalmente el contenido de cenizas de 3,8 a 8,8% (referido a sustancia seca). Las verdaderas levaduras *endomycetaceæ* pueden reproducirse vegetativamente por gemación o por escisión y también por formación de esporas. (OCON, 1952)

-Criterio de selección para cepas de levadura para la producción de alcohol.

La correcta selección de una cepa de levadura constituye una de las herramientas más eficiente para el control y optimización de la fermentación alcohólica.

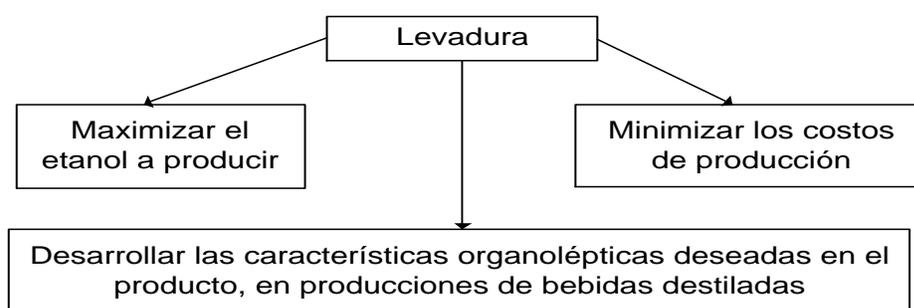


Figura 1.1. Criterios principales de selección para levadura.

Criterios de selección:

- Capacidad rápida y relevante de fermentar carbohidratos en un tiempo razonable para producir altas concentraciones de alcohol; con rendimiento, productividad y eficiencia fermentativa óptimas para las condiciones operacionales existentes.
- Estabilidad fisiológica y genética.
- Tolerancia a estreses fermentativos como altas temperaturas y presiones osmóticas, bajos pH, interrupciones del proceso, etc.
- Fase lag lo más acortada posible previa a la fermentación activa.
- Alta viabilidad celular para su recirculación, implantación y sobrevivencia durante la temporada.
- Características apropiadas de floculación y sedimentación.
- Resistencia a ciertos residuos tóxicos.
- Resistencia a infecciones bacterianas y capacidad para desplazar levaduras concomitantes (imposibilidad de empleo de antibióticos: insumos extremadamente caros para el proceso fermentativo.). Producción de ácido succínico por parte de la levadura, en sinergismo con el

etanol presenta acción bactericida contra las bacterias más frecuentes que contaminan el proceso industrial.

- Capacidad para fermentar ante variaciones en la materia prima (elevadas proporciones de mieles sometidas a agotamientos más intensos: menor pureza, elevadas concentraciones de infermentables, sales minerales y más caramelizadas).
- Baja formación de espuma.

- Carácter killer en las levaduras.

El carácter killer fue descubierto en la levadura *Saccharomyces cerevisiae* por Bevan y Makower en 1963. Las levaduras killer se caracterizan por secretar una proteína tóxica que es letal para las cepas sensibles de su misma especie o de especies diferentes, pero siendo ellas mismas inmunes a su propia toxina. Las levaduras killer, son encontradas y aisladas en numerosos ambientes naturales, como cerveza, en vino. Además de la levadura *Saccharomyces*, el carácter killer se encuentra en un número amplio de levaduras como: *Debaromyces*, *Kluyveromyces*, *Pichia*, *Hanseniaspora* y *Cryptococcus*. (*Alvarez, 2007*)

1.6-Conceptos básicos para el estudio de sistemas discontinuos.

Generalidades.

Primeramente antes de realizar un estudio de sistemas discontinuos se debe definir algunas de los términos utilizados para tratar este estudio como es el caso de receta, tareas y subtareas. En cualquier industria de proceso, la obtención de un producto implica la realización de una serie de operaciones interconectadas según una secuencia definida este es la denominada receta. Cada una de estas operaciones individuales se conoce con el nombre de subtarea. Todas las subtareas que se realizan consecutiva o simultáneamente sobre un mismo equipo formarán una única tarea, normalmente identificada por la subtarea más característica. (*Corsano, 2005*)

Cada subtarea, que utiliza equipos, recursos generales ("servicios") y cierta alimentación de materiales para llevar a cabo una transformación determinada, requerirá un tiempo de ejecución que será función de la naturaleza de la subtarea, del equipo donde se realice, de las características de los materiales iniciales y finales, de su relación con el resto de las tareas y/o subtareas y de las cantidades a procesar. (*Corsano, 2005*)

En el caso más general, una planta química discontinua se puede considerar como un conjunto interconectado de equipos de proceso de varios tipos y tamaños, capaz de llevar a cabo una serie de tareas diferentes en modo de operación discontinuo o semicontinuo. Las tareas a realizar tienen como objetivo elaborar lotes de productos. Generalmente dichos lotes o cargas se agrupan en

campañas de duración apropiada que se repiten periódicamente. Un producto particular puede aparecer en varias campañas, y la duración de la campaña depende de los requisitos inherentes a cada producto individual. (*España, 1994*)

La asignación de tareas a equipos y la descripción del proceso determinarán la secuencia de operaciones a realizar en cada equipo (secuenciación de tareas).

1.6.2-Características estructurales de los procesos discontinuos.

Una planta de funcionamiento discontinuo quedará caracterizada de acuerdo con lo reportado por (*Acevedo, 1999*), (*Scenna, 1999*) en los siguientes elementos:

1. El número de productos intermedios o finales a obtener y su interdependencia, atendiendo a este factor, se pueden distinguir:

- Plantas elaboradoras de un solo producto.
- Plantas que fabrican varios productos. Dentro de éstas se distinguen dos situaciones: (Los productos son independientes entre sí y unos productos a obtener sirven de materia prima de otros)

2. La distribución temporal de la demanda de los productos:

- Plantas con demanda uniforme (invariable a lo largo del tiempo para todos los productos a obtener).
- Plantas con demanda estacional (variable con el tiempo para algunos o todos los productos).

3. En cuanto al tipo de funcionamiento de los equipos, se distinguen:

- Equipos discontinuos (funcionamiento por cargas): Trabajan siguiendo una secuencia de operaciones que implica, entre otros, un proceso de llenado, una o varias etapas de operación y un proceso de vaciado. Durante cada una de estas secuencias, la cantidad máxima de producto que se puede procesar queda determinada por las características físicas del propio equipo y por las características del producto final a obtener.
- Equipos continuos en funcionamiento semicontinuo: Cuando trabajan, procesan un flujo continuo de material, pero la forma de operar de la planta exige una alternancia de periodos de funcionamiento con otros periodos de parada.

Tiempo total de proceso.

Se define el tiempo total de proceso como el tiempo mínimo necesario entre el comienzo de la acción inicial de un lote o carga y el final de la última acción relacionada con la misma carga. Durante la operación de la planta en condiciones reales, este tiempo puede quedar modificado por eventuales faltas de disponibilidad de los recursos productivos. (*Smith, 2005*)

1.6.4. Tiempo de ciclo limitante.

El tiempo comprendido entre fabricaciones de lotes de un mismo producto, excluyendo los retrasos derivados a puesta en marcha de campaña o cambio de producto, es el llamado tiempo de ciclo limitante (TCL). (*Acevedo, 1999*), (*Scenna. 1999*)

Otra definición del (TCL), lo reporta (*España, 1994*), donde plantea que el mismo es el tiempo medio comprendido entre la salida de dos lotes de un mismo producto, cuando la planta trabaja prioritariamente en la *elaboración* de ese producto.

La relación entre el tiempo de ciclo limitante y el tiempo de proceso depende de la forma de operar de la planta, en aspectos como la disponibilidad de recursos, el margen de seguridad que se desee dejar entre lotes para compensar posibles desviaciones respecto a los tiempos de proceso nominales, etc. Así por ejemplo, si cada equipo se utiliza una sola vez en cada lote y se considera disponible para otra tarea en cuanto acaba la operación, el tiempo de ciclo limitante será el máximo de los tiempos necesarios para cada una de las tareas. (*Barker and Rawtani, 2005*)

1.6.5. Diagrama de Gantt.

El llamado Diagrama de Gantt consiste en un diagrama de barras que muestra el nivel de utilización de las unidades de proceso y almacenamiento por los diversos productos a lo largo del tiempo. (*España, 1994*). A continuación se muestra los diagramas de Gantt, para las operaciones con y sin solapamiento:

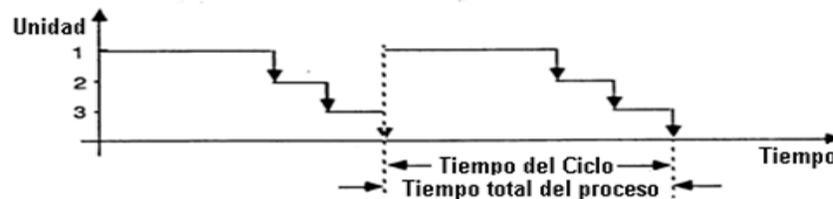


Figura 1.2. Diagrama de Gantt mostrando la utilización de las diferentes unidades y el ciclo limitante en operación sin solapamiento

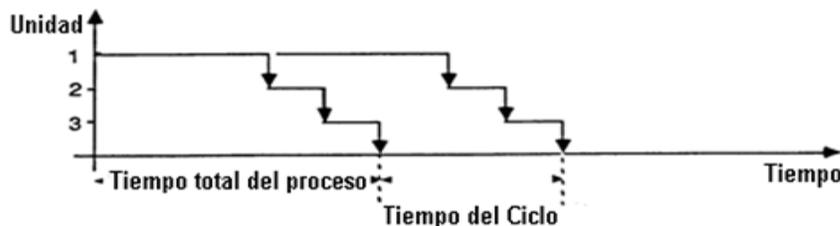


Figura 1.3. Diagrama de Gantt mostrando la utilización de las diferentes unidades y el ciclo limitante en operación con solape.

Como se puede apreciar en la figura anterior, existe una estrecha relación entre el tiempo del proceso y el tiempo del ciclo limitante. Cuando no hay solapamiento entre etapas, el tiempo total del proceso se iguala al tiempo del ciclo limitante, mientras que la operación con solapamiento entre etapas permite la reducción del tiempo del ciclo limitante.

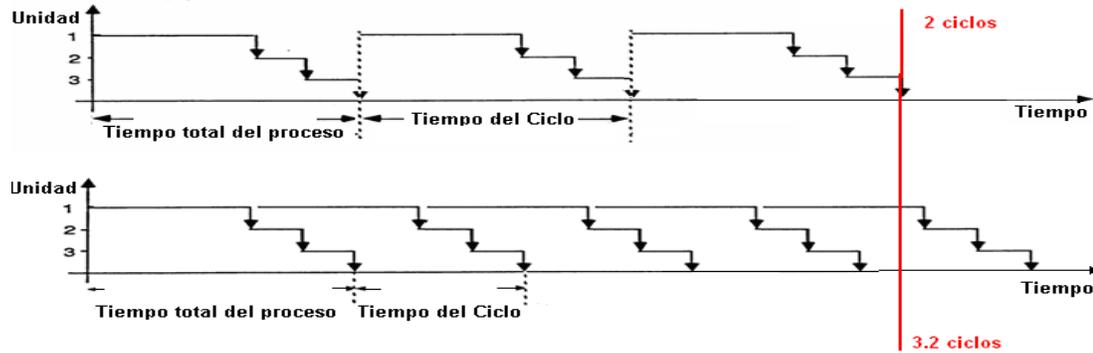


Figura 1.4. Superposición de las operaciones sin y con solapamiento para un mismo ciclo.

La Figura 1.3 muestra el tiempo total de proceso y el tiempo de ciclo para las operaciones sin y con solapamiento, donde se puede observar que para un mismo tiempo de trabajo en la operación sin solapamiento solo se pueden realizar 2 ciclos, mientras que solapando la primera etapa se puede apreciar que para un mismo tiempo final de estudio se pueden realizar 3,2 ciclos. O sea que el solapamiento entre etapas permite una mayor utilización del equipamiento y con ello una mayor producción.

1.7-Generalidades de la Destilación.

La palabra destilación se refiere a la separación física de una mezcla en dos o más fracciones que tienen distintos puntos de ebullición, por otra parte, está relacionado con la separación de soluciones donde todos los componentes son apreciablemente volátiles (*Treybal 1985*), (*G.D. Ulrich, 1999*)

La separación directa que es posible generalmente mediante este tipo de proceso, o sea la que permite obtener productos puros que no requieran un proceso posterior, ha hecho de la destilación una de las más importantes operaciones con transferencia de masa de separación pero tiene como aspecto negativo su baja eficiencia termodinámica y un alto consumo energético. (*Pávlov, 1981*),

(*Treybal, 1985*)

La destilación es el proceso que consiste en calentar un líquido hasta que sus componentes más volátiles pasan a la fase de vapor y a continuación, enfriar el vapor para recuperar dichos componentes en forma líquida por medio de la condensación. El objetivo principal de la destilación es separar una mezcla de varios componentes aprovechando sus distintas volatilidades, o bien

separar los materiales volátiles de los no volátiles. La finalidad principal de este proceso es obtener el componente más volátil en forma pura. Si los puntos de ebullición de los componentes de una mezcla sólo difieren ligeramente, no se puede conseguir la separación total en una destilación individual. Un ejemplo importante es la separación de agua, que hierve a 100 °C, y alcohol, que hierve a 78,5 °C. Si se hierve una mezcla de estos dos líquidos, el vapor que sale es más rico en alcohol y más pobre en agua que el líquido del que procede, pero no es alcohol puro. (<http://www.alambiques.com/destilaciones.htm>)

Al mismo tiempo, la destilación posee ciertas limitaciones como proceso de separación. El gas que puede crearse a partir de un líquido mediante la aplicación de calor, consta, inevitablemente, solo de los componentes que se encuentran en el líquido. Por lo tanto, ya que el gas es químicamente muy similar al líquido, el cambio de composición resultante por distribuir los componentes entre las dos fases generalmente no es muy grande. Es más, en algunos casos el cambio de composición es tan pequeño que el proceso no es práctico; más aún, puede suceder que no haya ningún cambio en la composición.

-Proceso de destilación de alcohol etílico.

En la destilación de los líquidos alcohólicos se pueden reconocer tres destilados. El primero denominado alcoholes de cabeza, está compuesta por productos de punto de ebullición bajo, tales como aldehídos y ésteres, a continuación los alcoholes de buen gusto, que están constituidos principalmente por alcohol etílico; al final se obtienen los alcoholes de punto de ebullición alto, constituido en su mayoría por los alcoholes superiores ó de cola: el alcohol amílico o isoamílico, el propílico, butílico, entre otros.

El punto de ebullición de las mezclas de agua y alcohol se eleva a medida que el líquido se empobrece en alcohol. Los vapores que se producen por ebullición de estos líquidos, son más ricos en alcohol que la disolución de que proceden. En esto se basan los procedimientos de concentración y purificación, los cuales se efectúan mediante columnas destiladoras y rectificadoras.

-Destilación fraccionada.

Este proceso, conocido como rectificación o destilación fraccionada, se utiliza mucho en la industria, no sólo para mezclas simples de dos componentes (como alcohol y agua en los productos de fermentación, u oxígeno y nitrógeno en el aire líquido), sino también para mezclas más complejas como las que se encuentran en el alquitrán de hulla y en el petróleo. La columna fraccionadora que se usa con más frecuencia es la llamada torre de burbujeo, en la que las placas están dispuestas horizontalmente, separadas unos centímetros, y los vapores ascendentes suben por unas cápsulas de

burbujeo a cada placa, donde burbujan a través del líquido. Las placas están escalonadas de forma que el líquido fluye de izquierda a derecha en una placa, luego cae a la placa de abajo y allí fluye de derecha a izquierda. La interacción entre el líquido y el vapor puede ser incompleta debido a que puede producirse espuma y arrastre de forma que parte del líquido sea transportado por el vapor a la placa superior. En este caso, pueden ser necesarias cinco placas para hacer el trabajo de cuatro placas teóricas, que realizan cuatro destilaciones. Un equivalente barato de la torre de burbujeo es la llamada columna apilada, en la que el líquido fluye hacia abajo sobre una pila de anillos de barro o trocitos de tuberías de vidrio.

Cuando la mezcla está formada por varios componentes, estos se extraen en distintos puntos a lo largo de la torre. Las torres de destilación industrial para petróleo tienen a menudo 100 placas, con al menos diez fracciones diferentes que son extraídas en los puntos adecuados. Se han utilizado torres de más de 500 placas para separar isótopos por destilación.

-Ventajas de la operación de destilación.

El método de destilación tiene como ventajas su simplicidad, baja inversión de capital y bajo potencial de riesgo; la nueva fase difiere de la original por su contenido calórico, pero el calor se adiciona o extrae rápidamente sin dificultad, aunque por supuesto, deberá inevitablemente considerarse el costo para hacer esto. De hecho la destilación como proceso, es difícil de vencer cuando los componentes a ser separados son térmicamente estables a su punto de ebullición y tienen una volatilidad relativa de 1.5 o más. La separación directa que es posible generalmente mediante este tipo de proceso, o sea la que permite obtener productos puros que no requieran un proceso posterior, ha hecho de la destilación una de las más importantes operaciones con Transferencia de Masa. (*Treybal, 1985*)-**Desventajas de la operación de destilación.**

A pesar de la destilación ser de gran importancia en las operaciones de transferencia de masa tiene como aspecto negativo su baja eficiencia termodinámica por lo que se necesita hacer un estudio termodinámico a fondo de esta etapa. Presenta además otra desventaja y son sus elevados costos por conceptos de energía necesaria. (*Treybal, 1985*).

-Métodos para conducir la operación de destilación.

Existen métodos para clasificar la operación de destilación de acuerdo a diferentes puntos de vista.

Según el método de operación:

- Simple sin reflujo (De una sola etapa o de operación diferencial).
- Con reflujo (Continua o Discontinua).

Según la naturaleza del flujo de las fases:

- Periódica $x=f(t)$ (Simple o con reflujo)
- Continua $x=f(L)$ (Simple o de Equilibrio)
- Por etapas (Columnas de platos)
- Por contacto Continuo (Columna Rellena). (*Delgado, 2006*)

-Columna de Destilación.

Una columna de destilación es una unidad compuesta de un conjunto de etapas de equilibrio con un solo alimento y dos productos, denominados destilado y fondo. Incluye, por lo tanto, una etapa de equilibrio con alimentación que separa dos secciones de etapas de equilibrio, denominada rectificación y agotamiento. Se requiere de un dispositivo, como un reherbido, donde se transfiera calor al líquido que emerge de la etapa de equilibrio correspondiente al fondo de la columna para vaporizarlo parcialmente, de tal manera que la fracción vaporizada se recircula al fondo de la columna y se mantenga en un flujo ascendente a través de la columna. La fracción no vaporizada se remueve como producto de fondo. (<http://www.alambiques.com/destilaciones.htm>)

-Metodología de cálculo de columnas de destilación.

Tanto en el diseño como en la evaluación de un equipo para la destilación intervienen cinco factores o principios fundamentales:

- Las relaciones de equilibrio

Existen dos grupos de métodos para esta determinación (mezclas binarias)

Métodos exactos:

- Método de McCabe-Thiele
- Método de Sorel – Lewis
- Método de Ponchon Savarit

Métodos cortos, rápidos o aproximados:

- Método de Fenske-Undergood-Gilliland
- Ecuaciones de Kremser (productos de alta pureza)
- Los balances de materiales

Los balances varían en dependencia de las características de la alimentación a la columna y de las corrientes que se alimenten a la misma, además de las secciones que posea.

- Las velocidades permisibles de flujo
- Los balances de energía
- Los costos.

- Los métodos para estimar los costos son muy importantes, porque son utilizados en el cálculo de la factibilidad económica de un proyecto y la toma de decisiones cuando hay varias alternativas. La predicción está basada en porcentajes o factores que son generalmente aplicables. (*Delgado, 2006*)

-Torres de Platos.

Las torres de platos son cilindros verticales en los que un líquido y un vapor se ponen en contacto en forma de pasos sobre platos. El líquido entra en la parte superior de la torre y fluye en forma descendente por gravedad. El vapor pasa hacia arriba, a través de orificios en el plato; burbujea en el líquido para formar una espuma y pasa al plato superior. El efecto es un contacto múltiple a contracorriente entre el vapor y el líquido. Cada plato en la torre es una etapa al ponerse en contacto los fluidos, al realizar un cambio en la concentración de los componentes de cada fluido. Se pueden encontrar diferentes tipos de platos. Platos de campanas de barboteo, Platos perforados, Platos de válvulas. (*Treybal, 1985*)

1.8-Fabricación de Alcohol etílico a partir de melazas. (OCON, 1952)

Las melazas se ajustan a la concentración de azúcar y temperatura deseadas por adición de agua, y al pH requerido por adición de una cierta cantidad de ácido. Se mezcla una levadura iniciadora con el mosto en el tanque de fermentación, que generalmente es cubierto. La mezcla puede hacerse de varias formas: una de ellas consiste en hacer converger las corrientes del mosto y del iniciador sobre una tabla de aletas situadas en la parte superior del tanque. El mosto y el iniciador quedan bien mezclados al esparcirse y caer al fondo del depósito. Otro método consiste en añadir el iniciador sobre el mosto que está ya en el depósito y mezclarlos por medio de aire comprimido que sale por diferentes puntos de tuberías colocadas en el fondo del depósito. Otro método consiste en emplear palas de agitación.

La fermentación comienza rápidamente con desprendimiento de grandes cantidades de dióxido de carbono. En las fábricas modernas se recoge este gas, se purifica y se usa para la fabricación de hielo seco o para otros designios. Al cabo de cincuenta horas o menos, la fermentación suele estar terminada. Las melazas fermentadas se destilan en un alambique continuo para separar el alcohol y otros componentes volátiles. El alcohol se purifica en columnas de rectificación y se almacena o se desnaturaliza.

-Detalles del proceso. (OCON, 1952)

Tipo de levadura: Son preferibles determinados tipos de levaduras; aquellos que son capaces de producir y tolerar altas concentraciones de alcohol y que poseen características estables y uniformes.

Se emplean generalmente variedades de *Saccharomyces cerevisiae*, pero en ciertas condiciones pueden también emplearse otras levaduras como el *S. anamensis* y el *Schizosaccharomyces pombe*.

Preparación del iniciador: Una vez seleccionada la levadura para la fermentación y aislada en un cultivo puro, se prepara el iniciador. Para inocular el mosto, que frecuentemente alcanza cantidades de miles de litros, se necesita una cantidad también grande de iniciador. Una vez inoculado el mosto contenido en una de las cubas el cual se deja fermentar, y es él que se añadirá a todos los demás fermentadores para su posterior fermentación. La aireación es de importancia en la preparación de un iniciador, con el fin de asegurar un gran número de células de levaduras.

Las melazas: las melazas de caña constituyen la fuente principal del alcohol industria en Estados Unidos. Esta materia es el jarabe residual del jugo concentrado de azúcar, una vez separado los cristales de azúcar. Suelen contener del 48 al 55% de azúcares, especialmente sacarosa. En los últimos años se han empleado melazas concentradas para la fabricación de etanol. Estas melazas concentradas no son más que el jugo de azúcar de caña después de evaporar una parte del agua, por tanto, contienen todo el azúcar, aunque una gran parte se haya invertido como resultado de una hidrólisis ácida. Su contenido de azúcar puede ser hasta del 78%.

Concentración de azúcar: suele ser satisfactoria una concentración del 10 al 18%. Aunque a veces se emplean concentraciones demasiadas altas, éstas actúan adversamente sobre la levadura, pues el alcohol producido puede inhibir su acción, y, en consecuencia, se prolonga el tiempo de fermentación y puede no transformarse parte del azúcar. Por otra parte, el empleo de concentraciones demasiado bajas no resulta económico, ya que origina una pérdida de espacio de fermentación, y un aumento en los gastos de obtención de una misma cantidad de alcohol en la destilación posterior.

El valor más corriente de la concentración es del 12%. La cantidad de agua necesaria para reducir la concentración de las melazas a este valor se calcula a partir de datos analíticos conocidos.

Sustancias nutritivas: Aunque las melazas contienen generalmente la mayor parte de las sustancias nutritivas necesarias para la fermentación, para suplir la posible deficiencia en fósforo o nitrógeno puede añadirse fosfato o sulfato de amónico.

pH del mosto: La fermentación continúa satisfactoriamente cuando el pH del mosto ha sido ajustado entre 4 y 4,5. Este pH favorece a la levadura y es lo suficientemente bajo para inhibir el desarrollo de muchos tipos de bacterias el fabricante sustituye la esterilización por el empleo de un pH exactamente ajustado y de una gran cantidad de inoculante, puesto que resulta costoso e impracticable esterilizar grandes cantidades de melazas. Comúnmente se inocula la mayor parte del

mosto con un iniciador que representa del 4 al 6% de su volumen aunque, en ciertas circunstancias, puede oscilar del 2 al 25%.

Corrientemente se emplea ácido sulfúrico para ajustar la reacción del mosto, aunque el ácido láctico es también satisfactorio. Ácido láctico favorece el desarrollo de las levaduras e inhibe el de las bacterias butíricas, que son perjudiciales para la fermentación producida por la levadura. La inoculación del mosto, antes de la fermentación alcohólica, con bacterias lácticas sustituye a la adición de ácidos.

Oxígeno: Aunque la producción de alcohol no requiere oxígeno, en los primeros momentos de la fermentación es necesaria una gran cantidad de este gas para la reproducción de las células de levadura en condiciones óptimas. Durante la fermentación se desprende CO₂ y se establecen pronto las condiciones anaerobias.

Temperatura: Se inocula el mosto a una temperatura de 15 a 25°C, generalmente de 20 a 25°C, dependiendo en cierto modo de la temperatura exterior. Durante la fermentación aumenta la temperatura del mosto. El empleo de serpentines de refrigeración o bien de chorros de agua sobre las paredes exteriores del depósito ayuda a mantener una temperatura adecuada. A temperaturas muy por encima de los 30°C el alcohol se evapora rápidamente y aumenta el desarrollo bacteriano.

Tiempo requerido para la fermentación: La fermentación es comúnmente completa sobre las 50 horas o menos, dependiendo de la temperatura, concentración de azúcar y otros factores.

Destilación: El mosto fermentado se destila para separar el alcohol etílico y el aceite de fusel de los otros constituyentes. En el caso en que se disponga de pocos depósitos y no pueda destilarse inmediatamente todo licor producido, se transporta parte de él a un depósito de almacenaje, donde se guarda hasta que pueda ser destilado.

Durante la destilación se separan fracciones que contienen distintas concentraciones de alcohol (vinos) y residuos. Las fracciones que contienen aproximadamente de 60 al 90% de alcohol etílico se denominan *vinos altos*. Estas fracciones se concentran hasta etanol de 95% mediante destilaciones o fraccionamientos adicionales. Las fracciones pobres en alcohol, los *vinos bajos*, son destilados de nuevo con cantidades nuevas de líquido fermentado. Aunque a veces se tiran los residuos, otras veces pueden ser de utilidad, por ejemplo, pueden emplearse para sustituir una parte del agua empleada en la dilución de las melazas antes de la fermentación. Los sólidos contenidos en el residuos pueden concentrarse por evaporación y venderse como componente de abonos, puestos que contienen potasio y fosfatos. También pueden emplearse como aglutinante en la formación de machos de fundición o en la fabricación de piedra artificial.

Rendimientos: La producción de alcohol a partir de las melazas de caña suele alcanzar un 90% del valor teórico, referido al contenido en azúcares fermentables.

Tratamiento final: el alcohol etílico de 95% en volumen puede ser nuevamente purificado, deshidratado o desnaturalizado, como está prescrito por le Bureau of Internal Revenue.

1.9-Conclusiones parciales.

1. El etanol es una sustancia con variados usos en las industria procesadora (cosméticos, farmacéutica, química, entre otras), pero con el progresivo aumento de los precios de los combustibles fósiles toma cada día un puesto notable en su uso como combustible, ya sea para mezclar o reemplazar petróleo y derivados.
2. El alcohol es una sustancia que puede ser obtenida de diversos tipos de biomasas, las cuales pueden ser granos, caña de azúcar, remolacha o sea todos los productos que contengan azúcares o hidratos de carbono que puedan transformarse con facilidad en azúcares fermentables, almidón o celulosa.
3. En Cuba las melazas de caña son la fuente principal de substrato de los procesos fermentativos y es la materia prima fundamental para la obtención de alcohol extrafino en las destilerías cubanas, además constituyen uno de los productos de la Industria Azucarera que Cuba exporta a diferentes naciones.
4. La obtención de etanol puede lograrse por vía enzimática y por vía fermentativa. La vía enzimática se basa en la obtención de etanol a partir de un residuo lignocelulósico que involucra como etapa fundamental la producción de azúcares fermentables a partir de celulosa y hemicelulosa, mientras que la fermentativa se utiliza la acción de microorganismos determinados sobre un substrato rico en carbohidratos (C). Otra via de producción del alcohol etílico es de forma química a través de la hidratación de productos del petróleo (acetileno).
5. En la etapa de fermentación se decide la eficiencia general de la fábrica y deben evitarse las infecciones bacterianas.

CAPÍTULO – II: Evaluación de las alternativas tecnológicas.

2.1-Descripción del proceso tecnológico obtención de alcohol extrafino en la destilería

ALFIC.S.A.

A continuación se muestra una descripción detallada del proceso de obtención de alcohol extrafino en la destilería ALFICSA; el alcohol producido en la misma es a partir melazas de la caña de azúcar, además de presentar la planta azucarera suministradora de miel en áreas aledañas. El proceso de obtención de alcohol extrafino en la destilería ALFICSA consta de tres etapas fundamentales: preparación del mosto, proceso de fermentación y proceso de destilación.

-Recepción de la Materia Prima.

La miel, procedente de los depósitos generales de almacenamiento, pasa al área de pesaje, es pesada en una tolva receptora de miel y es bombeada al tanque de almacenamiento de miel por la bomba (P-201), luego es bombeada al proceso de Preparación de Mosto mediante las bombas (P-204), estas bombas son típicas en el uso de líquidos muy viscosos y de alta densidad por lo que han de ser de desplazamiento positivo.

-Preparación de mostos.

El objeto de la sección de preparación del mosto en el proceso de fabricación de alcohol es adecuar la melaza para obtener el máximo rendimiento en la transformación de la azúcar contenida en la melaza, en alcohol, durante el proceso de fermentación. Esta etapa consta de tres momentos fundamentales:

- Pasteurizar la melaza.
- Diluirla a una concentración adecuada (El mosto de 16°Brix en las cubas madres y el de 24°Brix se utilizará en la fermentación)
- Acidular y añadir los nutrientes necesarios para una perfecta fermentación (Se mantendrá un pH de 4-4.5 mediante inyección de H₂SO₄)

La melaza se mezcla con agua mediante la bomba (P-341), en el mezclador (MX-313). Luego la miel prediluida a 40°Brix entra al filtro rotatorio (F-303) donde se eliminan las impurezas sólidas que trae la miel, las cuales perjudican la calidad del mosto y por consiguiente la calidad en la fermentación y la obtención del producto final.

La melaza previamente diluida pasa al tanque de recepción (D-302) donde se le adiciona el Ácido Sulfúrico (2,5 g/l) para disminuir el pH del medio y así evitar la propagación de microorganismos y favorecer la inversión de la sacarosa. De aquí una parte es bombeada por la bomba (P-317) al depósito (D-301) donde a la entrada de este se pone en contacto con vapor directo

proveniente de la caldera que pasa por el eyector (E-310), donde se eleva la temperatura alrededor de 80 o 90°C. La temperatura a alcanzar está en dependencia del grado de infección que se haya observado anteriormente en el proceso de fermentación, es decir el objetivo es esterilizar el mosto para eliminar el número de células no deseables o al menos lograr que sea el menor posible. Además se debe conjugar la calidad de la melaza y el óptimo entre rendimiento de fermentación y gasto de vapor. Este mosto se traslada hacia el intercambiador de calor (E-314) con el objetivo de enfriarlo de 30 a 35°C, al cual se alimenta agua procedente de las torres de enfriamiento como medio de intercambio de calor.

El mosto a menor temperatura pasa al mezclador (MX-318), al cual se le alimenta agua tratada con el objetivo de diluirlo a 16°Brix, para luego alimentarlo a las cubas madre.

La otra parte del mosto que se encuentra en depósito (D-302) pasa al intercambiador de calor (E-350) donde disminuye la temperatura alrededor 30 o 35°C, para luego llevarlo al mezclador (MX-316) al cual se le alimenta agua tratada para lograr la dilución de la miel hasta a 24°Brix para ser alimentado a las cubas hijas o fermentadores.

A la salida de los mezcladores se le suministra al mosto los nutrientes necesarios ricos en fósforo y nitrógeno necesarios en la etapa de fermentación. (*Villena, 1997*)

Ver diagrama de flujo de la etapa Preparación de mostos en el Anexo 2.

-Fermentación.

La fermentación escogida es la semicontinua, es decir, cada cuba trabaja separadamente y desplazada en el tiempo de tal forma que continuamente se está alimentando con mosto fermentado la sección de destilación, mientras que la cuba madre trabaja siempre en continuo simultáneamente.

El líquido proceden de la preparación del mosto se divide en dos partes, uno que va a las cubas de fermentación (mosto fuerte) y otro que alimenta a las cubas madres (mosto de baja concentración). El objeto de la cuba madre es preparar un inóculo o pie de levadura para alimentar a las cubas hijas, en mismo representa el 20-25% del volumen total.

Las cubas irán tapadas y estarán provistas de bomba de agitación y enfriamiento en sistema exterior. El proceso dispondrá de dos cubas Madres o de propagación de levadura autóctona.

En el proceso de fermentación el mosto a 16°Brix se añade a la cuba madre (depósito D-400) a una temperatura de 30°C y con inyección de aire continuo, con el soplante (S-401), esto es muy importante porque favorece la proliferación de levaduras. La formación de levadura disminuye el contenido de azúcar por lo que se ha de alimentar constantemente con mosto. Este proceso es enfriado para mantener la temperatura cerca de los 30°C, por el intercambiador de calor (E-430). El

tiempo de retención oscila entre 8 y 10 horas, para mantener una población de levadura superior a los 300 millones de células por mililitros y adaptada al medio alcohólico.

La entrada del mosto es regulada por la válvula (V-413) en el depósito (D-402) (cuba hija) donde después de estar su densidad baja debido a la fermentación se añade el mosto de 24°Brix por la (V-415) a un 30-40% de su totalidad continuando la fermentación pero con nueva alimentación, este procedimiento es enfriado por el E-431 y bombeado por la (P-402) la que circula el vino por el (E-431) según lo indiquen los controles de temperaturas, en el mismo momento se abrirá la (V-404) de salida de CO₂ según lo requiera, y transcurrido un tiempo (cuando el Brix sea la mitad +1 del inicial) se completa el volumen de trabajo del fermentador. Aproximadamente cada 4 horas se inocula un fermentador, con mosto procedente de la cuba madre, el 25% de su volumen total trabajo.

Durante el tiempo que se está efectuando la fermentación en el (D-402), se le suministrara mosto de 16°Brix al depósito (D-408) de la misma manera que el anterior, y así sucesivamente se va realizando el procedimiento para los 10 fermentadores instalados en la planta, este proceso semicontinuo en la sala de fermentación, con un ciclo de fermentación entre las 35 a 40 horas, garantiza la existencia de fermentadores muertos en espera para ser destilados y así no ocasionar paradas en la fábrica, ya que en general la misma opera a régimen continuo.

El mosto fermentado o VINO de los fermentadores ya muertos y que han tenido un reposo de 1 a 2 horas es bombeado a la etapa de destilación de inmediato. Los fondajes de los fermentadores se separan y se bombean hacia la fábrica de levadura ya que se utiliza como pienso animal.

Los fermentadores al ser destilados son sometidos a un proceso de limpieza y esterilización para comenzar nuevamente el ciclo de fermentación. (*Villena, 1997*)

Ver diagrama de flujo de la etapa Fermentación en el Anexo 3.

-Destilación–Rectificación.

En el proceso de destilación la materia prima es el vino que se encuentra entre 6 y 7% Alcohol v/v, este penetra en el calentador de vino (E-525) con una temperatura de 35°C, donde se aumenta hasta 70°C aproximadamente, a fin de disminuir la cantidad de vapor necesario en la columna destrozadora (C-510). Una vez el vino caliente a su caudal medido y regulado penetra en la columna (C-510). Esta es una columna de agotamiento (columna destiladora o destrozadora) simple con desgasificación.

Con el fin de disminuir los peligros de incrustación y de poder funcionar en doble efecto, esta columna se mantiene bajo vacío (400 mmHg), esto representa varias ventajas, entre ellas, como ya se ha dicho, la de disminuir los peligros de incrustación por precipitación de sales de calcio, ya que

la temperatura promedio de la columna es de 80°C estando por debajo de la temperatura de precipitación de dichas sales que es superior a los 85°C, y mejorar considerablemente la extracción de gases disueltos en el mosto, tales como CO₂, o varios incondensables que se eliminan a través del colector de vacío.

Las vinazas salen por el pie de la columna (C-510) a través del sello hidráulico (B-512).

El alcohol integral o centro pasa bajo forma de vapor a la columna (C-520) o de alto grado. En esta columna se concentra el alcohol sobre 85% v/v, antes de pasar a la (C-536).

Los vapores producidos en esta columna se condensan en el conjunto (E-525 A/B), (E-526) y (E-528). Los condensados se dividen en dos: una parte representa el reflujo y la otra el alcohol centro. Este alcohol centro se lleva a donde se efectúa una depuración del alcohol por medio de un lavado con agua y vapor, con el fin de eliminar las impurezas volátiles a baja concentración alcohólica, aproximadamente de 15 a 20% Alcohólico o Grados GL.

La columna (C-536) está compuesta por dos columnas, a saber: Los primeros platos constituyen la columna de hidroselección propiamente dicha, seguida de un decantador en caliente de aceites de fusel; los platos superiores constituyen la columna de cabezas.

Los vapores alcohólicos producidos por la columna (C-536) se condensan en el (E-550) y (E-552). Los condensados producidos se dividen en dos partes que constituyen el reflujo y las extracciones de cabezas que representan del (6-8%).

El alcohol centro sale por el pie de la columna (C-536) a una concentración de 15-20°GL. Esta concentración alcohólica se obtiene mediante un abundante riego proveniente de las flemazas de la rectificadora (C-540).

El primer condensador de esta columna, (E-536) es a la vez ebullidor de la columna desmetilizadora (C-550), aprovechándose así las calorías para destilar el metanol de forma similar al conjunto (C-510) / (C-540).

El alcohol lavado (15-20% v/v) llega a la rectificadora (C-540), impulsado por la bomba (P-531), donde se concentra hasta 96,3°GL. El alcohol pasteurizado (88-90%) se extrae lateralmente de unos platos por debajo de la cabeza, del reflujo de la cabeza se extrae las primas (1,5-2%), además se extraen las colas bajas y altas que son retrogradadas al decantador de amílico y la columna lavadora respectivamente. Los vapores alcohólicos producidos por esta columna se condensan en el grupo (E-510), (E-511) (siendo (E-510) el ebullidor de (C-510)).

El alcohol pasteurizado procedente de la columna rectificadora (C-540) son alimentados en el centro de la columna desmetilizadora (C-550), el alcohol centro se extrae por el fondo y las impurezas metálicas (1,5-2%) se extraen por el reflujo de la cabeza. (*Villena, 1997*)

Ver diagrama de flujo de la etapa Destilación–Rectificación del Anexo 4.

2.2 -Propuestas de alternativas para el proceso tecnológico.

En las condiciones actuales de contaminación de las fuentes de agua, de los altos precios de la melaza y del petróleo se hace necesario analizar alternativas de cambios tecnológicos que posibiliten mantener la eficiencia global promedio en 85%, el consumo de petróleo por debajo de 8.3 Gal/Hlap y evitar tener que repasar alcohol durante 2,5 días cada mes para producir más extrafino. (*Suarez. E. G, 2012*)

Especialista de la empresa ALFIC.S.A en conjunto con profesores y estudiantes de la Universidad Central “Marta Abreu de Las Villas” realizaron un levantamiento sobre las principales oportunidades de mejoras tecnológicas a fin de aumentar la eficiencia industrial y disminuir los costos finales de producción, proponiendo como alternativas.

-Alternativas de mejoras tecnológicas.

1. Rehabilitación de la caldera de vapor, con la posibilidad de quemar crudo cubano, fuel-oíl y subproductos alcohólicos de la destilería.
2. Implementación del sistema de fermentación VIMAS y mejoras en el tratamiento de agua del proceso.
3. Montaje de una columna repasadoras las cabezas.

Estas inversiones presentan las siguientes ventajas: (*Suarez. E. G, 2012*)

1. Garantía de producción ininterrumpida durante 300 días anuales al no tener que parar la destilación para repasar el alcohol de segunda.
2. Las modificaciones no implican cambios estructurales en las naves existentes.
3. La estabilidad en la eficiencia global de la fermentación ofrece % alcohólicos por encima de 7 lo que disminuye la cantidad de vinaza y ahorra vapor en la destilación.
4. La posibilidad de usar petróleo crudo o fuel-oíl con adición de algunos subproductos de la destilación en un único quemador en la caldera.

2.3 -Alternativa #1: Rehabilitación de la caldera de vapor.

El objeto esencial del presente proyecto de inversión es la adquisición, montaje y puesta en marcha de un sistema de combustión automático para la caldera de 20 t/h y acometer trabajos de recuperación del aislamiento térmico de tuberías y equipos auxiliares. (*Hernández, A, 2011*)

Datos y características principales del equipamiento.

Caldera:

Tipo: Piro tubular

Marca: LAMBDA (Constructora FIELD S.A Barcelona)

Capacidad de Producción: 20 t/h

Presión de trabajo: 13 kg/cm²

Tipo de vapor: Saturado

Sistema de combustión

Un quemador

Marca: RAY

Modelo: BGE

Tipo: 1 500

No de fabricación: 8 361

Combustible. Fuel-Oíl o crudo Cubano.

Gasto Max: 1 562 kg/h

Gasto Min: 312 kg/h

Potencia Nominal Max: 18 605 kw

Potencia Nominal Min: 3 721 kw

Presión de alimentación. 4 Bar

Sistema de alimentación de combustible

Dos bombas de engrane

Dos filtros de combustible

Un calentador de combustible (Eléctrico/Vapor)

Sistema de tubería de alimentación y rechazo

Válvulas.

Turbo generador eléctrico

Marca: Allis Chalmers

Tipo: Contrapresión

Potencia: 500 kw
Presión de trabajo: 11 kg/cm²
Tipo de vapor: Saturado
Contrapresión: 1,5kg/cm²

Datos de operación

Combustible utilizado. Crudo cubano Phnom 140
Consumo diario de crudo: (27 000-30 000) kg.
Consumo específico: 28 kg/Hlap

-Estado de la instalación.

- Caldera. Es una caldera adquirida de segunda mano, presenta un buen estado de conservación por su exterior, la flusería se observa en buen estado físico, sus partes y equipos auxiliares están completos pero presentan cierto deterioro técnico.
- Quemador RAY: Presenta desgaste en varias de sus partes fundamentales, elementos de regulación y principalmente en la copa rotatoria y en la boquilla de pulverización, además las electroválvulas están en muy mal estado.
- Sistema de preparación y alimentación de combustible: El estado de conservación es deficiente, se observa un alto grado de corrosión en las bombas, válvulas, accesorios y tuberías en general.
- El aislamiento térmico de tuberías y tanques es deficiente en algunos casos y en otros no existe.

Por tanto se llega a la conclusión de que el sistema de alimentación de combustible y el quemador en este orden no son mecánicamente fiables para enfrentar las próximas campañas de producción, además existen notables pérdidas de calor por la falta de aislamiento térmico en las tuberías y equipos auxiliares. (*Hernández, A, 2011*)

Los especialistas y la dirección de ALFIC S.A después de analizadas las problemáticas presentaron un grupo de propuestas de soluciones:

- Adquirir un quemador nuevo marca RAY tipo 1 500 para sustituir el actual.
- Adquirir un quemador mixto (Líquido-Líquido) para quemar crudo cubano y alcohol flema con las siguientes variantes.

Primera variante: Posibilidad de quemar alcohol flema en el mismo momento que se quema el crudo, modulando solo el último, según demanda. De no tener disponibilidad de alcohol flema se mantenga en operación solo con crudo.

Segunda variante: Posibilidad de quemar con alcohol o crudo indistintamente según se requiera.

- Adquirir un sistema de bombeo y alimentación de combustible que se satisfaga la variante seleccionada.
- Adquirir los recursos necesarios para acometer los trabajos de recuperación del aislamiento térmico de tubería y equipos auxiliares.

-Análisis de la eficiencia del sistema de generación de vapor.

Tabla 1.3. Información primaria del sistema de generación de vapor.

Caldera horizontal de tubos de fuego	
Producción de vapor	20 000 kg/h
Presión de trabajo	13 kg/cm ²
Quemador RAY BGE 1500	
Gasto de diseño del quemador	312-1 562 kg/h
Potencia del quemador	3 721-18 605 kw
Combustible crudo cubano PCN 1400	
Producción de vapor real (actual)	16 000 kg/h
Presión de trabajo real	11,5 kg/h
Gasto real (actual)	1 500 kg/h
Oxígeno en la combustión	10,5%
Temperatura de los gases de salida	330°C
Temperatura del local	35°C
Tiempo de trabajo anual	6 480 h

-Situación actual del sistema de generación de vapor.

1. Caldera falta de mantenimiento.
2. Equipo de combustión en muy mal estado debido a su envejecimiento y mala conservación. Sufre desgastes severos en el 80% de sus partes principales.
3. Estación de preparación y transporte de combustible en muy mal estado técnico, y con elevado % de ineficiencia.
4. Existen más de 376 m de tuberías sin aislamiento térmico.

-Eficiencia de la caldera actual. Análisis de los gases de una mala combustión.

Datos	
O ₂ en combustión	10,5%
C O ₂ en combustión	8,0%
Temperatura de los gases de salida	330°C
Temperatura ambiente	35°C
Nota: la información fue obtenido de los registros de la Planta	

$$\text{Rendimiento de la combustión: \%} = 100 - \left(\frac{T_g - T_a}{\%CO_2} \right) * 0,6 \quad (2.1)$$

Eficiencia de la caldera actual: 77,8%

-Eficiencia calculada después de realizado los manteamientos.

Datos	
O ₂ en combustión	3,5%
C O ₂ en combustión	13,0%
Temperatura de los gases de salida	305°C
Temperatura ambiente	35°C

Utilizando la ecuación 2.1 calculamos la nueva eficiencia de la caldera.

Eficiencia de la caldera actual: 85,27%

Ahorro porcentual que se obtendrá después del mantenimiento de la caldera.

$$\text{Ahorro} = 100 \left(\frac{1 - 77,8}{85,27} \right) = 8,76\% \quad (2.2)$$

Consumo anual (CA).

$$CA = 1500 \frac{kg}{h} * 6480h = 9720000kg, \text{ de crudo.} \quad (2.3)$$

Ahorro de combustible (AC).

$$AC = \frac{9720000 * 8,76}{100} = 851472kg, \text{ de crudo} \quad (2.4)$$

-Sustitución de equipo de combustión completo.

Equipo actual: RAY Rotatorio BGE-1500. Nivel de automatización mínimo.

Relación Gasto-Potencia.

$$\frac{18605kw}{1562kg} = 11,91 \frac{kw}{kg} \quad (2.5)$$

Equipo propuesto: RAY Rotatorio BGE- 1 500 especial con lanza incluida para la combustión del alcohol flema. Máximo nivel de automatización.

Relación Gasto-Potencia.

$$\frac{18605kw}{1342kg} = 13,86 \frac{kw}{kg} \quad (2.6)$$

Ahorro porcentual que se obtendrá con la sustitución del quemador.

$$Ahorro = 100 \left(\frac{1 - 11,91}{13,86} \right) = 14,06\% \quad (2.7)$$

-Combustión de alcohol flema (residual).

El alcohol etílico flema constituye un subproducto de la entidad, el mismo se comercializa a través de TECNOAZUCAR, a un valor de 0,19 CUC/litros. El valor calórico del alcohol flema es de un 66,81% del valor calórico del crudo cubano utilizado en la empresa. La producción planificada genera 500 000 litros de alcohol flema en el año, que en caso de ser comercializado con TECNOAZUCAR reportaría un importe de 95 000 CUC, pero si fuera utilizado como combustible en la generación de vapor, sustituyendo parte del crudo nacional (los cuales si se quema equivalen energéticamente a 276 000 litros de crudo, el importe de crudo ahorrado equivale a 127 557 CUC. Por tanto la utilización del alcohol etílico de flema como combustible implicaría un ahorro de 32 257 CUC de mantenerse los precios actuales (precio del crudo cubano 0,46 CUC)

Ahorro de combustible.

$$AC = \frac{8206596 * 14,06}{100} = 1153847,39kg \quad (2.8)$$

Consumo estimado con la quema de alcohol flema.

$$7052748,60 - 276000 = 6776748,6kg \quad (2.9)$$

Aislar térmicamente las tuberías que se encuentran expuestas al ambiente.

Es importante conocer el costo de las Kcal/h perdidas.

$$C_{año} = \frac{P_{comb} * h * 100}{PCI * \eta} \quad (2.10)$$

$$C_{\text{añoALFICSA}} = 0,35 \frac{\text{CUC}}{\text{kcal/h}}$$

El nuevo índice de consumo de crudo que se obtiene como resultado es de 6,32 Gl/hlap.

-Portadores energéticos.

En el *Anexo 6* se muestra los efectos que producirá la inversión en el consumo de portadores energéticos reduciendo el consumo de crudo nacional de 8,5 a 6,32 Gl/Hlap producido, con una reducción del costo unitario de 4,36 CUC/Hlap.

2.4 -Alternativa #2: Implementación del sistema de fermentación VIMAS y mejoras en el tratamiento de agua del proceso.

Proceso Fermentación Alcohólica VIMAS (VOLUMEN INCREMENTADO POR INCREMENTADO POR MULTIPLES ADICIONES SECUENCIALES). El VIMAS consiste en la adición singular, controlada, secuencial y repetida del mosto, a las cubas hijas en la sala de fermentación o en otras palabras es una forma automatizada de conducir la propagación de la levadura y la fermentación en las cubas. Es una forma particular de operar un proceso Fed-Batch. La misma permite mayores concentraciones de mosto, consigue mayor grado alcohólico del vino, evita las inhibiciones en la levadura ya que la competencia con otros microorganismos contaminantes se ve minimizada (por lo que minimiza las Infecciones bacterianas), consigue una mejor atenuación del calor generado durante la fermentación y disminuye el tiempo total de fermentación. Sus requerimientos en “hardware” son bajos, pero requiere de un “software” confiable y operacional. Está concebido para ser utilizado con mieles, jugos o mezclas de ambos. (*Estévez, R, 2008*)

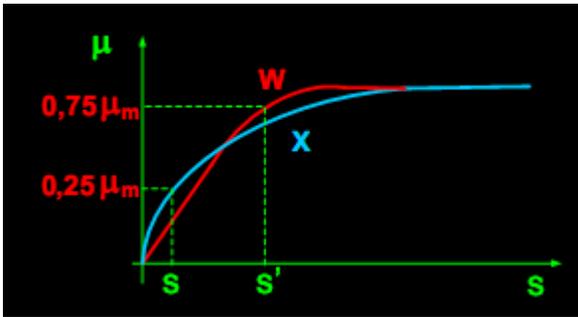
Para su implantación requiere disponer de:

- Una corriente estable de mosto con caudal, azúcares y nutrientes constantes.
- Un prefermento con alta población, elevada actividad fermentativa y regular disposición.
- Un sistema automatizado de alimentación del mosto a cada corbato, que siga la dinámica de la sala de fermentación.

Principales factores que afectan los rendimientos alcohólicos.

- Concentración del sustrato.
- Concentración del producto.
- La temperatura del medio de cultivo.
- La acidez del medio de cultivo.
- Concentraciones de nutrientes.

- Presencia de infecciones en el medio de cultivo.



Cuando las concentraciones del sustrato en el medio se encuentran en valores relativamente bajos (menos de 70 g/l de ARF) la mayoría de los microorganismos infecciosos entre ellos los lactobacilos y acetobacter experimentan una disminución sensible de su velocidad de propagación, sin embargo la levadura continúa propagándose sin afectación alguna. Es por ello que si garantizamos la conducción de la sala de fermentación en estas condiciones, mediante múltiples adiciones secuenciales de sustrato en el proceso de llenado de los corbatos, estaríamos limitando el desarrollo de microorganismo que compiten en el medio con las levaduras y aumentaríamos la eficiencia y los rendimientos alcohólicos.

-Balance de masa y energía en la sección de fermentación.

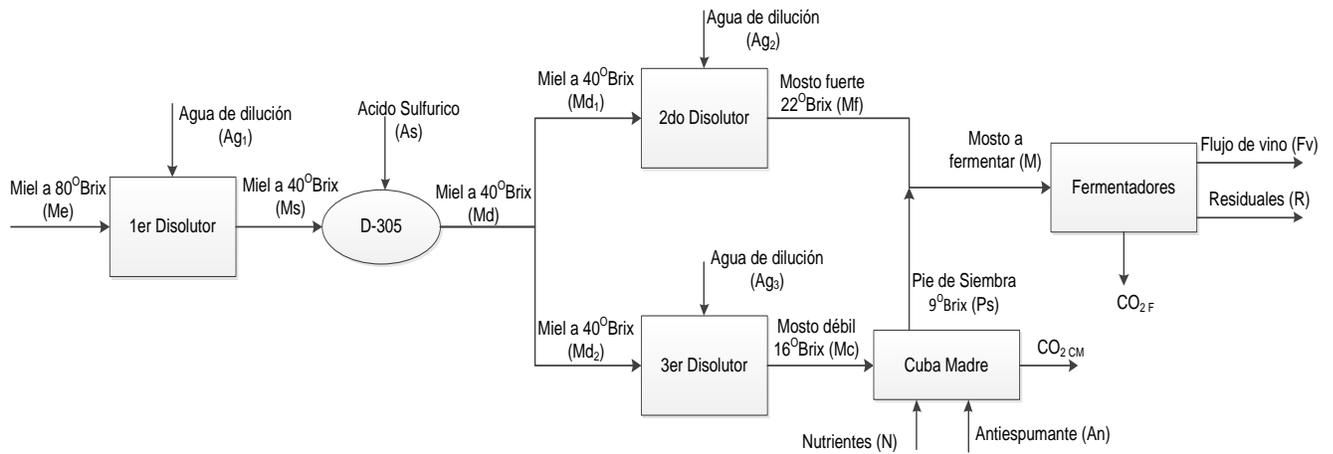
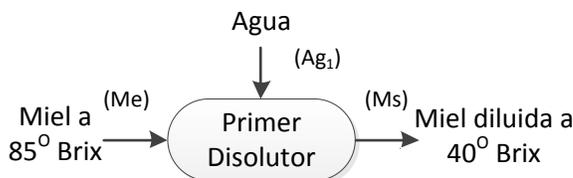


Figura 1.5. Esquema tecnológico de la sección de fermentación.

Balance en el Primer Mezclador.



Donde	
Me	Flujo de miel que entra al primer disolutor.
Ms	Flujo de miel que sale del primer disolutor.
Ag ₁	Consumo de agua.
Bx _{Me}	Brix de la miel que entra al proceso.
Bx _{Ms}	Brix de la miel diluida que sale del disolutor.

Datos		
Corriente	Valor	U/M
ρ(miel) 85°Brix a 30°C	1 440,80	kg/m ³
ρ(miel) 40°Brix a 30°C	1 176,51	kg/m ³
Bx _{Me}	85	°Brix
Bx _{Ms}	40	°Brix
Nota: La densidad se busco en el (<i>OCON, 1952</i>)		

Balance Total:

$$Me + Ag_1 = Ms \tag{2.11}$$

Balance Parcial de Sólidos:

$$Me * Bx_{Me} = Ms * Bx_{Ms} \tag{2.12}$$

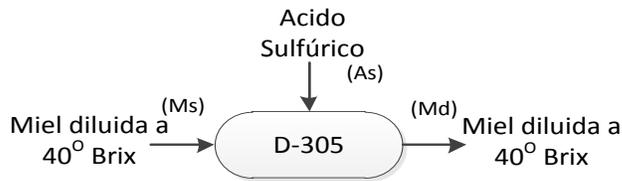
Despejando de la ecuación (2.11) obtenemos:

$$Ms = \frac{Me * Bx_{Me}}{Bx_{Ms}} \tag{2.13}$$

Sustituyendo y despejando en la ecuación (2.11) obtenemos el flujo de agua necesario para la dilución de la melaza.

$$Ag_1 = Ms - Me \tag{2.14}$$

Balance en el depósito D-305 (Acidificación del mosto).



Donde	
As	Consumo de Ácido sulfúrico.
Ms	Flujo de miel que sale del primer disolutor.
Md	Flujo de miel diluida a la salida del depósito.

Datos		
Corriente	Valor	U/M
Índice de consumo de Ácido Sulfúrico	2,75	kg/Hl
$\rho(\text{Ácido Sulfúrico})$	1 840	kg/m ³

Balance Total:

$$Ms + As = Md \tag{2.15}$$

El flujo de miel diluida que sale del depósito D-302, una parte alimenta al segundo disolutor (Md₁), y la otra parte pasa al tercer disolutor (Md₂).

Balance para determinar la corriente de mosto a fermentar.

Para poder calcular las corrientes (Md₁) y (Md₂) es necesario conocer el flujo de mosto a fermentar (M), mediante un modelo de caja negra se determinará el valor de la corriente (M).



Donde	
Mf	Flujo de miel que sale del segundo disolutor.
Mc	Flujo de mosto que alimenta a la Cuba Madre.

M	Flujo de miel que alimenta el Fermentador.
---	--

Datos		
Corriente	Valor	U/M
Bx_{Mf}	22	°Brix
Bx_{Mc}	16	°Brix

Cálculo del °Brix promedio para el cálculo de M:

$$\overline{Bx_M} = 0,3 * Bx_{Mc} + 0,7 * Bx_{Mf} \tag{2.16}$$

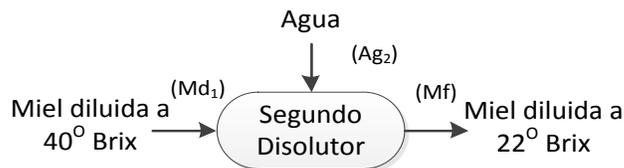
Balance Parcial de Sólidos:

$$Md * Bx_{Md} = M * \overline{Bx_M} \tag{2.17}$$

Despejando de la ecuación (2.17) obtenemos:

$$M = \frac{Md * Bx_{Md}}{\overline{Bx_M}} \tag{2.18}$$

Balance en el Segundo Mezclador.



Donde	
Md_1	Flujo de miel que entra al segundo disolutor.
Mf	Flujo de miel que sale del segundo disolutor.
Ag_2	Consumo de agua.
Bx_{Md1}	Brix de la miel que entra.
Bx_{Mf}	Brix de la miel diluida que sale del disolutor.

Datos		
Corriente	Valor	U/M
$\rho(\text{miel})$ 22°Brix a 30°C	1 086,54	kg/m ³
Bx_{Md1}	40	°Brix
Bx_{Mf}	22	°Brix
Nota: La densidad se busco en el (<i>OCON, 1952</i>)		

Balance total:

$$Md_1 + Ag_2 = Mf \tag{2.19}$$

Balance parcial:

$$Md_1 * Bx_{Md_1} = Mf * Bx_{Mf} \tag{2.20}$$

Para determinar la corriente Mf:

$$Mf = 0,7 * M \tag{2.21}$$

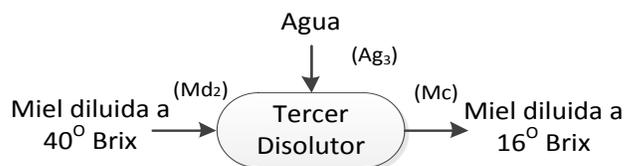
Despejando de la ecuación (2.20) obtenemos el flujo de miel en la salida del segundo disolutor.

$$Md_1 = \frac{Mf * Bx_{Mf}}{Bx_{Md_1}} \tag{2.22}$$

Despejando de la ecuación (2.19) obtenemos el flujo de agua a utilizar en el disolutor.

$$Ag_2 = Mf - Md_1 \tag{2.23}$$

Balance en el Tercer Mezclador.



Donde	
Md ₂	Flujo de miel que entra al tercer disolutor.
Mc	Flujo de mosto que alimenta a la Cuba Madre.
Ag ₃	Consumo de agua.

Bx_{Md2}	Brix de la miel que entra.
Bx_{Mc}	Brix de la miel diluida que sale del disolutor.

Datos		
Corriente	Valor	U/M
$\rho(\text{miel})$ 16°Brix a 30°C	1 060,37	kg/m ³
Bx_{Md2}	40	°Brix
Bx_{Mc}	16	°Brix

Nota: La densidad se busco en el (OCON, 1952)

Balance total:

$$Md_2 + Ag_3 = Mc \tag{2.24}$$

Balance parcial:

$$Md_2 * Bx_{Md_2} = Mc * Bx_{Mc} \tag{2.25}$$

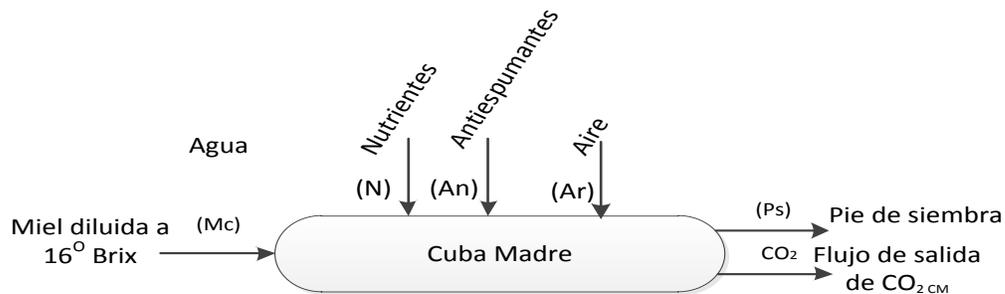
Despejando de la ecuación (2.25) obtenemos el flujo de miel diluida en la entrada del disolutor:

$$Md_2 = \frac{Mc * Bx_{Mc}}{Bx_{Md_2}} \tag{2.26}$$

Por tanto despejando de la ecuación (2.24) obtendremos el flujo de agua a utilizar en el disolutor.

$$Ag_3 = Mc - Md_2 \tag{2.27}$$

Balance de masa en la Cuba Madre.



Donde	
Ps	Flujo de mosto que sale de la Cuba Madre.
Mc	Flujo de mosto que alimenta a la Cuba Madre.
N	Consumo de Nutrientes.
An	Consumo de antiespumante.
Ar	Aire requerido para el crecimiento de las levaduras.
CO ₂ CM	Flujo de CO ₂ que sale de la Cuba Madre.

Datos		
Corriente	Valor	U/M
Índice de consumo de Antiespumante	0,08	kg/Hl
Índice de consumo de Nutrientes	0,21	kg/Hl
Densidad de los nutrientes	1 100	kg/m ³
ART _(miel)	56	%
ARF _(miel)	52,5	%
ARNF _(miel)	3,5	%
Rendimiento	42	%
Concentración de la levadura (Cv)	5	g/l
% alcohólico en el pie de siembra (%Al)	3,5	%
ρ(alcohol) a 20°C	0,798	kg/l
Nota: Los datos de los índices son los utilizados en la fabrica La densidad se busco en el (<i>OCON, 1952</i>)		

Para determinar la levadura producida en la Cuba Madre.

$$Lv = Mc * Cv \quad (2.28)$$

Para determinar los Azúcares Reductores Fermentables utilizados en la producción de la levadura.

$$ARF_{Lv} = \frac{Lv}{Rend} \quad (2.29)$$

Para determinar el consumo de miel necesaria para producir la levadura.

$$M_{Lv} = \frac{ARF_{Lv}}{ARF_{Miel}} \quad (2.30)$$

Para determinar los Sólidos No Azúcares presente en la Cuba Madre.

$$SNA = (Bx_{Miel} - ART_{Miel}) * FD_{CM} \quad (2.31)$$

$$FD_{CM} = \frac{Bx_{Mc}}{Bx_{Me}} \quad (2.32)$$

Donde	
FD _{CM}	Factor de dilución de la Cuba Madre.
Bx _{Mc}	Brix de la miel diluida que entra a la Cuba Madre.
Bx _{Me}	Brix de la miel que entra al proceso.

Para determinar los Azúcares Reductores Fermentables utilizados en la producción del alcohol.

$$ARF_{Al.CM} = \frac{Al_{CM}}{Rend} \quad (2.33)$$

Donde	
ARF _{Al}	Azúcares Reductores Fermentables para producir alcohol.
Al _{CM}	Alcohol producido en la Cuba Madre.

$$ARF_{Al} = \frac{Al_{CM}}{Rend} \quad (2.34)$$

Para determinar el alcohol producido en la Cuba Madre.

$$Al_{CM} = Mc * \% Al \quad (2.35)$$

Para determinar el CO2 producido en la Cuba Madre.

$$CO_{2(CMs)} = ARF_{Al} * 48,8\% \quad (2.36)$$

Balance de energía en la Cuba Madre.

Para determinar la energía que se genera con la producción de la levadura.

$$E_{Lv} = Lv * Cp_{Lv} \quad (2.37)$$

Para determinar la energía que se genera con la producción del alcohol.

$$E_{Al.CM} = Al_{CM} * Cp_{Al.CM} \quad (2.38)$$

Para determinar la energía total que se genera en la Cuba Madre.

$$E_T = E_{Lv} + E_{Al.CM} \tag{2.39}$$

Datos		
Corriente	Valor	U/M
Potencial calórico levadura	2 800	kJ/kg
Potencial calórico del alcohol	117	kJ/kg

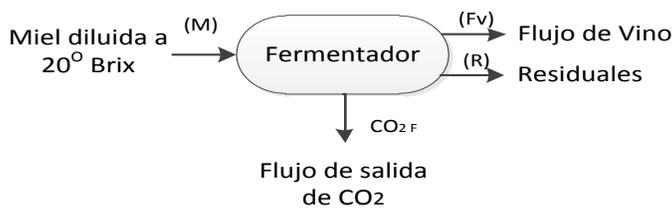
Para determinado la masa de Antiespumante:

$$A = 0,08 \frac{kg}{Hl} * P \tag{2.40}$$

Para determinado la masa de Nutrientes:

$$N = 0,65 \frac{kg}{Hl} * P \tag{2.41}$$

Balance en el Fermentador.



Donde	
M	Flujo de mosto que sale de la Cuba Madre y el tercer Disolutor.
Fv	Flujo de vino que alimenta la sección de destilación.
CO ₂ F	Dióxido de Carbono producido en los Fermentadores.
R	Residuales Sólidos.

Balance total:

$$M = Fv + R + CO_{2F} \tag{2.42}$$

Para determinar los Azúcares Reductores Fermentable en el mosto de salida del segundo disolutor.

$$ARF_{(F.a\ lim)} = \frac{M * \% ARF_{(F)}}{100} \tag{2.43}$$

$$\% ARF_{(F)} = FD_F * ARF_{Miel} \tag{2.44}$$

Para determinar los Azúcares Reductores Fermentable en el pie de siembra proveniente de la Cuba Madre.

$$ARF_{(PS)} = \frac{Ps * \% ARF_{(Ps)}}{100} \quad (2.45)$$

$$\% ARF_{(Ps)} = FD_{CM} * ARF_{Miel} \quad (2.46)$$

Para determinar los Azúcares Reductores Fermentable Totales en el fermentador.

$$ARF_{(T)} = ARF_{(F.alim)} + ARF_{(Ps)} \quad (2.47)$$

Para determinar los Azúcares Reductores Fermentables necesarios en los fermentadores para producir levadura.

$$ARF_{Lv.F} = \frac{Lv}{Rend} \quad (2.48)$$

Para determinar los Azúcares Reductores Fermentables en la salida del vino.

$$ART_{.Fv} = Fv * \% ARF_{Fv} \quad (2.49)$$

$$ARF_{.Fv} = ART_{.Fv} - ARNF_{entrada} \quad (2.50)$$

Para determinar los Azúcares Reductores Fermentables utilizados en la producción del alcohol.

$$ARF_{.Alc.F} = ART_T - (ART_{.Fv} + ART_{Lv.F}) \quad (2.51)$$

Para determinar el alcohol producido en los fermentadores.

$$Al_F = M * \% Al \quad (2.52)$$

Para determinar el alcohol total producido.

$$Al_T = Al_{CM} + Al_F \quad (2.53)$$

Para determinar el CO2 producido en la Cuba Madre.

$$CO_{2(F)} = ARF_{Alc.F} * 48,8\% \quad (2.54)$$

Despejando y sustituyendo en la ecuación (2.42) obtenemos el flujo de residuos sólidos de levadura en los fermentadores.

$$R = M - (Fv + CO_{2F}) \quad (2.55)$$

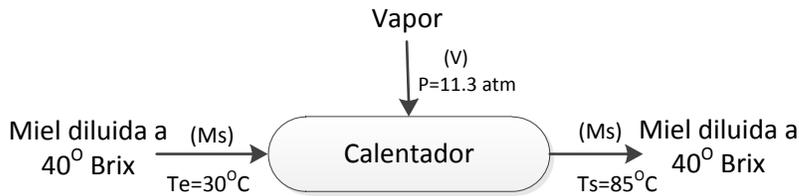
Donde	
ARF _(F.alim)	Azúcares Reductores Fermentables en el mosto de salida del segundo disolutor.
% ARF _(F)	Por ciento de ARF en la alimentación del fermentador.

$ARF_{(Ps)}$	Azúcares Reductores Fermentables en el mosto del pie de siembra.
$\%ARF_{(Ps)}$	Por ciento de ARF en el pie de siembra.
$ARF_{(T)}$	Azúcares Reductores Fermentables Totales en la alimentación del fermentador.
$ARF_{(Lv.F)}$	Azúcares Reductores Fermentables necesarios para producir levadura en el fermentador.
$ART_{(Fv)}$	Azúcares Reductores Totales en el mosto de salida del fermentador.
$ARF_{(Fv)}$	Azúcares Reductores Fermentables en el mosto de salida del fermentador.
$\%ARF_{(Fv)}$	Por ciento de ARF en el mosto de salida del fermentador.
$ARF_{(Alc.f)}$	Azúcares Reductores Fermentables necesarios para producir alcohol en el fermentador.
Al_F	Flujo de alcohol producido en los fermentadores.
Al_T	Flujo total de alcohol producido.
$CO_2 F$	Dióxido de Carbono producido en los fermentadores.

Para determinar la energía que se genera con la producción del alcohol (fermentador).

$$E_{Al.F} = Al_F * Cp_{AlCM} \tag{2.56}$$

Balance en el eyector (E-301).



Para determinar el flujo de vapor necesario para calentar el mosto que alimenta el segundo disolutor.

$$Ms * Cp * \Delta T = V * \lambda_v \tag{2.57}$$

Donde	
Ms	Flujo de miel diluida a 40°Brix.
Te	temperatura de entrada del flujo de miel diluida a 40°Brix al eyector
Ts	Temperatura de salida del flujo de miel diluida a 40°Brix al eyector.
V	Flujo de vapor en el eyector.
λ_v :	Calor específico de vaporización a una presión de 11,3 atm.

Cp:	Calor Específico de la miel diluida.
-----	--------------------------------------

Datos	
Temperatura de entrada	40°C
Temperatura de salida	85 °C
λ_v (Pavlov, 1981)	2004,8 kJ/kg

Para determinar el Cp de la miel.

$$Cp = 1 - (0,0056 * Brix) \tag{2.58}$$

Despejando en la ecuación 2.57 para obtener el flujo de vapor.

$$V = \frac{Ms * Cp * \Delta T}{\lambda_v} \tag{2.59}$$

Tabla 1.4. Resultados de los balances realizados en la sección de Fermentación.

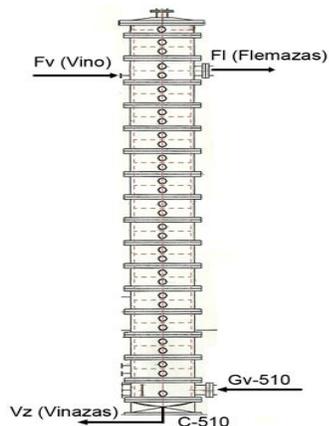
Corriente	Nombre	Valor	U/M
Me	Flujo de miel que entra al primer disolutor.	346,50	ton/d
Ms	Flujo de miel que sale del primer disolutor.	736,31	ton/d
Ag ₁	Consumo de agua.	16,24	m ³ /d
As	Consumo de Ácido sulfúrico.	1,35	m ³ /d
Md	Flujo de miel diluida a la salida del depósito.	738,80	ton/d
Mf	Flujo de miel que sale del segundo disolutor.	1.024,07	ton/d
Mc	Flujo de mosto que alimenta a la Cuba Madre.	438,89	ton/d
M	Flujo de miel que alimenta el Fermentador.	1.462,96	ton/d
Md ₁	Flujo de miel que entra al segundo disolutor.	563,24	ton/d
Ag ₂	Consumo de agua en el segundo disolutor.	460,83	m ³ /d
Md ₂	Flujo de miel que entra al tercer disolutor.	175,56	ton/d
Ag ₃	Consumo de agua en el tercer disolutor.	263,33	m ³ /d
Ps	Flujo de mosto que sale de la Cuba Madre.	428,30	ton/d
Mc	Flujo de mosto que alimenta a la Cuba Madre.	438,89	ton/d
N	Consumo de Nutrientes.	0,72	ton/d
An	Consumo de antiespumante.	39,38	ton/d

CO_{2CM}	Flujo de CO_2 que sale de la Cuba Madre.	17,42	ton/d
ARF_{ALCM}	Azúcares Reductores Fermentables para producir alcohol en la Cuba Madre.	35,69	ton/d
Al_{CM}	Alcohol producido en la Cuba Madre.	187,85	HI/d
EL_V	Energía que se genera con la producción de la levadura en la Cuba Madre.	5.794.619,18	kJ/d
EAl_{CM}	Energía que se genera con la producción del alcohol en la Cuba Madre.	1.753.893,06	kJ/d
ET	Energía total que se genera en la Cuba Madre.	7.548.512,25	kJ/d
F_V	Flujo de vino que alimenta la sección de Destilación.	1.462,96	ton/d
CO_{2F}	Dióxido de Carbono producido en los Fermentadores.	60,80	ton/d
R	Residuales Sólidos.	6,65	ton/d
Al_F	Flujo de alcohol producido en los Fermentadores.	762,03	HI/d
Al_T	Flujo total de alcohol producido.	949,88	HI/d
E_{AlF}	Energía que se genera con la producción del alcohol (Fermentador).	7.114.799,61	kJ/d
V	Flujo de vapor en el eyector.	12,8	ton/d

2.5-Alternativa # 3: Montaje de una columna repasadoras las cabezas.

-Balances de masa y energía en la sección de destilación (5 columnas).

Columna C-510 (Destiladora trabaja al vacío $P=400$ mmHg).



Balance total en la columna C-510.

$$Fv + Gv_{510} = Vz + Fl \quad (A)$$

Balance parcial.

$$Fv * X_{Fv} = Vz * X_{Vz} + Fl * X_{Fl} \quad (A1)$$

Donde	
Fv (Vino)	Flujo másico de vino
Fl (Flemas)	Flemas alcohólicas que salen de la C-510
Vz (Vinazas)	Vinazas de la C-510
Gv-510	Flujo de vapor del Ebullición
X _{Fv}	% alcohólico que tiene el vino
X _{Fl}	% alcohólico que tiene la flemas
X _{Vz}	% alcohólico que tiene la vinaza

Suponiendo X_{Vz} = 0, se obtiene el valor de Fl.

Sustituyendo en (A) se obtiene.

$$Vz = (Fv + Gv_{510}) - Fl$$

Balance total de alcohol.

$$Qm = Fv * X_{Fv} \quad (A2)$$

$$Fv = (\rho_{vino80^{\circ}C}) * V_{vino} \quad (A3)$$

Donde	
Qm	Flujo másico de alcohol en el vino
Xv	% alcohólico que tiene el vino

Datos		
Corriente	Valor	U/M
Fv (a 80°C)	64.2	m ³ /h
X _{Fv}	6	°GL
	4.7758	% peso
X _{Fl}	38	°GL

	32.059	% peso
Densidad de Fv(a 80°C)	972	kg/m ³
Nota: La densidad se busco en el (<i>Pávlov, 1981</i>)		

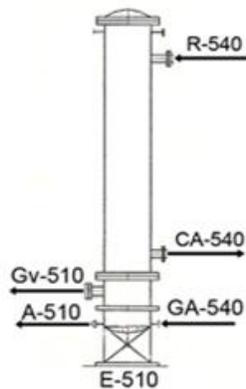
Calculando Fl mediante un balance parcial de % alcohólico.

$$F_v * X_{Fv} = Fl * X_{Fl} \quad (A4)$$

Despejando Fl de la ecuación (A4), tenemos que.

$$Fl = \frac{F_v * X_{Fv}}{X_{Fl}} \quad (A5)$$

Ebullidor E-510 (Condensador-Rehervidor).



Donde	
A-510	Agua que sale del Ebullidor
GA-540	Flujo de agua de la C-540
Gv-510	Flujo de vapor del Ebullidor
CA-540	Condensado alcohólico
R-540	Reflujo de la torre C-540

Balance total del Ebullidor E-510.

$$R_{540} + GA_{540} = Gv_{510} + CA_{540} + A_{510} \quad (A6)$$

Despejando de la ecuación (A6) obtenemos la corriente Gv-510.

$$Gv_{510} = (R_{540} + GA_{540}) - (CA_{540} + A_{510}) \quad (A7)$$

Datos		
Corriente	Valor	U/M

R-540	25,1	m ³ /h
$R_{540} = 25,1 * \rho$	18 065,14	kg/h
Densidad de R-540 (94,9°C)	719,7267	kg/m ³
Nota: La densidad se busco en el (<i>Pávlov, 1981</i>)		

Para determinar la corriente GA-540 del balance en la torre C-540 tenemos que.

$$GA_{540} = W_{536} - (P_{540} + D_{540}) \quad (A8)$$

Para determinar la corriente A-510 que sale del E-510 es necesario hacer un balance de energía en el mismo.

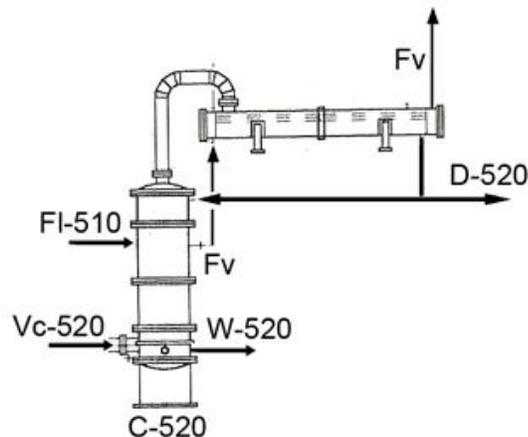
$$GA_{540} * (H_{GA-540} - H_{A-510}) = A_{510} * \lambda_{510} \quad (A9)$$

Despejando de la ecuación (A9) obtenemos que.

$$A_{510} = \frac{[GA_{540} * (H_{GA-540} - H_{A-510})]}{\lambda_{510}} \quad (A10)$$

Datos		
Corriente	Valor	U/M
H _{GA-540} (a 120°C y 2 atm)	504	kJ/kg
H _{A-510} (a 80°C y 0,52 atm)	342,61	kJ/kg
λ_{A-510} (a 80°C y 0,52 atm)	2 304,18	kJ/kg
Nota: Datos obtenidos en el (<i>Pávlov, 1981</i>)		

Columna C-520 (Preconcentradora al vacio P = 450 mmHg).



Donde

Fl-510	Flemas alcohólicas que salen de la C-510
Vc-520	Vapor directo a C-520
D-520	Condensado alcohólico
W-520	Vinazas de la C-520
Fv	Agua de enfriamiento
VC	Vapor producido por la caldera

Datos		
Corriente	Valor	U/M
X_{Fl-510}	38	°GL
	32,059	% peso
X_{D-520}	72	°GL
	66,8818	% peso
VC	20 000	kg/h

Balance total en la columna C-520.

$$Fl_{510} + Vc_{520} = D_{520} + W_{520} \quad (C)$$

Mediante un balance parcial de alcohol determinamos el flujo de la corriente D-520.

$$Fl_{510} * X_{Fl-510} = D_{520} * X_{D-520} \quad (C1)$$

Despejando de la ecuación (C1) obtenemos.

$$D_{520} = \frac{(Fl_{510} * X_{Fl-510})}{X_{D-520}} \quad (C2)$$

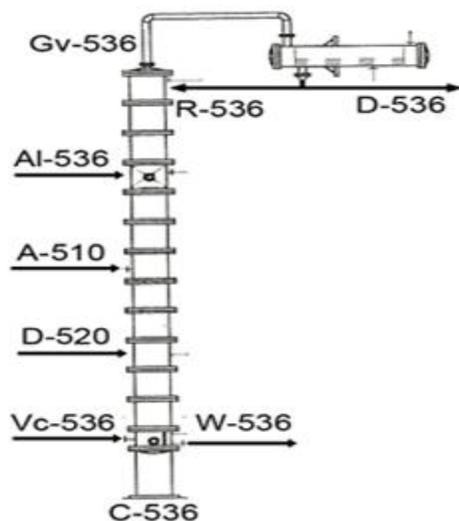
El vapor directo que entra en esta columna es el 5% del vapor producido por la caldera, por tanto para determinar la corriente Vc-520.

$$Vc_{520} = 0,05 * VC \quad (C3)$$

Despejando de la ecuación (C) obtenemos la corriente W-520.

$$W_{520} = Fl_{510} + Vc_{520} - D_{520} \quad (C4).$$

Columna C-536 (Hidroselectora a presión atmosférica).



Donde	
Gv-536	Vapores que salen por el tope de la C-536
R-536	Reflujo de la C-536
D-536	Extracción de cabeza
Al-536	Agua que entra a C-536
A-510	Agua que sale del E-510
D-520	Condensado alcohólico de la C-520
Vc-536	Vapor directo a C-536
W-536	Destilado que sale de la torre C-540

Datos		
Corriente	Valor	U/M
R-536(a 60°C)	2,6	m ³ /h
$R_{536} = 26 * \rho$	1 964,134	kg/h
X_{W-536}	20	°GL
	16,057	% peso
Densidad de R-536(a 60°C)	755,436	kg/m ³

Nota: La densidad se busco en el (*Pávlov, 1981*)

Para determinar la corriente D-536.

$$\text{Por datos de fábrica } D_{536} = 8\% * Q_m \quad (D)$$

Para determinar la corriente Al-536.

$$\text{Por datos de fábrica } Al_{536} = 4\% * Q_m \quad (D1)$$

Para determinar la corriente Gv-536.

$$Gv_{536} = R_{536} + D_{536} \quad (D2)$$

Para determinar la corriente W-536.

$$W_{536} * X_{W-536} = Q_m \quad (D3)$$

Despejando de la ecuación (D3) obtenemos que.

$$W_{536} = \frac{Q_m}{X_{W-536}} \quad (D4)$$

Efectuando un balance de energía para determinar la corriente Vc-536.

$$Vc_{536} * H_{Vc-536} + D_{520} * H_{D-520} + Al_{536} * H_{Al-536} = D_{536} * H_{D-536} + W_{536} * H_{W-536} \quad (D5)$$

Despejando de la ecuación (D5) obtenemos que.

$$Vc_{536} = \frac{[(D_{520} * H_{D-520} + Al_{536} * H_{Al-536}) - (D_{536} * H_{D-536} + W_{536} * H_{W-536})]}{H_{Vc-536}} \quad (D6)$$

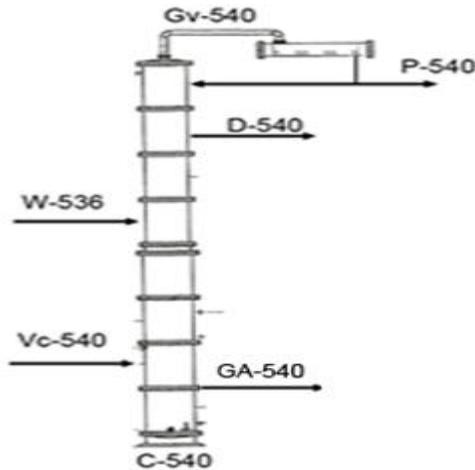
Para determinar las entalpias de las corrientes.

$$\text{Entalpia} = C_{p_M} * (\text{Temperatura de la corriente}) \quad (D7)$$

$$C_{p_M} = (X_{agua} * C_{p_{agua}}) + (X_{alcohol} * C_{p_{alcohol}}) \quad (D8)$$

Ver Anexo-7 Datos para calcularlos Cpm y la entalpias de las corrientes mencionada anteriormente.

Columna C-540 (Rectificadora a presión atmosférica).



Donde	
Gv-540	Vapores alcohólicos
W-536	Alcohol lavado que sale de la torre C-536
Vc-540	Vapor directo que entra a C-540
D-540	Destilado que sale de la torre C-540
P-540	Extracción de las Primas

Datos		
Corriente	Valor	U/M
X_{D-536}	20	°GL
	16,2	% peso
X_{D-540}	96,3	°GL
	95,45	% peso
X_{P-540}	96,3	°GL
	95,45	% peso

Mediante un balance parcial de alcohol determinamos el flujo de la corriente D-540.

$$W_{536} * X_{W-536} = D_{540} + X_{D-540} \quad (E)$$

Despejando de la ecuación (E) tenemos que.

$$D_{540} = \frac{(W_{W-536} * X_{W-536})}{X_{D-540}} \quad (E1)$$

Para determinar la corriente P-540.

$$\text{Por datos de fábrica } P_{540} = 2\% * Q_m \quad (E2)$$

Para determinar la corriente Gv-536.

$$Gv_{540} = P_{540} + R_{540} \quad (E3)$$

Efectuando un balance de energía para determinar la corriente Vc-540.

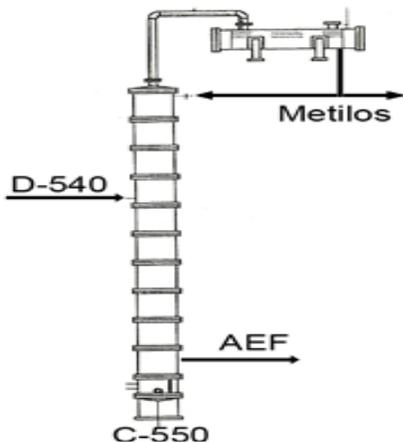
$$Vc_{540} * H_{Vc-540} + W_{536} * H_{W-536} = Gv_{540} * H_{Gv-540} + D_{540} * H_{D-540} + GA_{540} * H_{GA-540} \quad (E4)$$

Despejando de la ecuación (E4) obtenemos que.

$$Vc_{540} = \frac{[(Gv_{540} * H_{Gv-540} + D_{540} * H_{D-540} + GA_{540} * H_{GA-540}) - W_{536} * H_{W-536}]}{H_{Vc-540}} \quad (E5)$$

Datos		
Corriente	Valor	U/M
H _{Gv-540}	324,69	kJ/kg
CP _{Gv-540} (a 94°C)	3,4214	kJ/kg*°C
H _{D-540}	259,76	kJ/kg
CP _{Gv-540} (a 80°C)	3,247	kJ/kg*°C
Nota: Datos obtenidos en el (<i>Pávlov, 1981</i>)		

Columna C-550 (Desmetilizadora a vacío)



Donde	
D-540	Destilado que sale de la C-540
Metilos	Flujo de metanol
AEF	Alcohol extra fino

Datos		
Corriente	Valor	U/M
Densidad del alcohol (60°C)	754	kg/m ³
Nota: Pavlov Tabla IV		

Balance total en la columna C-550.

$$D_{540} = \text{Met} + \text{AEF} \quad (\text{F})$$

Determinado el flujo de metilos.

$$\text{Met} = 2\% * Q_m, \text{ dato de la empresa.}$$

Para determinar el flujo de alcohol extrafino despejamos de la ecuación (F)

$$\text{AEF} = D_{540} - \text{Met} \quad (\text{F1})$$

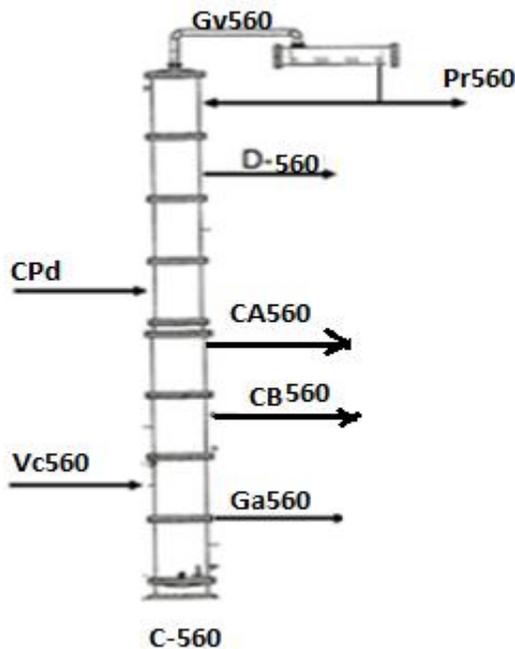
Los resultados fueron obtenidos mediante la ayuda del software Microsoft Excel del paquete de Office.

Tabla 1.5. Resultados de los balances realizados en la sección de Destilación.

Corriente	Nombre	Valor	U/M
Fv	Flujo másico de vino caliente	60.956,81	kg/h
Qm	Flujo másico de alcohol en el vino	3.062,32	kg/h
Fl	Flemas alcohólicas que salen de la C-510	9.459,24	kg/h
Vz	Vinazas de la C-510	59.323,41	kg/h
GA-540	Flujo de agua de la C-540	28.325,84	kg/h
A-510	Agua que sale del E-510	18.500,00	kg/h
Gv-510	Flujo de vapor del Ebullicor	7.825,84	kg/h
D-520	Condensado alcohólico de la C-520	5.171,00	kg/h
Vc-520	Vapor directo a C-520	1.000,00	kg/h
W-520	Vinazas de la C-520	5.288,23	kg/h
D-536	Extracción de cabeza	243,58	kg/h
R-536	Reflujo de la C-536	4.474,36	kg/h
Gv-536	Vapores que salen por el tope de la C-536	4.717,94	kg/h
Al-536	Agua que entra a C-536	3.000,00	kg/h
Gv-536	Vapores que salen por el tope de la C-536	4.717,94	kg/h
W-536	Destilado que sale de la torre C-536	27.594,92	kg/h

Vc-536	Vapor directo a C-536	2.500,00	kg/h
D-540	Destilado que sale de la torre C-540	2965.30	kg/h
P-540	Extracción de las Primas	60,90	kg/h
Gv-540	Vapores alcohólicos	18.126,03	kg/h
Vc-540	Vapor directo que entra a C-540	8.788,80	kg/h
Metilos	Flujo de metanol	60,90	kg/h
AEF	Alcohol extra fino	2755.8	kg/h

-Balances de masa y energía en la sección de destilación (6 columnas).



Balances columna repasadora rectificadora (C-560).

Alimentación de cabezas y primas diluidas a 20°Gl, 16.057% peso, (Cprt).

$$Cprt = ((D536 * 0.9212 + P540 * 0.9508) / 0.16057).$$

Cálculo de salida de primas a 96.3°Gl, 95.45% peso, (Pr-560).

$$Pr = (0.05 * Cprt * 0.16058) / 0.9545.$$

Cálculo de la salida de colas altas a 85°Gl, 81.78% peso, (CA-560).

$$CA = (0.20 * Cprt * 0.16058) / 0.8178.$$

Cálculo de la salida de colas bajas a 45°Gl, 38.737% peso, (Cb-560).

$$Cb = (0.06 * C_{prt} * 0.16058) / 0.38737.$$

Cálculo de salida de alcohol repasado a 96.3°Gl, 95.45% peso, (Dr-560).

$$Dr = (0.59 * C_{prt} * 0.16058) / 0.9545.$$

Cálculo del consumo de agua de dilución (AD-560).

$$AD = ((D536 * 0.9212 + P540 * 0.9508) / 0.16057) - (D536 + P540).$$

Cálculo del reflujo de la repasadora (Gv-560).

$$Gv = 6 * (Dr + Pr)$$

Efectuando un balance de energía para determinar la corriente Vc-560.

$$V_{c560} * H_{Vc-560} + C_{pd} * H_{cpd560} = G_{v560} * H_{Gv-560} + D_{r560} * H_{Dr-560} + G_{f560} * H_{Gf-560} + C_b * H_{cb} + Pr * H_{pr} + Ca * H_{ca}.$$

Despejando de la ecuación (E4) obtenemos que.

$$V_{c560} = \frac{\left[\left(G_{v560} * H_{Gv-560} + D_{r560} * H_{Dr-560} + C_{A560} * H_{CA-560} + C_b * H_{cb} \right) + Pr * H_{pr} + G_f * H_f \right] - C_{pd} * H_{cpd}}{H_{Vc-560}}$$

Datos		
Corriente	Valor	U/M
H _{Gv-560}	1358.8	kJ/kg
CP _{Gv-560} (a 94°C)	2.31	kJ/kg*°C
H _{Dr-560}	245.3	kJ/kg
H _{ca,85°Gl} (a 102°C)	311.19	kJ/kg
H _{cb,45°Gl} (a 108 °C)	383.12	kJ/kg
H _f a 117 °C	481	kJ/kg
Nota: Datos obtenidos en el (Pávlov, 1981)		

Corriente	Nombre	Valor	U/M
Fv	Flujo másico de vino caliente	60.956,81	kg/h
Qm	Flujo másico de alcohol en el vino	3.062,32	kg/h
Fl	Flemas alcohólicas que salen de la C-510	9.459,24	kg/h

Vz	Vinazas de la C-510	59.323,41	kg/h
GA-540	Flujo de agua de la C-540	28.325,84	kg/h
A-510	Agua que sale del E-510	18.500,00	kg/h
Gv-510	Flujo de vapor del Ebullición	7.825,84	kg/h
D-520	Condensado alcohólico de la C-520	5.171,00	kg/h
Vc-520	Vapor directo a C-520	1.000,00	kg/h
W-520	Vinazas de la C-520	5.288,23	kg/h
D-536	Extracción de cabeza	243,58	kg/h
R-536	Reflujo de la C-536	4.730,36	kg/h
Al-536	Agua que entra a C-536	3.000,00	kg/h
Gv-536	Vapores que salen por el tope de la C-536	4.973,2	kg/h
W-536	Destilado que sale de la torre C-536	29.385,09	kg/h
Vc-536	Vapor directo a C-536	2.611,3	kg/h
D-540	Destilado que sale de la torre C-540.	3.173,12	kg/h
P-540	Extracción de las Primas.	64,12	kg/h
Gv-540	Vapores alcohólicos.	19.409,31	kg/h
Vc-540	Vapor directo que entra a C-540.	9.241,1	kg/h
Metilos	Flujo de metanol.	64,12	kg/h
AEF	Alcohol extra fino.	3.109,6	kg/h
Cprt-560	Alimentación de cabezas y primas diluidas C-560	1746	Kg/h
Pr-560	Extracción de primas C-560.	14.70	Kg/h
CA-560	Extracción de colas altas C-560.	70.8	Kg/h
Cb-560	Extracción de colas bajas C-560.	43.4	Kg/h
Dr-560	Extracción de destilado C-560.	176.24	Kg/h
Vc-560	Flujo de vapor de calentamiento C-560.	762	Kg/h
Gf-560	Flujo de salida de flemasas C-560.	2202	Kg/h
Gv-560	Flujo de vapores en la cabeza de la repasadora.	1145,64	Kg/h

CAPÍTULO – III. Análisis Económico.

3.1-Análisis Económico de las alternativas de mejoras tecnológicas.

Una vez realizados los cálculos fundamentales de cada una de las alternativas, se efectuó una evaluación económica inversionista de cada una de las alternativas, sobre la base del costo de inversión, el costo de producción y los indicadores de rentabilidad de los procesos. El estimado de los indicadores se obtuvo con la aplicación de los software Balance-Flujos y la metodología planteada en el (*Peter, 2003*).

-Costo Total de Inversión.

Para el estimado del costo total de inversión, se determinó el costo del equipamiento utilizado, el cual tiene una gran incidencia en éste, específicamente en los elementos que contiene la inversión fija, de esta manera se tiene que:

$$CIn = IF + IT \tag{3.1}$$

$$IF = CD + CI \tag{3.2}$$

Inversión de trabajo (IT) = 10% de Inversión total (Cin)

Donde	
CIn	Costo total de la Inversión.
IF	Inversión Fija.
IT	Inversión de Trabajo.
CD	Costos Directos.
CI	Costos Indirectos

Para determinar el costo actual de los equipos:

$$CA = CO * \frac{IA}{IO} \tag{3.3}$$

Donde	
CA	Costo Actual de los equipos.
CO	Costo Original de los equipos.
IA	Índice Actual de los equipos.
IO	Índice Original de los equipos.

-Costos Totales de Producción.

$$CTP = CF + GG \tag{3.4}$$

$$CF = CD + CFi + CI \tag{3.5}$$

$$GG = 0,1 * CTP \tag{3.6}$$

Donde	
CTP	Costos Totales de Producción.
CF	Costo de Fabricación.
GG	Gastos Generales.
CFi	Costos Fijos.

-Ganancia del proceso.

La ganancia representa la eficiencia de la actividad productiva. Es un indicador estático, pues para su estimación no se considera el cambio de valor del dinero en el tiempo. No obstante es un indicador muy importante.

- Cuando la $G < 0$, existe pérdidas en el proceso.

Para determinar el valor de la ganancia.

$$G = VP - CTP \tag{3.7}$$

Donde	
G	Ganancia.
VP	Valor de la Producción.

3.2- Estudio de Factibilidad Técnico-Económica para la ejecución de cambios tecnológicos en la destilería ALFICSA

Tareas inversionistas.

1. Rehabilitación del área de generación de vapor.
2. Implementación del sistema de fermentación VIMAS.
3. Montaje de una nueva columna para repasar las cabezas de primera.

Se ha logrado con **TOMSA Destil S. L. de España**, la compañía **DEDINI de Brasil y bioenergía Caribe de Cuba**, obtener ofertas para los suministros de los equipos y accesorios necesarios para ejecutar los objetos de obra planeados en la inversión.

Técnicamente ambas ofertas cumplen con los requisitos exigidos y se pueden contratar, teniendo muy en cuenta los aspectos relativos a las garantías técnicas y tecnológicas y los plazos de entrega.

Consideraciones a tener en cuenta:

- Las ofertas incluyen todo el Equipamiento Tecnológico y sus accesorios necesarios.
 - Incluyen el compromiso de entrega de la documentación y asistencia técnica para el montaje (sí se solicita).
 - Se dan garantías de que el producto final tendrá una pureza alcohol extrafino o neutro.
 - Se da la garantía de que la media del % alcohólico **será al menos 7.**
 - El consumo de energía eléctrica será ligeramente superior al actual, pero asimilable por el turbo generador, que trabaja actualmente en 400Kva/h y tiene capacidad de 500Kva/h.
 - El consumo de agua en fermentación **será reducido** por efecto del aumento del % alcohólico en el orden de **90 m³/día.**
 - La torre de enfriamiento actual será suficiente para asimilar el pequeño **incremento del 6,7 %** demandado por la columnita repasadora.
 - La caldera de vapor de 20 t/hr mejorará su eficiencia en cuanto al consumo de combustible / HLap. en el orden del 7 %, demanda actual 16 t/hr y será suficiente para asimilar el incremento de la demanda de la nueva columna repasadora y de la pasteurización de la miel, se proyecta demanda de 17,5 t/hr..
 - Los Residuales Líquidos (Vinazas) **deben disminuir en 90 m³/día** y nunca sobrepasar el flujo de 1440 m³/día, pactado con la planta de Torula.
 - No se producirá aumentos en residuales sólidos.
 - No se producirá aumentos en las emanaciones de CO₂ a la atmósfera, **se tiene que adiestrar a los operadores de fermentación** para que con la implementación del VIMAS se mantenga la entrega de gas crudo a la planta recuperadora lo más cercano a las 15 t/ d.
- **Determinación de los indicadores dinámicos de rentabilidad.**

La factibilidad de la inversión se realizó sobre la base del cálculo del indicador dinámico VAN (tomando una tasa de interés del 15%), la determinación de la TIR y el PRD.

$$VAN = \left[\sum_{k=1}^n \frac{FC}{(1+i)^k} \right] - Inv \quad (3.8)$$

Donde	
VAN	Valor Actual Neto.
FC	Flujo de Caja.
Inv.	Inversión.
i	Tasa de interés.

Determinación del flujo de caja por años (**FCi**)

$$FCi = (I_i - G_i - Dep) * (1 - T/100) + Dep \quad (3.9)$$

Donde	
I _i	Ingresos anuales
G _i	Gastos anuales.
Dep	Depreciación.
T	Tasa de impuestos sobre ganancia.

El Valor actual neto también conocido valor actualizado neto (en inglés Net present value), cuyo acrónimo es VAN (en inglés NPV), es un procedimiento que permite calcular el valor presente de un determinado número de flujos de caja futuros, originados por una inversión. La metodología consiste en descontar al momento actual (es decir, actualizar mediante una tasa) todos los flujos de caja futuros del proyecto. A este valor se le resta la inversión inicial, de tal modo que el valor obtenido es el valor actual neto del proyecto. (<http://es.wikipedia.org>)

Tabla 1.2. Interpretación del valor de VAN.

Valor	Significado	Decisión a tomar
VAN > 0	La inversión produciría ganancias por encima de la rentabilidad exigida (r)	El proyecto puede aceptarse
VAN < 0	La inversión produciría ganancias por debajo de la rentabilidad exigida (r)	El proyecto debería rechazarse
VAN = 0	La inversión no produciría ni ganancias ni pérdidas	Dado que el proyecto no agrega valor monetario por encima de la rentabilidad exigida (r), la decisión debería basarse en otros criterios, como la obtención de un mejor posicionamiento en el mercado u otros

		factores.
--	--	-----------

$$PRD = A + \left[\frac{C}{FC} \right] \quad (3.9)$$

Donde	
PRD	Plazo de Recuperación al Descuento.
A	Año Anterior a la Recuperación.
C	Cantidad No Recuperada en el próximo año.

El plazo de recuperación al descuento (PRD) establece el tiempo en que se recupera una inversión dada.

La tasa interna de retorno o tasa interna de rentabilidad (TIR) de una inversión, está definida como el promedio geométrico de los rendimientos futuros esperados de dicha inversión, y que implica por cierto el supuesto de una oportunidad para "reinvertir". En términos simples en tanto, diversos autores la conceptualizan como la tasa de interés (o la tasa de descuento) con la cual el valor actual neto o valor presente neto (VAN o VPN) es igual a cero. El VAN o VPN es calculado a partir del flujo de caja anual, trasladando todas las cantidades futuras al presente. Es un indicador de la rentabilidad de un proyecto: a mayor TIR, mayor rentabilidad. (<http://es.wikipedia.org>)

El criterio general para saber si es conveniente realizar un proyecto es el siguiente:

- Si $TIR > R$: Se aceptará el proyecto. La razón es que el proyecto da una rentabilidad mayor que la rentabilidad mínima requerida (el coste de oportunidad).
- Si $TIR < R$: Se rechazará el proyecto. La razón es que el proyecto da una rentabilidad menor que la rentabilidad mínima requerida.

R: representa el costo de oportunidad.

3.2.1 -Evaluación Económica de la Alternativa #1: Rehabilitación de la caldera de vapor.

Costo Total de Inversión.

Tabla 1.2. Costos del equipamiento.

Equipos	Nº equipos	Costo(\$)	Costo actual(\$)	Costo de la inversión(\$)
Sistema de alimentación de combustible	1	96.467,00	96.467,00	96.467,00
Quemador	1	30.000,00	30.000,00	30.000,00
Costo total de la inversión de los equipos				126.467,00

Tabla 1.2. Costo total de la inversión.

	Indicadores	Fórmula	Costo(\$)
Costos directos	Equipamiento	100%	126.467,00
	Instalación de equipos	35% del costo de equipamiento	44.263,45
	Aislamiento	9% del costo de equipamiento	11.382,03
	Instrumentación y control	6% del costo de equipamiento	7.588,02
	Tuberías	30% del costo de equipamiento	37.940,10
	Instalaciones eléctricas	7% del costo de equipamiento	8.852,69
	Costos indirectos	Supervisión e ingeniería	5% de la inversión fija
Gastos de construcción		1% de la inversión fija	2.364,93
Gastos de puesta en marcha		10% de la inversión fija	23.649,32
Imprevistos		10% de la inversión fija	23.649,32
Costo Total de la Inversión			286.156,86

Costos Totales de Producción.

Tabla 1.2. Índice de consumo de las materias primas fundamentales.

Componentes	Índices de Consumo
Ácido Sulfúrico	2,76 kg/HI

Nutrientes	0,80 kg/Hl
Antiespumante	0,21 kg/Hl
Melazas	390 kg/Hl

Tabla 1.2. Costos de las materias primas involucradas en el proceso productivo.

Materia prima	Precio (\$/kg)	Cantidad (kg/año)	Costo (\$/año)
Ácido sulfúrico	0,45	695.520,00	312.984,00
Antiespumante	2,95	264.600,00	780.570,00
Urea	0,58	115.892,38	67.217,58
Fosfato diamónico	0,44	13.907,09	6.119,12
Melazas (Ton)	85,00	94.770,00	8.055.450,00
Costo total de materia prima			9.894.740,04

Tabla 1.2. Valor total de la producción.

Producto	Precio (\$/HL)	Índice por Hlap Producido	Cantidad anual (HL/a)	Valor del producto (\$/a)
Alcohol fino EXPORTACIÓN	72,25	0,573	144.356,24	10.429.738,34
Alcohol fino Nacional	80,00	0,409	102.996,04	8.754.663,40
Alcohol de mal gusto	25,00	0,018	4.647,72	116.193,00
CO ₂ (TM)	35,00	12TM/d	3.600	126.000
Valor anual del producto				19.310.401

Tabla 1.2. Consumo de vapor en la fábrica.

Equipo	Consumo Vapor (Kg/h)	Consumo Vapor (Kg/d)	Consumo Vapor (Kg/d) (Destilación)
Columna Pre concentradora	1.000,00	24.00	24.00
Columna Hidroselectora	2.500,00	60.00	60.00
Columna Rectificadora	8.788,80	210.93	210.93
Eyector del D-301	1.000,00	24.00	-
Vapor para otros fines	534,38	12.82	-
Vapor Total Consumido		331.75	294.93

$$\text{Índice de consumo} = (294.93\text{Kg/d}) / (900\text{Hlap/d}) = 0.327\text{Kg/ Hlap}$$

Tabla 1.2. Portadores energéticos requeridos en el proceso de producción.

Utilidad	U/M	Índice por Hlap Producido	Precio Unitario	Consumo anual	Gastos (\$/a)
Crudo nacional	GL/Hlap	8,286	2,000	2.088.072	4.176.144,00
Fuel oíl	GL/Hlap	0,214	2,200	54.003,60	118.807,92
Energía eléctrica	Kwh/Hlap	3,355	0,290	845.460,00	245.183,40
Agua	m ³ /Hlap	2,583	0,100	650.916,00	65.091,60
Costo Total					4.540.200,30

Tabla 1.2. Costos de fabricación.

	Indicador	Fórmula	Costo(\$/año)
Costos directos de producción	Materias primas	-	9.894.740,00
	Mano de obra	-	703.304,00
	Supervisión	0,1*Mano de obra	70.330,40
	Requerimientos energía.	-	4.713.082,9
	Mantenimiento y reparaciones	0,05*IF	21.828,28
	Suministros	0,005*IF	2.182,83
	Cargos de Laboratorio	0,1*Mano de obra	70.330,40
	Costos fijos	Depreciación	IT/(Vida útil)
Seguros		0,004*IF	1.746,26
Impuestos		0,1*IF	43.656,57
Costos externos	Otros costos	0,5*(M.Obra+Sup.+ Mtto)	397.731,34
Costos de Fabricación			17.299.560,00
Costos Totales			17.953.575,00
Ganancia			1.356.826,70

Indicadores dinámicos de rentabilidad.

Tabla 1.2. Indicadores dinámicos de rentabilidad.

Indicador	Valor
Valor Actual neto (VAN)	3.222.836
Tasa de Rendimiento Interna (TIR)	195%
Plazo de Recuperación al Descuento (PRD)	6 meses.

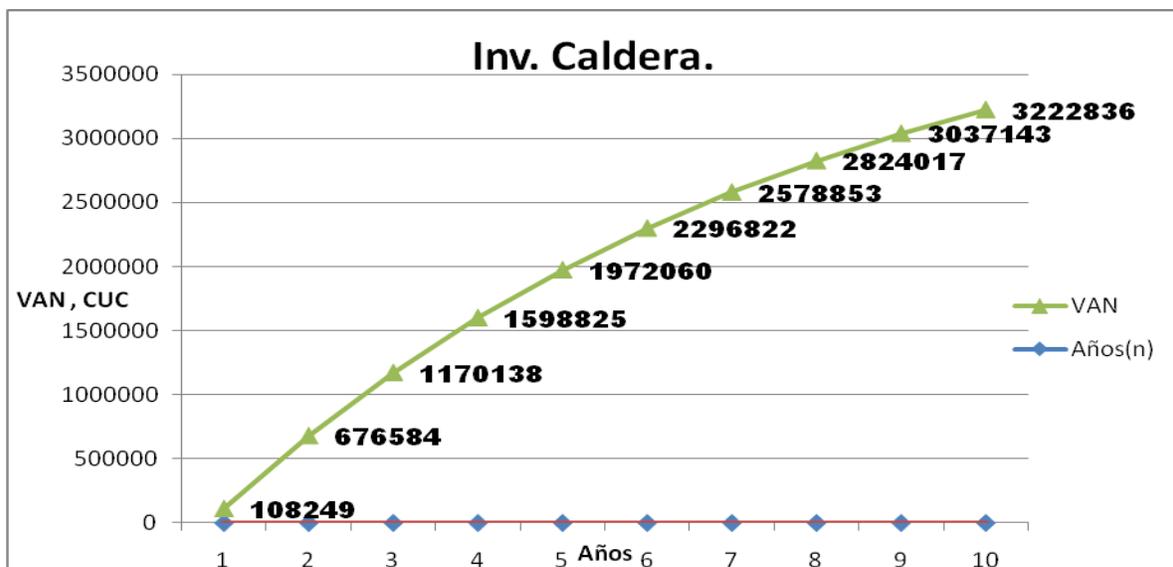


Figura 1.4. Perfil del VAN. Determinación del periodo de recuperación al descuento (PRD).

3.3.2 -Evaluación Económica de la Alternativa #2: Implementación del sistema de fermentación VIMAS.

Tabla 3.1 Costos del equipamiento

Equipos	Nº equipos	Costo(\$)	Costo actual(\$)	Costo de la inversión(\$)
Sistema VIMAS	1	160.312,10	162.474,41	162.474,41
Costo total de la inversión de los equipos				162.474,41

Tabla 3.2. Costo total de la inversión.

	Indicadores	Fórmula	Costo(\$)
Costos directos	Equipamiento	100%	162.474,41
	Instalación de equipos	35% del costo de equipamiento	56.866,04
	Instrumentación y control	6% del costo de equipamiento	9.748,46
	Tuberías	30% del costo de equipamiento	48.742,32
	Instalaciones eléctricas	7% del costo de equipamiento	11.373,21
	Costos indirectos	Supervisión e ingeniería	5% de la inversión fija
Gastos de construcción		1% de la inversión fija	3.172,47
Gastos de puesta en marcha		10% de la inversión fija	31.724,76
Imprevistos		10% de la inversión fija	31.724,76
Costo Total de la Inversión			383.871,61

Costos Totales de Producción.

Tabla 3.3 Costos de fabricación.

	Indicador	Fórmula	Costo(\$/año)
Costos directos de producción	Materias primas	-	9.413.590,70
	Mano de obra	-	703.304,00
	Supervisión	0,1*Mano de obra	70.330,40
	Requerimientos energía, vapor y agua	-	4.791.482,92
	Mantenimiento y reparaciones	0,05*IF	28.043,18
	Suministros	0,005*IF	2.804,32
	Cargos de Laboratorio	0,1*Mano de obra	70.330,40
	Costos fijos	Depreciación	IT/(Vida útil)
Seguros		0,004*IF	2.243,45
Impuestos		0,1*IF	56.086,37

Costos externos	Otros costos	0,5*(M.Obra+Sup.+ Mtto)	400.838,79
	Costos de Fabricación		16.340.281,98
Costos Totales de Fabricación			18.155.868,86
Ganancia			1.329.833,41

Indicadores dinámicos de rentabilidad.

Tabla 3.4 Indicadores dinámicos de rentabilidad.

Indicador	Valor
Valor Actual neto (VAN)	1.416.374
Tasa de Rendimiento Interna (TIR)	93 %
Plazo de Recuperación al Descuento (PRD)	1.3 años.

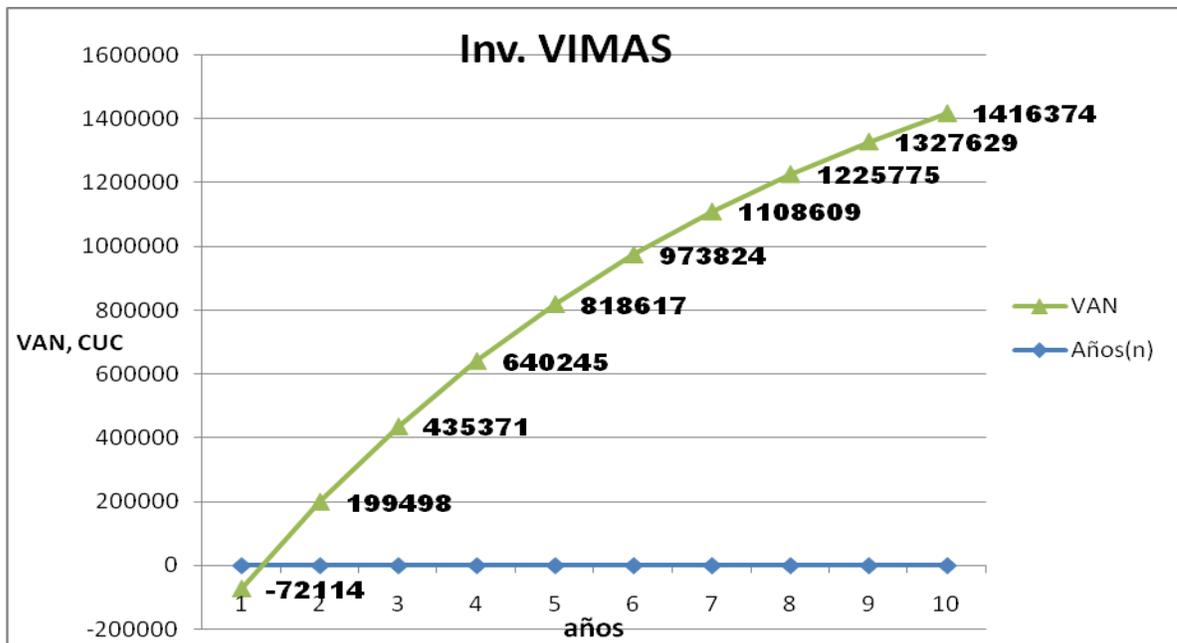


Figura 3.1. Perfil del VAN. Determinación del periodo de recuperación al descuento (PRD).

Como se puede apreciar el proyecto es muy tentativo ya que su período de recuperación es de 1.3 años, podría generar una ganancia a futuro de 1416374cuc.

3.2.3 -Evaluación Económica de la Alternativa #3: Montaje de una columna repasadora de cabezas.

Tabla 1.2. Costos del equipamiento.

Equipos	Nº equipos	Costo(\$)	Costo actual(\$)	Costo de la inversión(\$)
Columna concentradora	1	281.876,50	285.678,49	285.678,49
Costo total de la inversión de los equipos				285.678,49

Tabla 1.2. Costo total de la inversión.

	Indicadores	Fórmula	Costo(\$)
Costos directos	Equipamiento	100%	285.678,49
	Instalación de equipos	35% del costo de equipamiento	99.987,47
	Aislamiento	9% del costo de equipamiento	25.711,06
	Instrumentación y control	6% del costo de equipamiento	17.140,71
	Tuberías	30% del costo de equipamiento	85.703,40
	Instalaciones eléctricas	7% del costo de equipamiento	19.997,49
	Costos indirectos	Supervisión e ingeniería	5% de la inversión fija
Gastos de construcción		1% de la inversión fija	5.835,26
Gastos de puesta en marcha		10% de la inversión fija	58.352,69
Imprevistos		10% de la inversión fija	58352.69
Costo Total de la Inversión			706.067,54

Costos Totales de Producción.

Tabla 1.2. Costos de fabricación.

	Indicador	Fórmula	Costo(\$/año)
Costos directos de producción	Materias primas	-	9.413.590,70
	Mano de obra	-	703.304,00
	Supervisión	0,1*Mano de obra	70.330,40
	Requerimientos energía, vapor y agua	-	4.791.482,92
	Mantenimiento y reparaciones	0,05*IF	49.308,28
	Suministros	0,005*IF	4.930,83
	Cargos de Laboratorio	0,1*Mano de obra	70.330,40
	Costos fijos	Depreciación	IT/(Vida útil)
Seguros		0,004*IF	3.944,66
Impuestos		0,1*IF	98.616,57
Costos externos	Otros costos	0,5*(M.Obra+Sup.+ Mtto)	411.471,34
Costos de Fabricación			16.430.857,95
Costos Totales de Fabricación			18.256.508,84
Ganancia			1.229.193,44

Indicadores dinámicos de rentabilidad.

Tabla 1.2. Indicadores dinámicos de rentabilidad.

Indicador	Valor
Valor Actual neto (VAN)	519.638
Tasa de Rendimiento Interna (TIR)	36%
Plazo de Recuperación al Descuento (PRD)	3.9 años

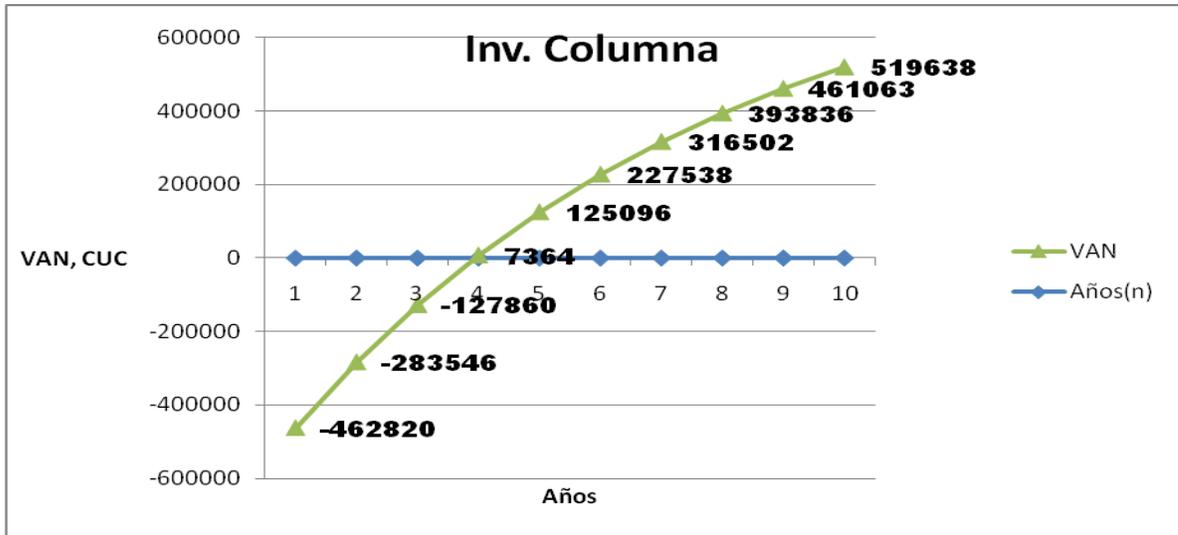


Figura 1.4. Perfil del VAN. Determinación del periodo de recuperación al descontado (PRD).

Este proyecto también resulta viable ya que su período de recuperación es de menos de 5 años y la proyección de incremento del dinero es de 519638 CUC.

3.3- EVALUACION ECONOMICO FINANCIERA CONJUNTA DE LAS TRES ALTERNATIVAS.

Precio de la materia prima.

Se ha aceptado por ALFICSA un precio de 85 USD / t de miel Base 52 % ART, que cumpla con la norma de proceso para esta tecnología. Este precio es similar a la media internacional para la miel final exportable.

Precios de los energéticos.

Se han considerado los precios del 2012 como referencia, es de esperar que se produzcan incrementos en los años siguientes.

Tabla 7 Precios energéticos

Crudo nacional	CUC/GL	2,00
Fuel oil	CUC/GL	2,20
Gas Oil	CUC/L.	1,30
Agua	CUC/M ³	0.10
Energía eléctrica	CUC/KWH	0,29

Precio del Producto

Se han proyectado precios variables en función de los compradores, asegurando un precio promedio que garantice un margen razonable de utilidades netas, tomando como referencia los precios logrados por contrato para 2012.

Tabla 8 Precios productos

COMPRADOR	CUC/HL
EXPORTACION	72,55
FINO SUCHEL CAMACHO	83,50
FINO SUCHEL REGALO	90,00
FINO SUCHEL PROQUIMIA	90,00
FINO SUCHEL FRAGANCIA	90,00
FINO HAVANA CLUB INTERN.	80,00
FINO TECNOAZUCAR	72,00
MAL GUSTO	25,00

Para los **servicios a recibir** se han utilizados los mismos precios 2012 que la empresa ha pagando por ellos.

Los impuestos sobre las utilidades son del 30 %, la reserva para contingencias es del 5 % del total de las utilidades brutas hasta acumular el 15 % de la Inversión. La tasa de descuento proyectada para la actualización en los flujos de caja es del 15 %

Las condiciones de financiamiento en la inversión tiene tasa interés del 12 al 15 %, el plazo de crédito es de 1 a 3 años y periodo de gracia durante el 1er años de inversión.

Los posibles compradores según el **Estudio de Mercado** se han considerado de forma similar a lo contratado para el 2012, se ven detalles en la anterior Tabla 8 de los precios

ALTERNATIVAS INVERSIONISTAS

Variables consideradas para el diseño de alternativas.

- Tecnología seleccionada, define el monto de inversión inicial, las variables de eficiencia e insumos, de calidad competitiva, los gastos de mantenimiento, los costos por tratamiento de residuales, la selección y capacitación del personal, en general está en compromiso con la Macro localización.
- Capacidad de producción de la instalación, en compromiso con las fuentes de materias primas y energéticas.

- Proyección de la producción por año, considerando un incremento razonable técnicamente en los primeros años, hasta la capacidad más probable, para el período de vida útil, en compromiso con el estudio de Mercado.
- Distribución de las ventas y precios según los segmentos de mercado.
- Costos de operación: Materias primas y materiales, energía, salarios, seguridad social, impuesto por la fuerza de trabajo, mantenimiento, gastos de administración, distribución y ventas, estimulación y desarrollo, otros gastos, depreciación y gastos financieros, o sea la ficha de costo para cada año en compromiso con el nivel de producción.
- Costo de la inversión total: Inversiones fijas (terrenos, equipos y maquinaria, construcción y montaje, inversiones inducidas directas, fletes y seguros); Gastos previos a la explotación (estudios y proyectos, transportación, capacitación y adiestramiento, Licencias, intereses del periodo de ejecución de la inversión, otros gastos); inversiones inducidas indirectas (Acciones medio ambientales, obras sociales y obras por la consulta con la defensa). Presupuesto proyectado según los años de ejecución de la inversión.
- Variables financieras: Período de análisis del proyecto, año base, año inicio operación, impuesto sobre utilidades; Capital de Trabajo (Días cobertura en: efectivo, cuentas por pagar, por cobrar, Inventarios en insumos, producción en proceso, terminada y mantenimiento); Reserva para contingencia autorizada. Costo de dinero: tasas de interés en la moneda a usar que ofertan los Bancos, y exigencias básicas de los créditos, Tasa de descuento o actualización que se esté aplicando, Aporte o no de Capital social para el proyecto.

Descripción del Escenario Medio.

- Reducción del índice de crudo en 7% y miel final en 6%, base **los planeados en 2012**. Además del incremento de la producción en 10%.
- Tasa descuento 12%.
- Crédito al 15 % interés, 1 años de gracia.
- Las inversiones en el 2016, 2017 y 2018.
- Producción 180 días en el 2016, 300 los siguientes años.
- Precios de venta referencia 2012.
 - Precio de la Materia Prima iguales a 2012.
 - Precios de los insumos según los valores del 2012.

Valoración Económica general de las tres propuestas.

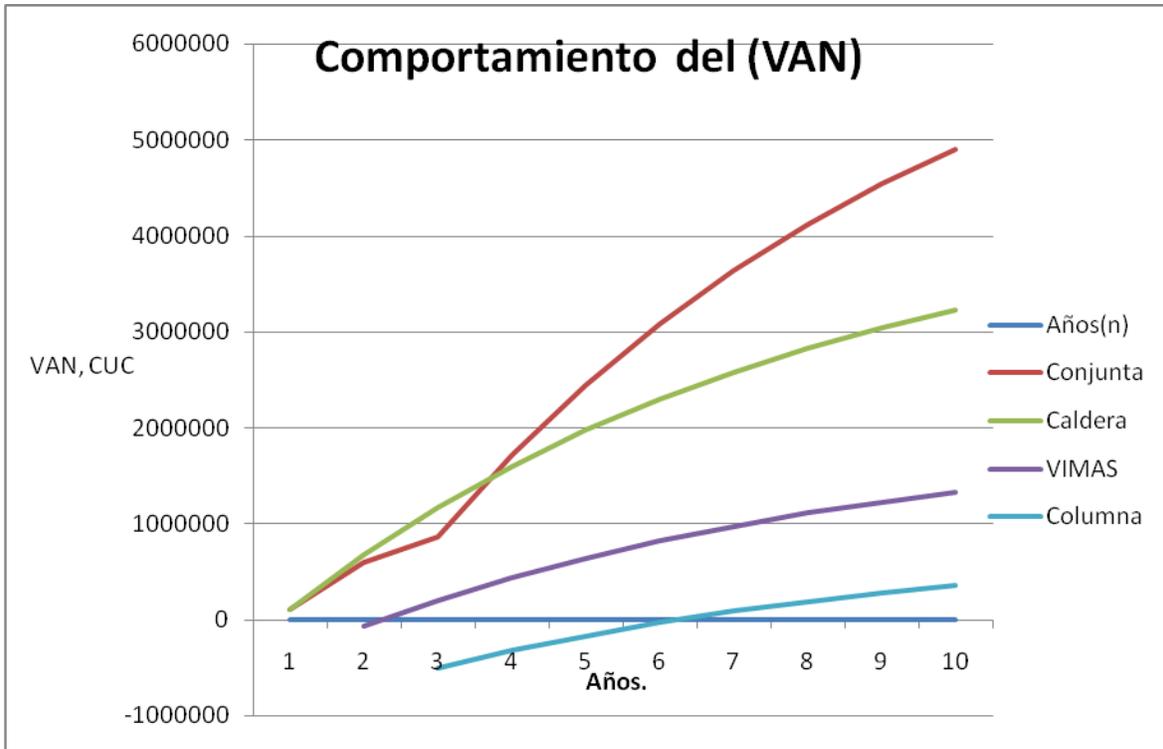
Componentes	Año_1__	Año_2__	Año_3__	Total
Equipos	126.467	162.474	285.678	574.619
Otros gastos directos	88.019	126.732	248.542	463.293
Gastos indirectos	71.490	94.665	171.847	338.002
Costo de Inversión Total, CUC	286.156	383.871	706.067	1.376.094

Indicadores de factibilidad económica.

Parámetros Económicos	Invers. Total
TIR , %	102
VAN (al 15 % , CUC)	4.906.829
RVAN, CUC/CUC	3.75
P.Recuper. Inv. (Años)	2.6
Pto de Equil. (HI Produc)	137.114
Pto de Equil. (% Produc)	58,35
- Costo Oper./Ingr.	0,79
- Costo Total/Ingr.	0,88

Comportamiento del (VAN) para cada una de sus variantes y para el conjunto de las tres.

Años(n)	Conjunta	Caldera	VIMAS	Columna
1	108249	108249		
2	604470	676584	-72114	
3	906816	1170138	199498	-462820
4	1750650	1598825	435371	-283546
5	2484445	1972060	640245	-127860
6	3122803	2296822	818617	7364
7	3677773	2578853	973824	125096
8	4160164	2824017	1108609	227538
9	4579420	3037143	1225775	316502
10	4944301	3222836	1327629	393836



Como se puede observar al realizar el análisis de la conjunta (línea roja) y de forma escalonada, dando prioridad a las alternativas más viables, la proyección del (VAN) por año siempre serian positivos. Además no se afecta la producción planificada. El proyecto conjunta tiene proyección futura alrededor de 5 millones de pesos cubanos convertibles (CUC).

4.- PROPUESTA DE CRONOGRAMA DE EJECUCION GENERAL.

<u>ACTIVIDAD</u>	<u>FECHA</u>
1.- Estudio de Factibilidad y Anteproyecto	Febrero a Junio 2015
2.- Aprobaciones hasta el MEP	Julio a Septiembre 2015
3.- Contrataciones equipos y accesorios	Octubre a 15 Noviembre 2015
4.- Elaboración Proyecto ejecutivo	Noviembre 2015
5.- Licencias Ambiental, Obra, etc	Diciembre 2015
6.- Construcción y Montaje (tarea 1)	Enero a junio 2016
7.- Capacitación y Entrenamiento	junio 2016
8.- Puesta en Marcha	julio 2016
9.- Construcción y Montaje (tarea 2)	Enero a febrero 2017.
10.- Capacitación y Entrenamiento	Febrero 2017
11.- Puesta en Marcha	marzo 2017
12.- Construcción y Montaje (tarea 3)	Enero a febrero 2018.
10.- Capacitación y Entrenamiento	Febrero 2018.
11.- Puesta en Marcha	Marzo 2018

CONCLUSIONES.

1. Es necesario la rehabilitación de la caldera de vapor y la sustitución del equipo de combustión actual por uno que tenga la facilidad de quemar tanto crudo cubano como alcohol flema para mejorar la estabilidad operacional. Además se reduce el consumo de crudo en un 7% y los costos de producción en 4.36CUC/Hlap. La inversión se recupera en 6 meses.
2. Es factible la implementación del sistema de fermentación VIMAS y el tratamiento microbiológico del agua de dilución de mieles. Esto permitirá reducir el desarrollo de microorganismos contaminantes aumentando la eficiencia de la fermentación alcohólica en un 5% y disminuir los costos de producción en 2.04CUC/Hlap. La inversión se recupera en 1.3 años.
3. Es factible el montaje de una sexta columna, dentro del sistema de destilación, para reparar las cabezas. Esto permitirá aumentar la capacidad de producción en un 10%, evita las paradas de la sala de fermentación y propicia un mejor control de proceso. La inversión se recupera en 3.9 años.
4. Es factible la consideración de las tres inversiones, dentro de una sola propuesta, para su implementación en período de tres años a partir del 2016.

En el orden siguiente:

Primero: Rehabilitación de la caldera de vapor..... (2016).

Segundo: Implementación del sistema de fermentación VIMAS... (2017).

Tercero: Montaje de una columna repasadora de cabezas..... (2018).

La inversión conjunta se recupera en 2.6 años, la proyección del (VAN), en diez años, es de 4.9 millones CUC, el RVAN es de 3.75.

RECOMENDACIONES.

1. Aceptar oferta de precios, de la empresa BIOENERGIACARIBE, para la inversión en el área de generación de vapor (fijar plazos de entrega según cronograma propuesto).
2. Aceptar oferta de precios, de la empresa TOMSADESTIL, para la ejecución de la inversión en el área de fermentación (fijar plazos de entrega según cronograma propuesto).
3. Aceptar oferta de precios, de la empresa TOMSADESTIL, para la ejecución de la inversión de la columna repasadora (fijar plazos de entrega según cronograma propuesto).
4. Realizar las acciones con las tres variantes propuestas en conjunto como una sola propuesta para su implementación en 3 años productivos, sin afectar los planes de producción previstos.
5. Realizar una actualización del estudio de factibilidad de las propuesta 2y3 si existieran cambios apreciables en la oferta de precios del equipamiento o variaciones significativas en los precios de compra de la miel final, crudo y la venta de alcohol (cuando ALFICSA reinicie sus producciones en el 2016).
6. Continuar el estudio sobre aplicación de mejoras en otros aspectos de interés como sistema de control, sistema de generación de energía, sistema de enfriamiento y la infraestructura para la exportación de alcohol.

BIBLIOGRAFÍA.

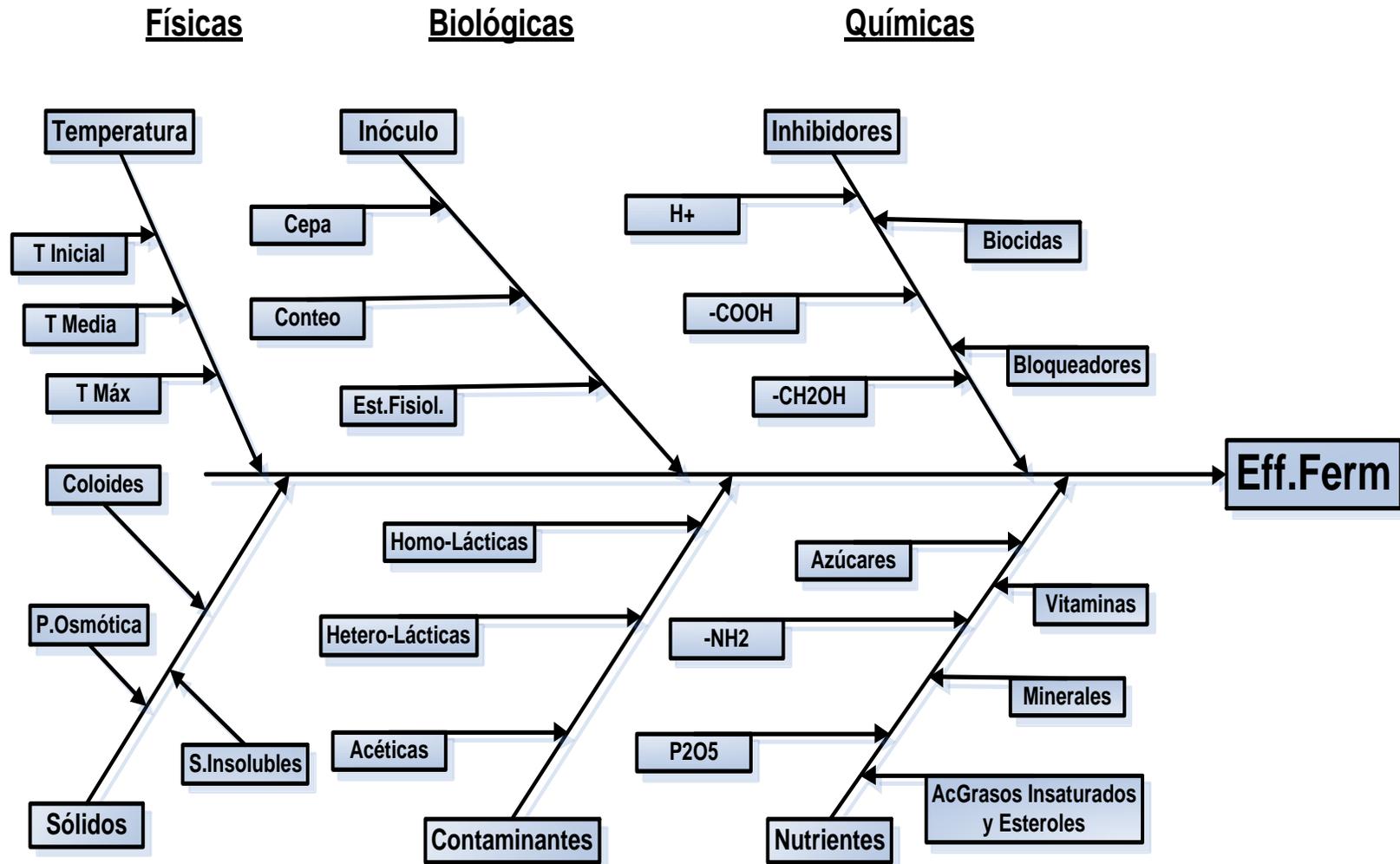
1. ACEVEDO, L. & GONZÁLEZ, E. S. 1999. *Diseño de Plantas Químicas Discontinuas para instalaciones de la Industria Química y fermentativas*, Cuba.
2. AIBA, S., HUMPHREY, A. & MILLIS, N. 1970. *Biochemical Engineering*, Tokio.
3. ALBERNAS, Y., GONZÁLEZ, E., CERVANTES, Y., R., F. & PENÍN, E. 2010. *Análisis del Proceso de Obtención de Alcohol Extrafino en una Destilería*. *Centro Azúcar*, 37, 8-14.
4. ALEMÁN, L. 2007. *Estudio de la obtención de alcohol etílico a partir de sorgo*. Marta Abreu de Las Villas.
5. BÁEZ, R. E. 2005. *Apuntes acerca de los jugos de caña para su uso en la fermentación alcohólica*.
6. BÁEZ, R. E. 2008. *Proceso de Fermentación Alcohólica VIMAS*.
7. BARKER, M. & RAWTANI, J. 2005. *Practical Batch Process Management*. In: STEVE MACKAY FIE (AUST), C., BSC (ELECENG), BSC (HONS), MBA, & GOV. CERT. COMP., T. D. I. T. (eds.).
8. CASTELLANOS, J. 2007. *Métodos fundamentales de análisis en los procesos de transmisión de calor*.
9. CASTILLO, E. 2005. *Análisis de la incertidumbre en los balances de masa y energía en la Destilería Santa FE*. Marta Aberu de Las Villas.
10. CHEMICAL ENGENIERING. 05/2008. *Designing steam stripping columns for wastewater*.
11. CORSANO, G. 2005. *Estrategías en el Diseño óptimo de Plantas de Procesos Batch de la industria Alimenticia integradas a Procesos Fermentativos. Tesis para la obtención del Grado Científico de Doctor en Ingenierías*. Universidad Nacional del Litoral.
12. DELGADO, L. R. 2005. *Análisis de Alternativas para la etapa de destilación de una planta piloto de producción de bioetanol*.
13. ESPUÑA, A. 1994. *Síntesis y Dimensionamiento de Plantas Multiproducto. Contribución al Estudio de Plantas Químicas Multiproducto de Proceso Discontinuo*, Barcelona, España.
14. ESTÉVEZ, R. 1997. *Fundamentos de la generación de levadura en destilerías*. Memorias I Seminario de producción de levadura Torula. MINAZ. .
15. FABELO, J. A. 1998. *Estudio de la etapa de fermentación alcohólica utilizando diferentes sustratos*. Universidad Marta Abreu de Las Villas.
16. FLORES, N. R. M. 2003. *Estudio de la obtención de alcohol a partir de azúcar orgánica en condiciones ecológicas*. Marta Abreu de Las Villas.

17. GONZÁLEZ, L. E. 2004. *Selección de tecnologías apropiadas para la producción de etanol carburante.*
18. HOLMAN.J.P. 1998. Transferencia de calor.
19. LEVENSPIEL, O. 1993. *Ingeniería de las reacciones químicas.*
20. MACEDO, I. C. 2007. Situación actual y perspectivas de Etanol.
21. MARTYN S. RAY. 1988. Chemical ingeniering disign proyect.
22. MECAS. 05/2012. Perspectivas de producción de azúcar y alcohol.
23. NAGULO, S. *Alcoholes.* Available: http://html.rincondelvago.com/alcoholes_3.html.
24. NICOLÁS J. SCENNA Y COL. 1999. *Métodos, estructuras y modelo para la simulación de Procesos Batch.*
25. OCON, J. 1952. *Microbiología Industrial*, AGULAR, S.A de EDICIONES-MADRID.
26. OJEDA, R. M. 2005. *Propuesta de introducción de la tecnología de obtención de alcohol orgánico en la destilería del CAI. "Heriberto Duquesne"* Marta Aberu de Las Villas.
27. PALACIOS, L. H. 1965. *Fabricación de alcohol.*
28. PAVLOV, K. F., ROMANKOV, P. G. & NOSKOV, A. A. 1981. *Problemas y ejemplos para el curso de operaciones básicas y aparatos en tecnología química*, Moscú.
29. PETERS, M. S. & TIMMERHAUS, K. D. 2003. Plant Design and economics for Chemical Engineers. In: GRAW-HILL, M. (ed.) Fifth Edition ed Professors of Chemical Engineering University of Colorado.
30. PEREZ. O. 2005. Uso eficiente de la energía en sistemas de destilación de alcohol.
31. RODRÍGUEZ, L. 2005. *"Estudio de la obtención de alcohol etílico a partir de sorgo"*. Marta Abreu de Las Villas.
32. SMITH, R. 2005. Chemical Process Design and Integration. In: *CENTRE FOR PROCESS INTEGRATION, SCHOOL OF CHEMICAL ENGINEERING AND ANALYTICAL SCIENCE & MANCHESTER., U. O.* (eds.).
33. SÚAREZ, E. G. 2012. *Estudio de Factibilidad Técnico-Económica para la ejecución de cambios tecnológicos en la destilería ALFICSA.*
34. TORRES, D. 2005. *Estudio de la etapa de fermentación alcohólica utilizando mezclas de diferentes sustratos* Marta Abreu de Las Villas.
35. TREYBAL, R. E. 1981. *Operaciones con Transferencia de Masa.*
36. ULRICH, G. D. 1985. *Diseño y Economía de los Procesos de Ingeniería Química.*
37. VILLENA, M. 1997. *Manual Memoria descriptiva.*

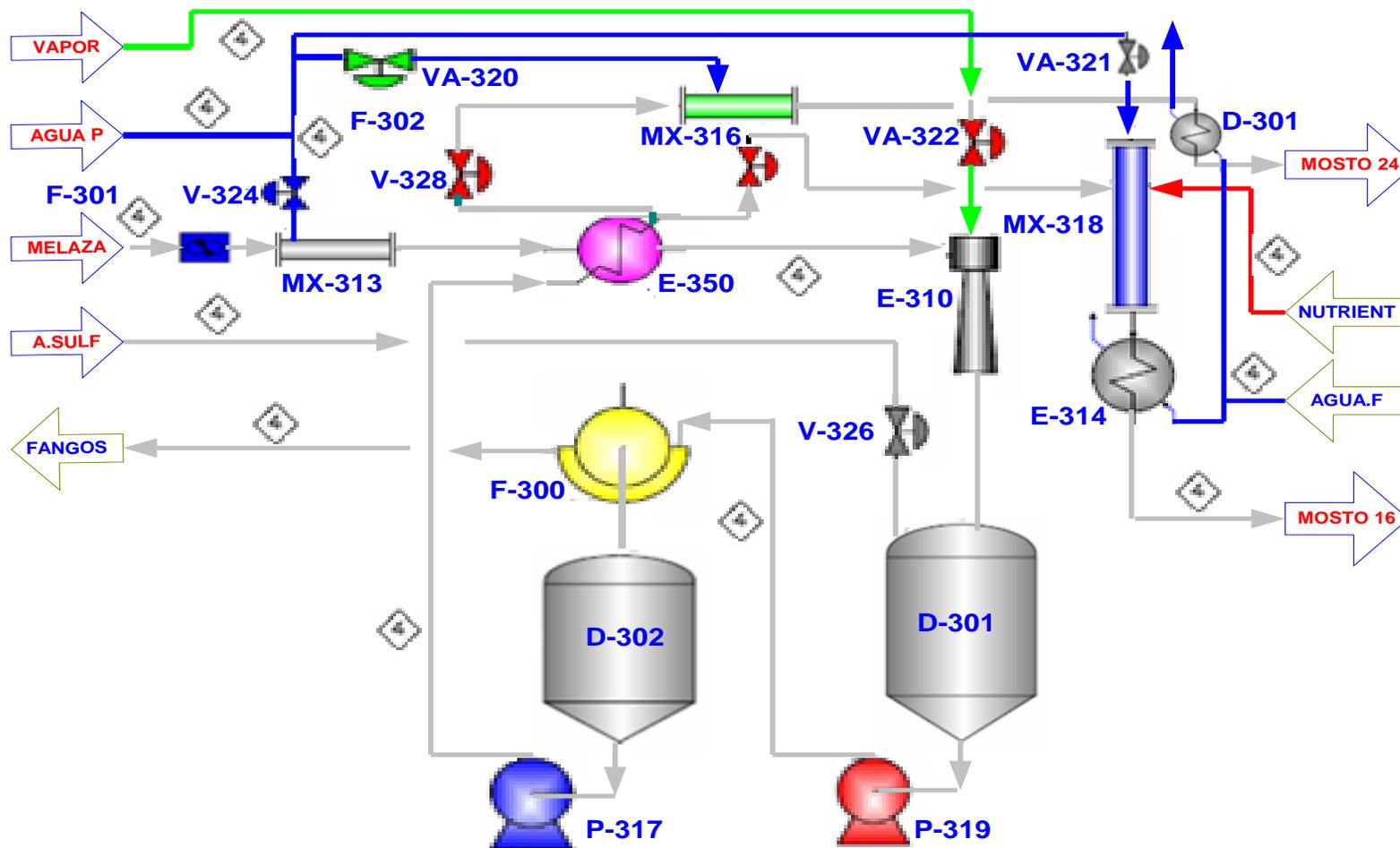
38. VILLENA, M. 1997. *Proyecto de destilería de alcohol Rectificado de Mieles*.
39. XIOMARA ALVAREZ, Y. R. G. 2007. TALLER DE ALCOHOL. *Criterios y metodología para la selección de cepas de levaduras en destilerías*.
40. . <http://www.ciademelazas.com/Utilidadm.asp>.
41. "Química. Etanol" http://html.rincondelvago.com/alcohol_2.html.
42. *Técnicas de destilaciones* http://www.alambiques.com/tecnicas_destilacion.htm.
43. 1987. (Norma Cubana N0 06-22. 1987).
44. 2000. *Manual de los derivados de la caña de azúcar*.
45. 2004. http://www.iica.int.ni/Estudios_PDF/Cadena_Etanol.pdf.
46. 2008. *Saccharomyces cerevisiae*. *Chemie.DE Information Service GmbH*.
47. 2010. http://bvirtual.indecopi.gob.pe/wcircu/query.exe?cod_user=wwwcircu&key_user=wwwcircu&base=02&periodo=1&fmt=01&nreg=20&idioma=all&boolexp=ALCOHOL%20ETILICO&trunca=%24%2F%2876%2C77%29.
48. 2010. <http://www.ellaboratorio.co.cc/practicas/fermentacion.pdf>.
49. 2010. http://www.science.oas.org/Simbio/mbio_ind/cap5_mi.pdf.
50. 2012. http://www.ecured.cu/index.php/Destilaci%C3%B3n_de_alcohol.
51. 2012. <http://www.quiminet.com/articulos/los-principales-usos-y-aplicaciones-del-alcohol-etilico-2643852.htm>.
52. 2013. http://es.wikipedia.org/wiki/Fermentaci%C3%B3n_alcoh%C3%B3lica.
53. <http://es.answers.yahoo.com/question/index?qid=20080525191720AAQkXQT..>

ANEXOS.

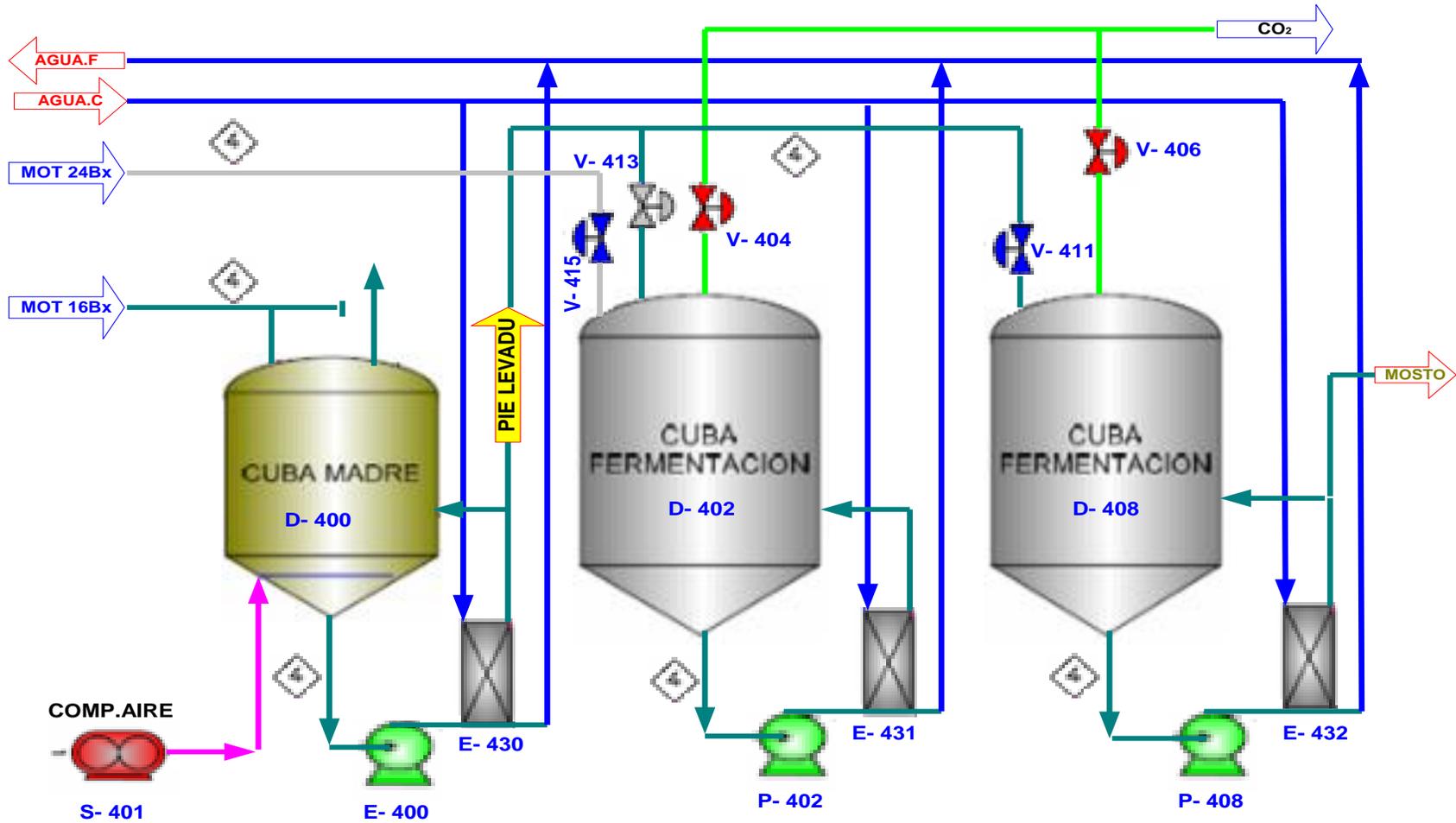
Anexo # 1: Diagrama de causa y efecto (Ishikawa).



Anexo #2: Diagrama de flujo de la etapa preparación del Mosto.

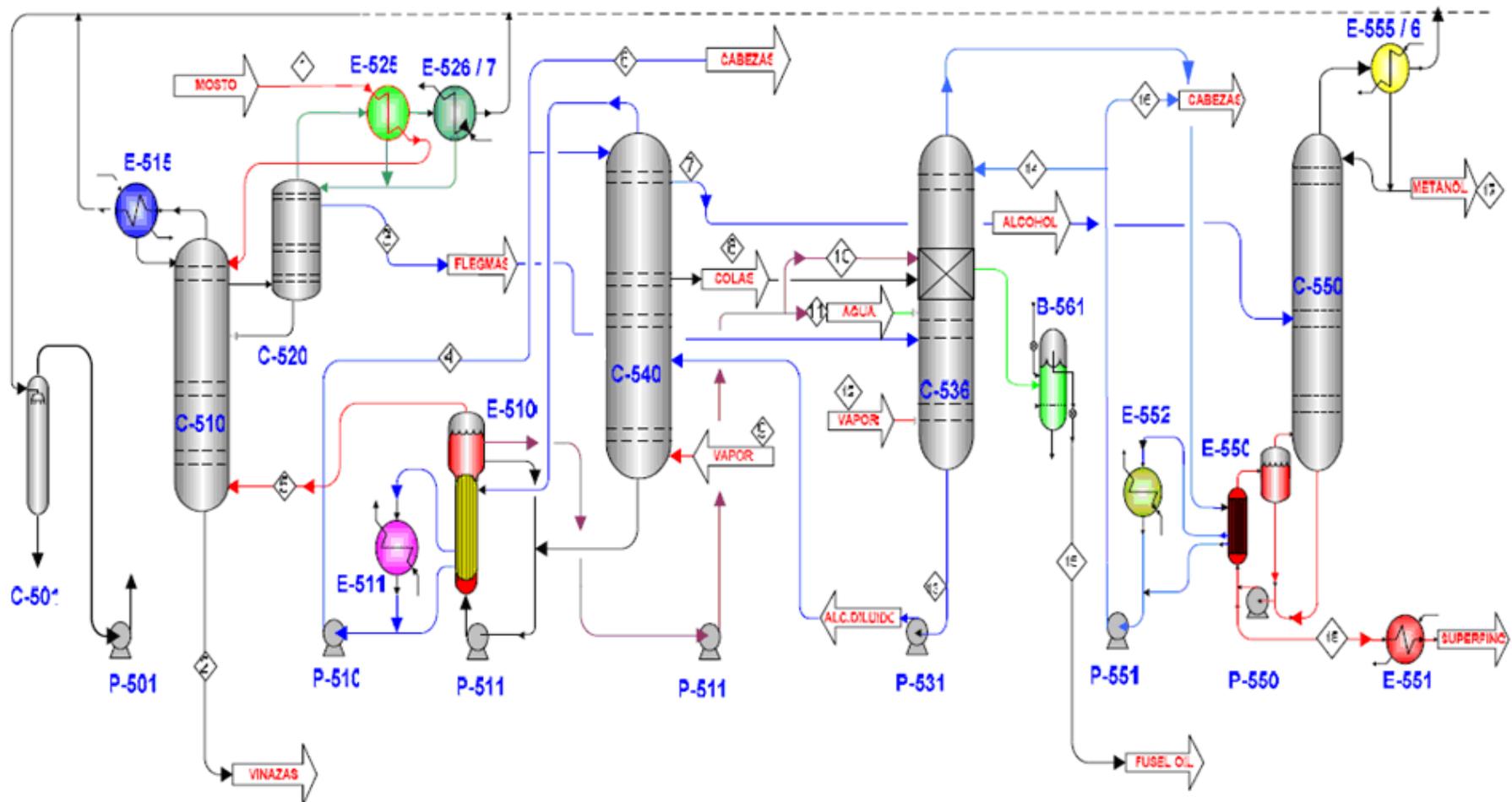


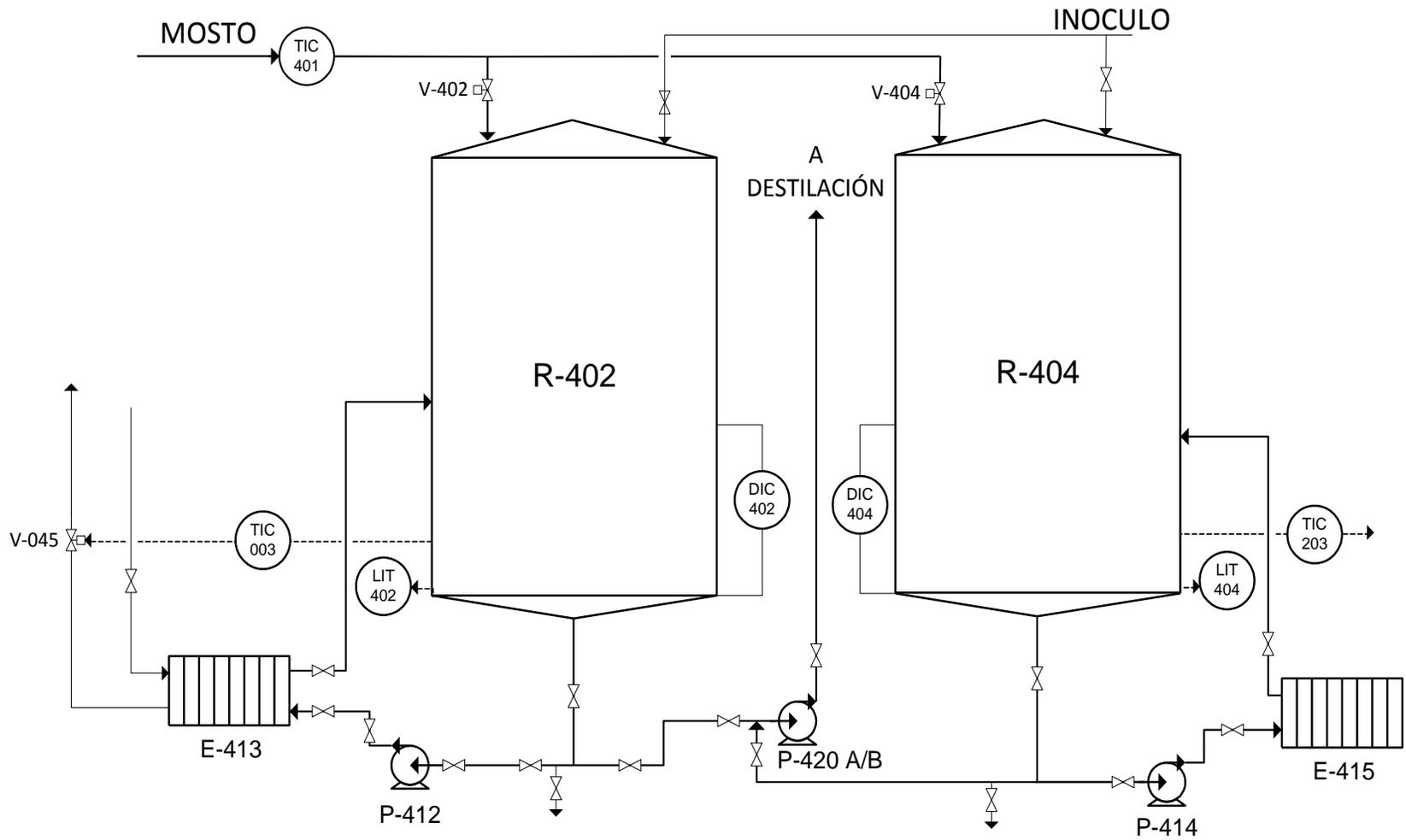
Anexo #3. Diagrama de flujo de la etapa de Fermentación.



Anexo #4. Diagrama de flujo de la etapa de Destilación.

DESTILACION DE ALCOHOL SUPERFINO





Anexo #5. Diagrama de la Fermentación VIMAS.

Anexos.

Anexo #6. Comparación de los portadores energéticos antes y después de realizada la inversión en la caldera.

Energía	Unidades	Antes de la Inversión			Después de la Inversión		
		Ind. Consumo	Precio CUC	Costo CUC	Ind. Consumo	Precio CUC	Costo CUC
Crudo nacional	GL/Hlap	8,500	2,00	17,00	6,3200	2,00	12,64
Fuel-Oíl	GL/Hlap	0,214	2,20	0,47	0,214	2,20	0,47
Gas-Oíl	LTS		1,30	0,27		1,30	0,27
Energía eléctrica	kw-h/Hlap	3,355	0,29	0,97	3,355	0,29	0,97
Total				18,71			14,35

Anexo #7. Datos para calcular los Cpm y las entalpias de las corrientes en la C-536.

Datos para calcularlos Cpm y la entalpias de la Corrientes mencionada anteriormente							
Corrientes	H	Cp mezcla	T	X _{agua}	X _{alcohol}	Cp _{alcohol}	Cp _{agua}
	kJ/kg	kJ/kg*°C	°C	%masa	%masa	kcal/kg*°C	kcal/kg*°C
D-520	4455,941	3.8809	80	0.6794	0.3206	0.7768	1
Al-536	11920,86	4.18	80	1	0	0.7768	1
Gv-536	2202,551						
W-536	18560,22	4.0668	100	0.838	0.162	0.8328	1
Vc-536	2141,484						
D-536	238,4171	3.1134	60	0.0861	0.9139	0.7208	1

Nota: Los datos (*Pávlov, 1981*), (*Keenan, 1988*) y (*Perry, 1989*)

