UNIVERSIDAD CENTRAL “MARTA ABREU” DE LAS VILLAS.

FACULTAD DE QUÍMICA - FARMACIA.

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA.

TRABAJO DE DIPLOMA

Título: Propuesta de modificaciones tecnológicas del esquema de destilación de la destilería “Heriberto Duquesne” para su acercamiento al de Alficsa Plus S.A.

Autor: Orisleidy Carrazana Díaz
Tutoras: Dra. C. Ana Celia de Armas Martínez
Dra. C. Yailet Albernas Carvajal

Curso: 2019-2020

Pensamiento:

"El futuro de nuestra patria tiene que ser necesariamente un futuro de hombres de ciencia, tiene que ser un futuro de hombres de pensamiento, porque precisamente es lo que más estamos sembrando; lo que más estamos sembrando son oportunidades a la inteligencia (...)

Fidel Castro Ruz

Discurso pronunciado 15 de enero de 1960 en la Academia de Ciencias de Cuba.

Dedicatoria:

A mi familia en especial a mis padres Angela y Bárbaro por su amor incondicional y apoyo en cada momento de mi vida.

A mi abuela Emma por siempre confiar en mí y darme ánimo en todo momento.

A mi hermano Oriesky y a mi sobrinita Laura Anabel por todo su amor y constante preocupación por mí.

A mi novio Erick por estar a mi lado y apoyarme siempre.

Agradecimientos:

A mis padres y a mi hermano por apoyarme siempre y por su constante preocupación en cada momento.

A mi novio Erick por todo su apoyo y ayuda incondicional.

A mis tutoras Ana Celia y Yailet por su ayuda y constante preocupación en la realización de mi tesis y por todas las horas de esfuerzo y dedicación.

A todos mis profesores a lo largo de la carrera por inspirarme a ser una mejor profesional cada día.

A todas aquellas personas que de una forma u otra me apoyaron y me ayudaron en la realización de mi tesis.

RESUMEN:

En el trabajo se analizaron los procesos de obtención de alcohol extrafino en la destilería Heriberto Duquesne y en la destilería Alficsa Plus S.A haciendo énfasis en la etapa de destilación. Mediante balances de masa y energía se calcularon los consumos de miel y agua empleada en la fermentación en ambos procesos productivos, incluyendo la utilización del jugo de los filtros en el caso de la destilería de Heriberto Duquesne. Este aspecto disminuye en un 38,2 % el consumo de miel y en un 45,3 % el consumo de agua en la etapa. Se calcularon los consumos de vapor y agua de enfriamiento en cada columna para ambas industrias, obteniendo un índice de consumo de vapor de 0,566 t/hL de alcohol en Heriberto Duquesne y 0,172 t/hL de alcohol en Alficsa Plus S.A provenientes del generador de vapor, así como un índice de agua de enfriamiento de 13,34 m^3/hL alcohol en Heriberto Duquesne y 6,98 m^3/hL alcohol en Alficsa Plus S.A. Mediante una propuesta de acercamiento de la tecnología en la etapa de destilación de Heriberto Duquesne a la instalada en Alficsa Plus S.A, se logran reducir los índices de consumo para el vapor y el agua hasta valores de 0,46 t vapor/hL y 8,63 m^3 de agua/hL de alcohol producido. A través de un diseño experimental 2^3 se identificaron como variables más significativas en el cálculo de la ganancia, el precio de la miel y el empleo del jugo de los filtros en la fermentación.

ABSTRACT:

The work analyzed the processes for obtaining extra fine alcohol at the distillery Heriberto Duquesne and at the Alficsa Plus S.A. distillery. emphasizing the distillation stage. Using mass and energy balances, the consumption of honey and water used in the fermentation in both production processes was calculated, including the use of the juice from the filters in the case of the Heriberto Duquesne distillery. This aspect reduces honey consumption by 38.2% and water consumption in the stage by 45.3%. The consumption of steam and cooling water in each column were calculated for both industries, obtaining a steam consumption index of 0.566 t / hL of alcohol in Heriberto Duquesne and 0.172 t / hL of alcohol in Alficsa Plus S.A. from the steam generator, as well as a cooling water index of 13.34 m3 / hL alcohol in Heriberto Duquesne and 6.98 m3 / hL alcohol in Alficsa Plus S.A. By means of a proposal to bring the technology in the Heriberto Duquesne distillation stage to that installed in Alficsa Plus SA, it is possible to reduce the consumption rates for steam and water to values of 0.46 t steam / hL and 8, 63 m3 of water / hL of alcohol produced. Through an experimental design 2^3 were identified as the most significant variables in the calculation of the profit, the price of honey and the use of filter juice in fermentation.

ÍNDICE:

INTRODUCCIÓN:..... 1

CAPÍTULO 1: REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA. 4

1.1 Etanol. Generalidades. 4

1.2 Usos del etanol. 5

1.2.1 El etanol como combustible o etanol carburante. 5

1.2.2 Ventajas y desventajas del uso de etanol como combustible. 6

1.2.3 Beneficios del uso del etanol. 6

1.3 Producción de alcohol a nivel mundial. 7

1.3.1 Principales países del mercado mundial del etanol. 8

1.3.2 Mercado del etanol. 9

1.3.3 Proyecciones del comercio mundial del etanol para el período 2017-2026. 10

1.4 Producción de alcohol en Cuba. 11

1.5 Proceso de obtención de etanol. 12

1.5.1 Clasificación del etanol. 13

1.5.2 Principales vías industriales para la obtención de etanol. 14

1.5.3 Producción de alcohol por vía fermentativa. 14

1.5.4 Preparación de mostos. 15

1.5.5 Generalidades de la fermentación. 16

1.5.6 Generalidades de la destilación. 18

1.6 Proceso de destilación de alcohol etílico. 20

1.7 Obtención de diferentes tipos de alcohol. 22

1.7.1 Sistema de producción de alcohol etílico rectificado. 22

1.7.2 Sistema de producción de alcohol extrafino o superfino. 22

1.7.3 Sistema de producción de aguardiente crudo. 23

1.8 Principales consumos en destilerías cubanas. 24

1.9 Conclusiones parciales. 25

CAPÍTULO 2: CARACTERIZACIÓN DE LAS DESTILERÍAS ESTUDIADAS. 26

2.1 Caracterización de las destilerías objeto de estudio. 26

2.2 Descripción del proceso tecnológico de alcohol extrafino en la destilería Heriberto Duquesne. 26

2.2.1 Balances de masa y energía en el proceso de obtención de alcohol extrafino en la destilería Heriberto Duquesne. 30

2.3 Descripción del proceso tecnológico de alcohol extrafino en la destilería Alficsa Plus S.A. 37

2.3.1 Balances de masa y energía en la destilería Alficsa Plus S.A. 40

2.4 Conclusiones parciales. 46

CAPÍTULO 3: PROPUESTA DE MODIFICACIONES TECNOLÓGICAS. 47

3.1 Comparación entre ambas destilerías. 47

3.1.1 Índice de consumo de miel. 47

3.1.2 Índice consumo de vapor. 48

3.1.3 Índice consumo de agua de enfriamiento. 49

3.2 Propuestas de cambios tecnológicos. 50

3.3 Análisis económico en las destilerías estudiadas. 53

3.3.1 Costos totales de producción (CTP): 53

3.3.2 Ganancia generada en el proceso. 55

3.4 Diseño experimental y análisis estadístico del comportamiento de la ganancia en el proceso de producción de AEF en la destilería Heriberto Duquesne. 56

3.5 Conclusiones parciales. 59

CONCLUSIONES GENERALES. 60

RECOMENDACIONES 61

BIBLIOGRAFÍA 62

INTRODUCCIÓN:

El etanol ha ocupado un lugar importante dentro de los combustibles obtenidos a partir de fuentes renovables de energía. Este producto es uno de los compuestos químicos más utilizados, principalmente en sectores industriales y farmacéuticos. De manera significativa, y de gran importancia en la actualidad, es su utilización como combustible alternativo para el transporte combinado con gasolinas.

La mayor parte de la producción mundial de este producto es a partir del procesamiento de materia de origen renovable mediante fermentación de azúcares (caña de azúcar o derivados como la melaza o miel final de caña), conociéndose entonces como bioetanol y categorizado como biocombustible renovable.

En Cuba la industria alcoholera fue la primera industria de derivados que se desarrolló para el aprovechamiento de los subproductos de la caña de azúcar. Su línea histórica ha sido la producción de alcohol etílico a partir de la miel final de la caña procedente del proceso azucarero como principal materia prima. Las producciones se destinan para satisfacer las necesidades internas de combustible doméstico, en la industria farmacéutica, industria alimenticia, industria cosmética, licorería y para la exportación.

Actualmente la demanda de alcohol es superior a las posibilidades de producción en las destilerías del país y la principal materia prima empleada, la miel final de caña, es cada día más cotizada debido al incremento de las producciones biotecnológicas. Por esta razón es necesario lograr mayor eficiencia en los procesos existentes, ya sea energética o de proceso como tal, tratando de reducir los índices de consumos tanto de las materias primas como de utilidades. Ello conducirá a incrementar la rentabilidad de la producción y alcanzar mayores posibilidades de satisfacer la creciente demanda de este producto en el país. Estos aspectos contribuyen al cumplimiento en Cuba de los objetivos de desarrollo del milenio enmarcados dentro de la Agenda 2030 para el Desarrollo Sostenible, como es el caso de aumentar la disponibilidad de agua y su gestión sostenible (objetivo 6), al reducir su consumo, aumentar la eficiencia energética (objetivo 7), y garantizar modalidades de consumo y producción sostenibles (objetivo 12), entre otros.

En la región central de Cuba existen varias destilerías, como es el caso de la destilería Heriberto Duquesne perteneciente a la Unidad Empresarial de Base (UEB) "Derivados Heriberto Duquesne", ubicada en el municipio de Remedios de la provincia de Villa Clara. Esta industria está dedicada a producir alcohol y aguardiente para exportar y para el consumo nacional. Su producción de derivados está concentrada, fundamentalmente, en la producción de alcohol en un esquema integrado y flexible con la industria azucarera aledaña. En este sentido emplea no solo la miel final del proceso azucarero,

sino que está diseñada para recibir el jugo de los filtros y utilizarlos en la etapa fermentativa. Además, destina su residual más contaminante, las vinazas, a la producción de biogás que a su vez se consume en el generador de vapor de la destilería y en las viviendas más cercanas como combustible doméstico. También se utiliza parte de las vinazas generadas como fertiriego en las plantaciones de la gramínea pertenecientes al ingenio.

No obstante, se necesita de una operación enfocada en disminuir los consumos de agua fresca y a su vez los niveles de residuales, así como reducir el impacto ambiental de las emisiones de CO_2 y metano, propiciando la generalización de su uso en otros procesos.

Por otra parte, también en la región central del país (Covadonga, municipio Aguada de Pasajeros, provincia de Cienfuegos) se encuentra una de las destilerías más importantes dentro del territorio cubano y la mayor de alcoholes finos de Cuba, con una tecnología que la sitúa entre las más avanzadas del mundo. Antes llamada ALFICSA, luego de estar paralizada por seis años se reabrió el 30 de noviembre del 2019, con su nuevo nombre Empresa Mixta de Alcoholes Finos de Caña Sociedad Anónima (Alficsa Plus S.A), que surgió por una iniciativa empresarial hispano-cubana. Esta destilería constituye paradigma del encadenamiento productivo, habida cuenta de que su materia prima es un subproducto (miel) de la fabricación del azúcar; en tanto, los desechos, que salen del proceso de destilación son aprovechados por las plantas aledañas de torula, con destino a la producción de alimento animal, y la de CO_2 para bebidas y refrescos, todas ellas localizadas en el batey del central azucarero Antonio Sánchez, del propio poblado de Covadonga. Cierra el ciclo del proceso cañero-azucarero la utilización final de los residuos convertidos en fertiriego para beneficiar las plantaciones de la gramínea en áreas agrícolas, que tributan al referido ingenio.

La destilería se convierte en polo productivo que se encadena con el programa porcino de Azcuba, lo que abre perspectivas para inversiones futuras destinadas a la elaboración de productos cárnicos. Sus alcoholes de elevada calidad permiten tener una amplia variedad de usos: licorería, industria farmacéutica, industria alimenticia, industria cosmética e industria en general.

Actualmente se reporta como la más eficiente en Cuba y entre sus indicadores en este sentido, figura la utilización de la menor cantidad de miel para fabricar un hectolitro de alcohol. Otro aspecto muy importante es que el empleo del crudo cubano en la generación de vapor en Alficsa Plus S.A reduce los costos de producción, al no depender de los suministros del combustible importado.

La identificación de las limitaciones tecnológicas en la destilería “Heriberto Duquesne” conlleva a la necesidad de evaluar esquemas tecnológicos de mayor eficiencia para

lograr los estándares de calidad requeridos y disminuir el consumo energético como por ejemplo el esquema tecnológico instalado en la destilería Alficsa Plus S.A de Cienfuegos. Lo antes expuesto conduce al siguiente problema científico.

Problema científico:

La destilería "Heriberto Duquesne" posee indicadores técnico productivos que no alcanzan la eficiencia que pudieran tener tomando como base la destilería de Alficsa Plus S.A.

Hipótesis:

Mediante un estudio energético es posible acercar la tecnología instalada en la destilería "Heriberto Duquesne" a la de Alficsa Plus S.A a fin de mejorar los indicadores técnicos productivos.

Objetivo general:

Proponer modificaciones tecnológicas en la tecnología de alcohol extrafino de la destilería "Heriberto Duquesne" para su acercamiento a la de Alficsa Plus S.A.

Objetivos específicos:

1. Identificar condiciones actuales de operación de la etapa de destilación de las destilerías "Heriberto Duquesne" y Alficsa Plus S.A.
2. Proponer alternativas de cambios tecnológicos en "Heriberto Duquesne" para mejorar su eficiencia tomando como referencia la tecnología de Alficsa Plus S.A.
3. Evaluar técnica y económicamente los cambios necesarios propuestos para mejorar el esquema de destilación de la destilería "Heriberto Duquesne" tomando como base Alficsa Plus S.A.

CAPÍTULO 1: REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA.

1.1 Etanol. Generalidades.

El compuesto químico etanol, conocido como alcohol etílico, es un alcohol de fórmula química CH_3-CH_2-OH (C_2H_6O) que se presenta en condiciones normales de presión y temperatura como un líquido incoloro e inflamable con un punto de ebullición de 78 °C *(Ovalle 2016).* El etanol posee la característica de que al mezclarse con agua se forma una mezcla azeotrópica (95,6 % de etanol y 4,4 % agua), la cual en fase vapor presenta la misma composición de la fase líquida. Esta mezcla tiene un punto de ebullición de 78,2ºC, inferior al punto de ebullición del agua (100ºC) y al del alcohol etílico (78,3 ºC), siendo una mezcla de punto de ebullición mínimo. Usando técnicas normales de destilación, el etanol solo puede ser purificado hasta aproximadamente un 95 % en masa *(Osorio 2015) y (Herrera 2010).*

En cuanto a sus características físicas puede ser descrito como un líquido con un olor agradable, muy higroscópico y completamente miscible en agua y otros solventes orgánicos. 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 *(López 2013).* Algunas de estas propiedades físicas y químicas reportadas por *(Tapia 2019)* se resumen en la tabla que aparece a continuación:

Tabla 1.1: Propiedades físicas y químicas del etanol.

Propiedades físicas y químicas	Valor
Densidad	789 Kg/m^3
Masa molar	46,07 g/mol
Punto de fusión	158,9 K (-114 °C)
Punto de ebullición	351,6 K (78 °C)
Temperatura crítica	514 K (241 °C)
Presión crítica	63 atm
Viscosidad	1,074 mPa·s a 20 °C
Acidez	15,9 pKa
Solubilidad en agua	Miscible
$\Delta H_f^0{}_{gas}$	-235,3 kJ/mol
$\Delta H_f^0{}_{líquido}$	-277,6 kJ/mol

1.2 Usos del etanol.

El etanol tiene una gama de usos en la industria y en la ciencia, como solvente y combustible. Por su baja toxicidad y disponibilidad para disolver sustancias no polares, es utilizado frecuentemente como solvente en fármacos, perfumes y en esencias. También se emplea como desinfectante, anticongelante o disolvente de muchos compuestos orgánicos insolubles en agua. Su mayor potencial bactericida se obtiene a una concentración de aproximadamente el 70% (alcohol antiséptico) *(López 2013).*

Según *(Cahuana 2017)* y *(Ovalle 2016)* es la materia prima más común y utilizada, no solo en la industria química donde se utiliza como compuesto de partida en la síntesis de diversos productos como el acetaldehído, acetato de etilo, ácido acético, dibromuro de etilo, los glicoles, el cloruro de etilo, todos los éteres etílicos y el éter dietílico entre otros. Se utiliza ampliamente en diferentes sectores industriales, en el sector farmacéutico como excipiente de algunos medicamentos y en la preparación de bebidas alcohólicas como ron, vino, cerveza y aguardientes. Es ampliamente utilizado como combustible en muchos países del mundo mediante la mezcla resultante de etanol y gasolina que se conoce como gasohol o alconafta. Se emplea como combustible industrial y doméstico como alcohol de quemar.

1.2.1 El etanol como combustible o etanol carburante.

Según estudios realizados por *(Zannol 2016)* y *(Cahuana 2017)* el bioetanol mezclado con la gasolina produce un biocombustible de alto poder energético con características muy similares a la gasolina, pero con una importante reducción de las emisiones contaminantes (gases de efecto invernadero: CO_2, Óxidos de nitrógeno, CH_4, Ozono (O_3) y Clorofluorocarbonos (CFC) en los motores tradicionales de combustión. Dos mezclas comunes son E10 y E85, con contenidos de etanol del 10% y 85%, respectivamente.

Según *(Cardona 2005)*, (*Gary Cox Toala 2007)* y *(Alonso-Gómez 2018)* el etanol carburante es utilizado para oxigenar la gasolina, permitiendo una mejor oxidación de los hidrocarburos y reduciendo las emisiones de monóxido de carbono, compuestos aromáticos y compuestos orgánicos volátiles a la atmósfera.

Además, su utilización como combustible para el transporte mezclado con las gasolinas, es ventajoso ya que no necesita la adición de Metil Terbutil Éter (MTBE), cuya función es actuar como oxigenante. El MTBE está asociado con problemas de salud, ya que la combustión de la gasolina con MTBE provoca irritación de los ojos y daño en las vías respiratorias. Muchos países destinan parte de su producción de etanol para utilizarlo con este fin principalmente Brasil, Estados Unidos y la Unión Europea reportándose en

el año 2017 por *(Asocaña 2019)* producciones de 59,87; 24,8 y 5,22 miles de litros respectivamente.

1.2.2 Ventajas y desventajas del uso de etanol como combustible.

Según *(Alonso-Gómez 2018)* uno de los usos más importantes del etanol es su utilización como combustible por realizar una combustión más limpia y por lo tanto contamina menos el medio ambiente. El uso del etanol con este fin tiene muchas ventajas, pero también desventajas que requieren de análisis.

Ventajas:

- Se produce a partir de fuentes renovables.
- Con el uso del 10% de etanol en la mezcla con la gasolina puede lograr una reducción de un 25 a un 30% en las emisiones de CO_2.
- Es menos inflamable que la gasolina y el diesel.
- Baja toxicidad.
- No emite compuestos de azufre.
- La combinación de 90% de gasolina y 10% etanol puede ser usado en los vehículos sin ninguna modificación.

Desventajas:

- Presenta menor poder calorífico que la gasolina, por lo que requiere un mayor consumo.
- Contiene dos tercios de la energía contenida en el mismo volumen.
- Presenta problemas de corrosión en partes mecánicas y sellos.
- Genera emisiones de óxidos de nitrógeno y aldehídos (contaminantes menores).
- Para el uso de una mezcla de 85% etanol y 15% gasolina (E85) se requiere de una adecuada modificación en los motores.

1.2.3 Beneficios del uso del etanol.

Dentro de estas posibilidades se puede resaltar el uso de etanol y la importancia que este posee ya que es ampliamente utilizado como solvente, en el sector farmacéutico, en la industria de bebidas alcohólicas y como materia prima para la obtención de otros productos industriales. Ocupa un papel muy importante como combustible mediante su utilización como sustituto del petróleo y mezclado con gasolinas. Según *(COUNCIL 2018)* y *(Menes 2010)* el uso del etanol proporciona ventajas desde el punto de vista ambiental, de la salud humana y en la economía:

- Beneficios ambientales: El carácter renovable que posee el etanol en comparación con otros combustibles tradicionales como el petróleo, el carbón o el gas natural incrementa su capacidad para reducir las emisiones de gases de efecto invernadero. De acuerdo con el Departamento de Agricultura de EE. UU

(USDA), para el 2022 se espera que el etanol de maíz reduzca las emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) en un 50 por ciento en comparación con la gasolina convencional.

- Salud humana: Además de reducir la intensidad de carbono en la gasolina, el etanol reemplaza los aromáticos nocivos y el MTBE en la mezcla de combustible. El uso de etanol reduce partículas y las emisiones tóxicas, que son perjudiciales para la salud humana, y reemplaza el MTBE que puede tener un impacto negativo en los mantos acuíferos.
- Beneficios económicos: El etanol proporciona beneficios económicos a los países con o sin la capacidad de producir materias primas para biocombustibles como el maíz o caña de azúcar. Para países con materia prima disponible, las políticas de etanol apoyan económicamente a los agricultores y otras industrias complementarias, promoviendo el desarrollo rural. Los países que carecen de la capacidad de producir sus propias materias primas se benefician al combinar etanol reemplazando costosos aromáticos y MTBE, generando ahorros para los refinadores y consumidores.

1.3 Producción de alcohol a nivel mundial.

El uso de los biocombustibles y dentro de ellos el alcohol etílico o bioetanol se remontan a fines del Siglo XIX.El interés mundial por promover su desarrollo comenzó a tomar forma a inicios del presente siglo, en el marco de una preocupación más amplia y global para el desarrollo de fuentes nuevas y más limpias de energía, que permitan avanzar en la superación del paradigma energético actual, basado en los combustibles fósiles *(Begenisic 2018).*

Con el uso de los derivados del petróleo se genera impacto ambiental y presión sobre los recursos naturales renovables. Las políticas regionales y tratados internacionales para mitigar los efectos del cambio climático reflejan el esfuerzo de los gobiernos para impulsar la producción y uso de etanol *(Alonso-Gómez 2018).*

Como resultado de las políticas de apoyo, el consumo de etanol referenciado a la población mundial, pasó de 10 a casi 16 litros por habitante al año en una década, es decir, un crecimiento anual acumulativo del 6% per cápita. Así, la demanda mundial de alcohol etílico creció el 90% en la última década *(Begenisic 2018).*

Según datos reportados en *(Zannol 2016)* se espera que la producción de etanol en los países en desarrollo aumente de 45 miles de millones de litros en 2013 a 71 miles de millones de litros en 2023. Esto se muestra en la figura 1.1 que aparece a continuación.

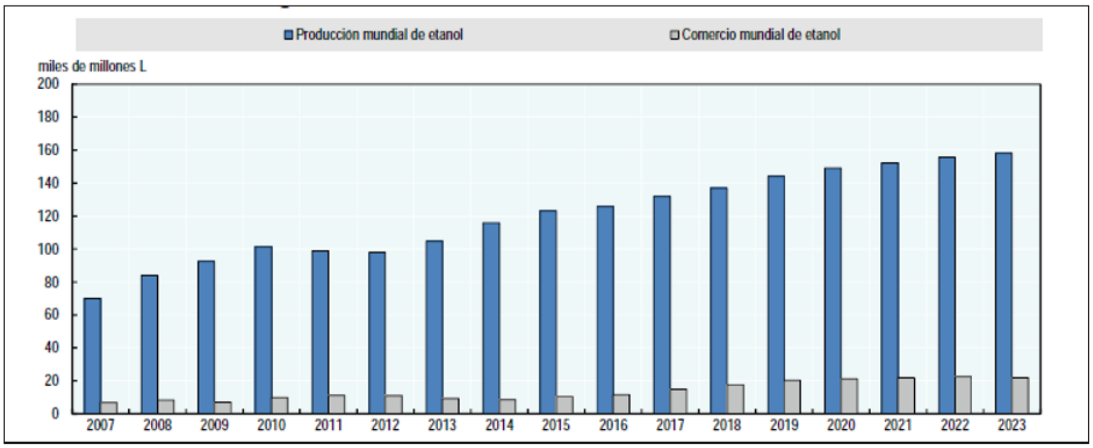

Figura 1.1: Producción y comercio mundial del etanol hasta 2023,según (Zannol 2016).

1.3.1 Principales países del mercado mundial del etanol.

Numerosos países han implementado estrategias para fortalecer el consumo de los biocombustibles en general y el del etanol en particular, en sus respectivas matrices energéticas. Sin lugar a dudas, para describir la importancia del etanol de caña hay que referirse a Brasil y su estrategia sucroalcoholera.

Según estudios realizados por *(Menes 2010), (Souza 2015)* y *(Lopes 2016)* Brasil ha sido uno de los principales productores de bioetanol y el más competitivo en este ámbito, utilizando alrededor de la mitad de su producción de caña de azúcar para generar bioetanol. Actualmente Brasil sigue siendo uno de los líderes mundiales en la producción y uso del etanol, esto se debe al requisito obligatorio de 25 % de etanol en la gasolina, el desarrollo de la industria de combustible flexible y la demanda de importación de Estados Unidos para cumplir con el requisito avanzado de este biocombustible (Zannol 2016).

Otra experiencia destacable es la de Estados Unidos (EE. UU) cuyo programa es de aplicación más reciente y la obtención de alcohol se realiza a partir de maíz. En este caso se busca reducir la dependencia de las importaciones de petróleo y agregar valor a producciones agrícolas habiéndose convertido en pocos años en el primer exportador mundial *(Begenisic 2018).*

A su vez, la Unión Europea también utiliza bioetanol, en este caso mayormente utilizando trigo y remolacha como materias primas. Las políticas se implementan en un contexto común en el que los países reconocen que, con la aplicación de un marco adecuado que ponga en la balanza la reducción de emisiones de gases de efecto invernadero frente a los efectos en la biodiversidad, el agua y la seguridad alimentaria, debería ser posible desarrollar una industria realmente beneficiosa *(Begenisic 2018).*

Según datos reportados por *(Castilla 2019) y (Koehler 2019)*, la mayor producción de etanol corresponde a Estados Unidos (EE.UU), seguido por Brasil y en menor medida la Unión Europea, China y Canadá, como se representa en la figura 1.2.

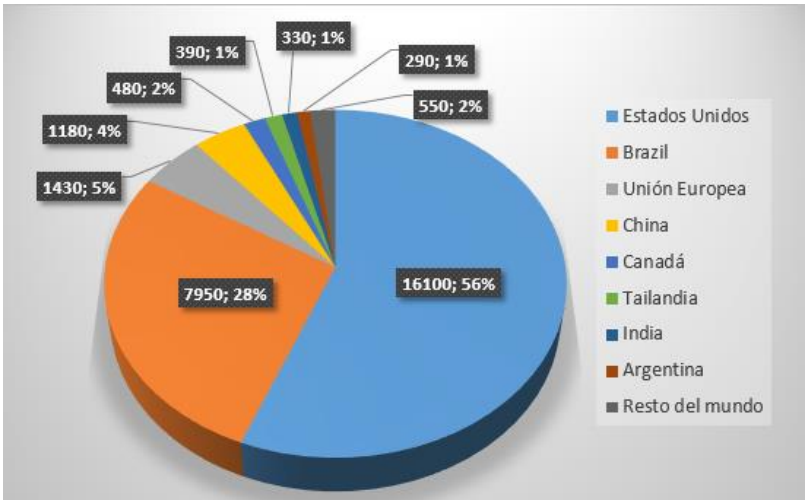

Figura 1.2: Producción mundial de etanol en 2018 por países (miles de galones).

1.3.2 Mercado del etanol.

Estudios realizados por (*COUNCIL 2018)* y (*Alonso-Gómez 2018)* muestran que el mercado mundial de etanol ha aumentado de 17 mil millones de litros en el 2000 a más de 100 mil millones de litros en 2017.

El mercado del etanol fue más reducido que el del azúcar en el 2016, representó casi 7 mil millones de dólares frente a los 27 mil millones del azúcar, es un tercio del comercio de este último, pero las tasas de crecimiento del consumo y de la producción son sustancialmente mayores. En este caso, la producción creció al 6,6% mientras que la demanda lo hizo a un ritmo aún mayor, al 7,2% anual acumulativo. Este comportamiento se observa en la figura 1.3 *(Begenisic 2018).*

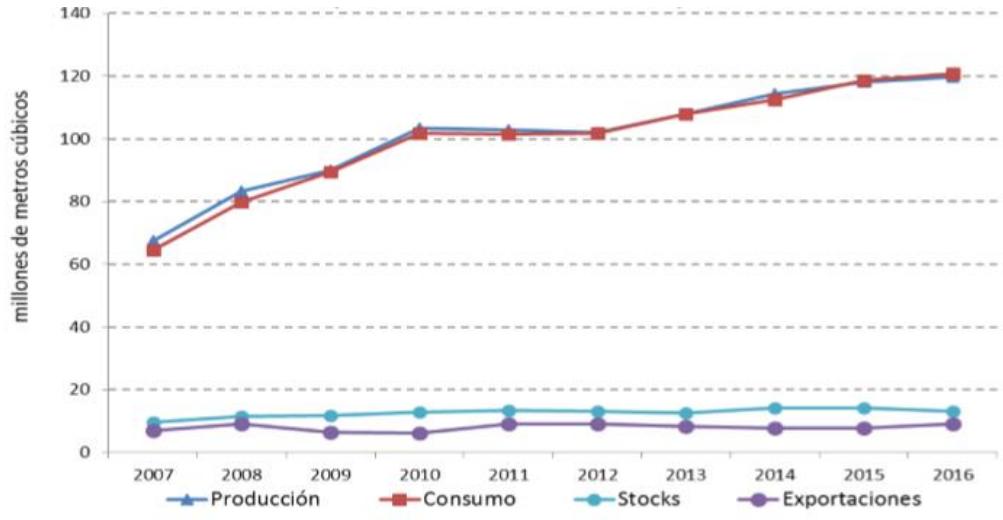

Figura 1.3: Evolución de la oferta y demanda del etanol.

Según *(COUNCIL 2018)* y (*Begenisic 2018)* la mayoría del etanol se usa en los países en donde se produce, pero casi el 10 % de la producción se comercializa en el mercado internacional. El crecimiento del comercio mundial se ubicó en el 3,1% anual acumulativo en la última década, cifra que resulta significativamente menor a los incrementos registrados para la producción y del consumo del etanol. En la figura 1.4 se muestra la relación exportación/producción del etanol la cual se ubica alrededor del 8 % como promedio en la última década.

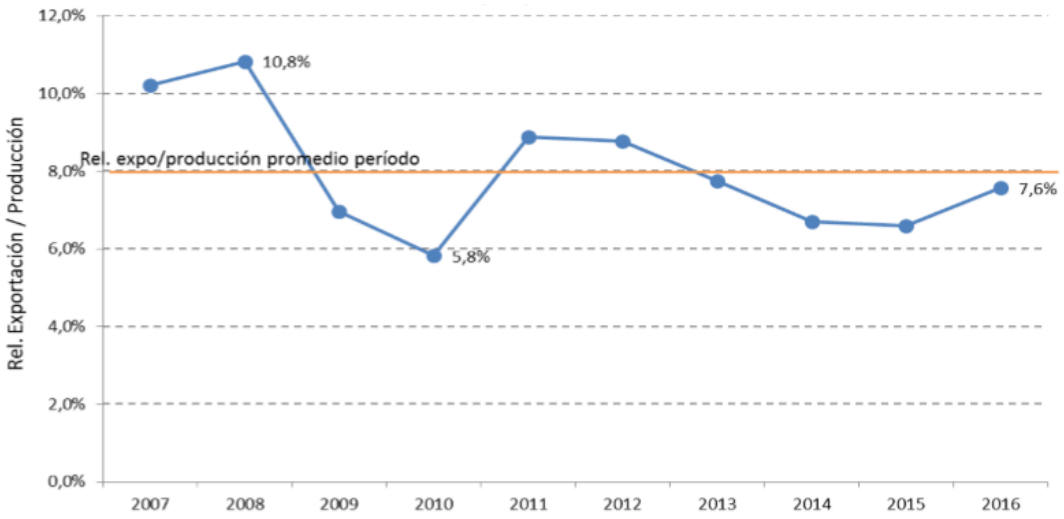

Figura 1.4: Evolución de la relación entre las exportaciones y la producción mundial.

1.3.3 Proyecciones del comercio mundial del etanol para el período 2017- 2026.

Según estudios realizados por (*Zannol 2016)* y por *(Begenisic 2018)* se proyecta para los próximos años una producción mundial de etanol, donde sería esperable un incremento del 16% respecto del período base (2014-2016) hasta alcanzar en el año 2026 los 137 millones de m^3, con Brasil ejerciendo un rol muy destacado en el aumento proyectado con un crecimiento estimado para abastecer su propia demanda interna. Aun así, se espera que Estados Unidos continúe siendo el mayor productor mundial cuya materia prima principal continuaría siendo el maíz, tal como sucede en la actualidad; seguido de Brasil, China y la Unión Europea.

El maíz y la caña seguirían siendo las principales materias primas para la elaboración de etanol, mientras que el proveniente de materia prima biomásica alcanzaría valores muy modestos, ya que representaría en el año 2026 el 0,87% aproximadamente del total de etanol producido a nivel mundial.

Con respecto al uso, se proyecta que se incremente en el 16,7% respecto al período base. Los mayores porcentajes del incremento proyectado tendrían lugar en países en desarrollo tales como Estados Unidos, Brasil, China, India y Tailandia.

Lo expuesto anteriormente se observa en la figura 1.5.

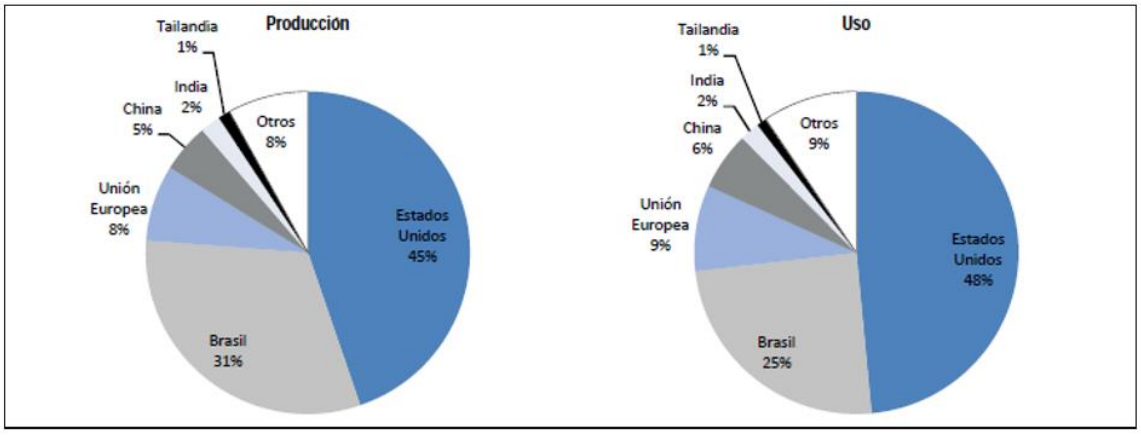

Figura 1.5: Distribuciones regionales y consumo proyectado al 2023.

1.4 Producción de alcohol en Cuba.

La producción de alcohol en Cuba ha sido cambiante desde sus inicios en la etapa colonial hasta la actualidad. Durante la colonia el alcohol surge paralelo a la producción de azúcar en todo el país. En la etapa neocolonial la industria alcoholera estuvo influenciada por un desarrollo atractivo y económico de la producción de alcohol y sus derivados, ligado a diferentes factores socio-económicos que incentivaron esta producción. Algunos de los factores que hicieron posible el auge de estas producciones fueron la utilización del etanol como combustible nacional, su uso como combustible doméstico en las cocinas cubanas y la declaración del alcohol como material estratégico en tiempos de guerra, dictada por el gobierno de los EE. UU en el período en que se desarrollaba la Segunda Guerra Mundial. Debido a esto, las mayores producciones de alcohol y fundaciones de destilerías en Cuba se alcanzaron en el período de 1943-1945 *(Ovalle 2016).*

Luego del triunfo revolucionario, han sido varias las situaciones vividas por la industria alcoholera y desde ese momento todas las destilerías del país pasaron a ser propiedad estatal a partir de las nacionalizaciones. Para el año 1960, Cuba contaba con un total de 34 destilerías activas y repartidas en todo país *(Ovalle 2016).*

En las destilerías cubanas se utiliza la fermentación discontinua tradicional. Las mieles finales del proceso de fabricación de azúcar constituyen un medio de cultivo de alta calidad por la cantidad de nutrientes presentes en su composición y por lo tanto la materia prima principal para la producción de alcohol (*Maza 2019)*. Producto de la diversificación de la agroindustria azucarera es indispensable desarrollar los derivados de la caña de azúcar y entre ellos la de alcohol, lo que constituye una fuente importante de ingresos en divisas para el país *(Leyva 2010) y* (Guerra 2013). En la actualidad existen 17 destilerías distribuidas en todo el país, en la tabla 1.2 se muestran algunas de las fundamentales.

Tabla 1.2: Distribución de las destilerías en Cuba.

Destilería	Provincia
Héctor Molina	Habana
Jesús Rabí	Matanzas
Alficsa Plus S.A	Cienfuegos
Heriberto Duquesne	Villa Clara
Melanio Hernández	Sancti Spíritus
Enrique Varona	Ciego de Ávila
Amancio Rodríguez	Las Tunas
Antonio Guiteras	Las Tunas
Urbano Noris	Holguín
Arquímedes Colina	Granma
Argeo Martínez	Guantánamo

1.5 Proceso de obtención de etanol.

El etanol es un producto químico obtenido principalmente a partir de la fermentación de los azúcares que se encuentran en los productos vegetales, tales como cereales, remolacha, caña de azúcar, sorgo o biomasa. Estos azúcares están combinados en forma de sacarosa, almidón, hemicelulosa y celulosa *(Zannol 2016).*Según *(Shinnosuke Onuki 2008), (Cahuana 2017) y (Dallos 2018)* el etanol puede obtenerse a partir de tres tipos principales de materias primas:

- Materiales de alto contenido en azúcar (caña de azúcar, sorgo dulce, remolacha azucarera, etc.), para los cuales, el proceso de producción consta de tres etapas: la preparación de las materias primas, la fermentación de los azúcares a etanol y la purificación de las soluciones acuosas obtenidas para lograr el etanol azeotrópico (96 %) o etanol anhidro.
- Materiales amiláceos o de alto contenido en almidón (maíz, trigo, patata o papa, yuca, boniato, etcétera), para los cuales el proceso consta de tres etapas: hidrólisis (ácida o enzimática) del almidón a unidades de azúcar (glucosa, por ejemplo), fermentación de los azúcares y purificación del etanol.
- Materiales celulósicos (residuos agrícolas, madera, etc.), para los cuales son necesarias cuatro etapas de transformación: pretratamiento de la celulosa para mejorar la accesibilidad de los agentes hidrolíticos (enzimas o ácidos) responsables de la etapa posterior de hidrólisis a azúcares, fermentación y purificación.

Según diferentes autores como *(CGEE 2008)*, *(Lefèvre 2010), (Alonso-Gómez 2018), (Dallos 2018), (Barahona 2019) y (Martínez 2019)* el bioetanol se puede producir a partir de diferentes recursos y dependiendo de éstos puede ser de primera, segunda o tercera generación. Su producción mediante rutas biológicas se ha clasificado en estas tres generaciones de acuerdo a la materia prima utilizada. Esto se evidencia de manera general en la figura 1.6.

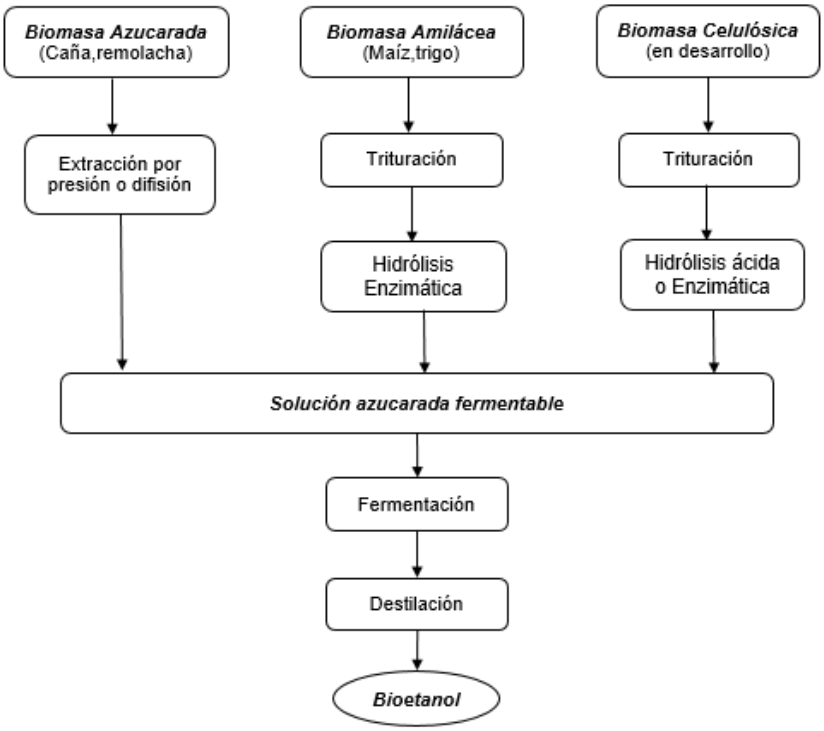

Figura 1.6. Rutas tecnológicas para la producción de bioetanol.

1.5.1 Clasificación del etanol.

Etanol de primera generación (1G): Utiliza compuestos azucarados y amiláceos. Es la producción que predomina hoy en día. Se obtiene con tecnologías convencionales, a partir de un número creciente de materias primas derivadas de cultivos anuales y perennes, como el jugo y melaza de la caña de azúcar y el almidón del maíz, entre otras materias primas. Dentro de ellas se destaca la caña de azúcar con rendimientos de 70 L/t y el maíz con rendimientos 403,1 L/t.

Etanol de segunda generación (2G): Es aquel que se obtiene a partir de biomasa lignocelulósica, la cual está presente en residuos agrícolas como paja, rastrojo, pasto varilla, leña o pulpa de papel, bagazo de caña entre otros. Requieren de procesos de conversión más avanzados, pero estas tecnologías tienen la ventaja de no competir con la producción de alimentos, ya que se producen a partir de materias primas no alimentarias, y materias tradicionalmente subutilizadas o desechadas, como los residuos agrícolas y forestales.

Etanol de tercera generación (3G): Son producidos a partir de algas y tienen un rendimiento mucho más elevado que las materias primas utilizadas actualmente. El reto pendiente consiste en desarrollar sistemas de cultivo y de ingeniería que sean eficientes para lograr su producción comercial.

La obtención de etanol a partir de materiales con alto contenido de almidón como el maíz es muy compleja debido a que este debe ser hidrolizado previamente para convertirlo en azúcar. A partir de la celulosa es aún más complejo porque primero se debe realizar un pretratamiento de la materia vegetal para que la celulosa pueda ser atacada por las enzimas hidrolizantes. El rendimiento en la obtención de etanol es mayor a partir de sustancias con alto contenido de azúcares como la caña de azúcar, es intermedio para sustancias que contienen almidón como el maíz y bajo para las celulosas *(Gary Cox Toala 2007).*

1.5.2 Principales vías industriales para la obtención de etanol.

Según *(López 2013)* y *(Díaz 2015)* existen diferentes vías industriales para la obtención de etanol.

- Vía enzimática: Este 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.
- Vía fermentativa: Esta es la más utilizada en Cuba y es la principal vía de obtención de etanol. Utiliza la acción de microorganismos determinados sobre un substrato rico en carbohidratos.

$$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2C_2H_5OH + 2CO_2 \qquad \Delta H_r = -234{,}5\ KJ/mol$$

- Síntesis química: Una gran parte del alcohol etílico que se produce en el mundo es de forma química a través de la hidratación catalítica del etileno (producto derivado del petróleo) con ácido sulfúrico como catalizador. Este proceso es más barato que la fermentación tradicional, pero en la actualidad representa solo un 5% de la capacidad mundial de producción de etanol.

$$CH_2 = CH_2 + H_2O \xrightarrow{catalizador} CH_3CH_2OH$$

1.5.3 Producción de alcohol por vía fermentativa.

Según estudios realizados por *(Nogueira 2006)* la producción de alcohol por vía fermentativa está basada en la conversión de los hidratos de carbono en etanol por la acción de las levaduras. Esta es la vía convencional de producción de etanol y comprende tres etapas: preparación de mostos, fermentación y destilación.

1.5.4 Preparación de mostos.

Según *(Zabed 2014)* para obtener un substrato o medio adecuado para el proceso fermentativo, o sea un medio óptimo para la nutrición y desarrollo de la levadura, es necesario que este tenga todos los elementos nutritivos indispensables (densidad igual a la del líquido intracelular: medio isotónico <25º Brix). La miel final, llega a las destilerías con una alta concentración de azúcares siendo un medio hipertónico (>80º Brix). Una miel con más de 80º Brix no fermenta por tener muy alta la presión osmótica por tanto debe de ser diluida en disolutores hasta una concentración menor de 25º Brix hasta 16-20º Brix aproximadamente.

1.5.4.1 Miel final como materia prima para la producción de alcohol.

La denominación de miel final o melaza tiene sus orígenes en la palabra *mel* que significa “miel” en latín, que, al ser españolizada con el sufijo aza, que expresa el término grueso, burdo, de calidad inferior, da una medida de la naturaleza de la sustancia que denomina. La melaza es una mezcla compleja que contiene sacarosa, azúcar invertido, sales y otros compuestos *(Castillo 2018).*

La miel final tiene una amplia gama de usos y aplicaciones por su alto contenido de azúcares en general, nutrientes y vitaminas. Ha ganado una gran popularidad en el mundo de la obtención de bioproductos por la vía fermentativa como son: alcohol etílico, torula forrajera, dextranasa, α-amilasa, otras enzimas, ácido láctico, otros ácidos, además de sus diversos usos como alimento animal y anticorrosivos. Además, se emplea como suplemento energético para la alimentación de rumiantes por su alto contenido de azúcares y su bajo costo en algunas regiones.

La tabla 1.3 muestra la composición media de la miel de caña o melaza las que no pueden considerarse de forma absoluta según *(Castillo 2018).*

Tabla 1.3. Composición promedio de la miel final de caña o melaza.

Componentes	Composición (%)
Agua	15-20
Materia orgánica	74
Sacarosa	32
Glucosa	14
Fructosa	16
Azúcares totales	62
Nitrógeno total	0,51
Ceniza	12,4

Específicamente en Cuba, la miel es la materia prima fundamental en el proceso de producción de alcohol, constituye alrededor del 60 - 80% de los costos total de esta producción. Sus características aparecen en la tabla 1.4 que se muestra a continuación según datos reptados en *(Guerra 2013).*

Tabla 1.4: Características generales de las mieles cubanas.

Constituyentes	Promedio (%)
Agua	15,96
Azúcares fermentables	55,00
Azúcares infermentables	4,01
Cenizas	9,57
Sustancias gomosas y coloides	8,06
Cloruros	1,25
Otros no azúcares, sustancias nitrogenadas, ácidos libres y combinados, ácidos no nitrogenados, ácido aconítico y otros	5,68
Nitrógeno total	0,506
Nitrógeno asimilable	0,201
P_2O_5 total	0,123
P_2O_5 asimilable	0,079

1.5.5 Generalidades de la fermentación.

Varios autores como *(Zannol 2016)*, *(Monroy 2017)*, *(Barahona 2019)*, *(Tapia 2019) (Chacón 2019)* y (Maza 2019) coinciden en que la fermentación alcohólica, fermentación etílica o del etanol, es la transformación anaeróbica de azúcares, o sea, un proceso biológico sin presencia de oxígeno, principalmente hexosas como la glucosa y la fructosa, en etanol y dióxido de carbono, así como la generación de un gran número de subproductos. 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 (López *2013*).

Según *(Estévez 2014)* y *(Regalado 2018)* el proceso simplificado de la fermentación alcohólica es el siguiente:

$$Azúcares + Levadura \xrightarrow{reacción} Alcohol\ Etílico + CO_2 + Calor + Otras\ sustancias$$

La fermentación alcohólica es un proceso de largos tiempos de operación, pues debido a su naturaleza biológica inciden sobre su desarrollo una gran variedad de variables y

parámetros operacionales tales como: concentración de azúcares, temperatura, pH, concentración de células vivas, cepa utilizada, entre otros. Esta razón provoca que, desde el punto de vista económico, varios de esos parámetros operacionales deban encontrarse dentro de un intervalo restringido para garantizar la mayor eficiencia posible en un tiempo de operación razonable *(Maza 2019).*

Muchos autores como *(Paulovà 2013)* y *(Maza 2019)* concuerdan en que la etapa de fermentación es la más crítica en la fabricación de bebidas alcohólicas pues determina la cantidad de etanol que se va a producir. También es la etapa más importante en el proceso de obtención de alcohol, pues además de ser la de formación del mismo, es la que rige el consumo de miel y la formación de congéneres que tanto influyen en la calidad del alcohol final.

En el transcurso de la fermentación alcohólica, además del alcohol etílico se originan normalmente diversas sustancias como el propano, butanol, ácido acético, ácido láctico y la formación de alcoholes superiores denominados subproductos de la fermentación. El proceso fermentativo se divide en tres etapas fundamentales: fase de reproducción de la levadura, fase de alimentación de levaduras y la fase de atenuación *(Varela 2016).*

Fase de reproducción de la levadura: Es la que se inicia cuando entra en contacto la levadura con el mosto, caracterizándose por la multiplicación intensa de células con pequeña elevación de la temperatura y desprendimiento de dióxido de carbono (CO_2).

Fase de alimentación de levaduras: Dentro de esta fase se produce la nutrición de las levaduras con los diversos azúcares que se encuentran en el medio y en presencia de oxígeno oxidan totalmente los azúcares convirtiéndolos en CO_2, y en medio anaeróbico la levadura utiliza azúcar como alimento y producen diversas sustancias entre ellas el alcohol etílico. Como las células están en constante actividad hay desprendimiento de energía dentro del fermentador, aumentando de esta forma la temperatura de lo cual depende el buen rendimiento alcohólico, pero esta no debe ser superior a 35°C o causaría la muerte de las levaduras.

Fase de atenuación: En esta fase se destaca la disminución de la temperatura y del desprendimiento de CO_2, mientras que la concentración de azúcares llega a valores próximos a cero. Para determinar con exactitud si la fermentación ha terminado hay que medir los °Bx y la temperatura hasta que se repita el mismo valor.

1.5.5.1 Fermentación alcohólica mediante *Saccharomyces Cerevisiae*.

Muchos microorganismos tales como Saccharomyces Cerevisiae, S. diastaticus, Kluyveromyces marxianus, Pichia kudriavzevii y Zymomonas mobilis han sido estudiados para la producción de etanol a partir de jugos azucarados, siendo la S. Cerevisiae la propuesta más atractiva debido a la gran eficiencia en la fermentación por su capacidad de generar dióxido de carbono y etanol durante el proceso, además de su

alta tolerancia al etanol, su rápido crecimiento y facilidad con que se replican los cultivos por la dispersión de la célula *(López 2013),(Neerupudi Kishore Babu 2012)* y *(Zabed 2014).*

En Cuba se utilizan como fuente de carbono derivados del proceso azucarero, tales como jugo y las mieles finales, y como microorganismo encargado de producir alcohol la levadura del tipo *Saccharomyces Cerevisiae (Ovalle 2016).*Esta levadura significa "floritura que fermenta la azúcar", es la encargada de transformar los hidratos de carbono tales como glucosa, fructosa, sacarosa en etanol (CH_3-CH_2-OH) y dióxido de carbono (CO_2) *(Tapia 2019).*

1.5.6 Generalidades de la destilación.

Varios autores como *(E.Treybal 1985)*, *(Morales 2009)*, *(Osorio 2015)*, *(Mcdonnell 2016)* y *(Tapia 2019)* concuerdan en que la destilación es el método universal de purificación para líquidos. Es un proceso de separación física de una mezcla en dos o más componentes que tienen puntos de ebullición diferentes, donde se separa preferencialmente los componentes más volátiles de la mezcla.

Para dicha separación los componentes de la solución dependen de la distribución de las sustancias entre las fases gaseosa y líquida y es apreciable a los casos donde estos se hallan presentes en ambas fases. La destilación es una operación unitaria que por un largo tiempo ha sido el principal método de separación en las plantas de proceso.

Esta operación consiste en calentar un líquido hasta que sus componentes más volátiles pasan a la fase de vapor, para luego, condensar el vapor recuperándolo en forma líquida. La finalidad principal de la destilación es obtener el componente más volátil en forma pura y obtener los fluidos de forma individual *(Mulet-Hing 2013), (Morales 2009) y (Osorio 2015).*

1.5.6.1 Ventajas de la operación de destilación.

Según *(E.Treybal 1985)* y *(López 2013)* el método de destilación tiene ventajas como:

- 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 deberá considerarse el costo para hacer esto.
- Es una de las más importantes operaciones con transferencia de masa.

1.5.6.2 Desventajas de la operación de destilación.

A pesar de la destilación ser una de las operaciones de transferencia de masa que más se emplean para la separación de mezclas líquidas tiene como aspectos negativos los siguientes:

- Baja eficiencia termodinámica.
- Elevados costos por conceptos de energía necesaria.
- Posee limitaciones como proceso de separación ya que el gas es químicamente muy similar al líquido y por lo tanto el cambio de composición resultante de distribuir los componentes entre las dos fases generalmente no es muy grande.
- En algunos casos, el cambio de composición es tan pequeño que el proceso no es práctico y puede suceder que no haya ningún cambio en la composición.

En la práctica industrial la destilación se lleva a cabo de dos formas diferentes, puede ser mediante operación simple o continua *(E.Treybal 1985)*, *(Morales 2009)* y *(Mulet-Hing 2013):*

Destilación simple: Es el método más frecuente e importante para la purificación de líquidos que se utiliza para separar un líquido de sus impurezas no volátiles. Consiste en la producción de vapor mediante ebullición de la mezcla inicial y condensación de este, sin retorno del condensado al equipo de destilación.

Destilación continua o fraccionada: Es igual que el proceso anterior, pero con retorno de parte del condensado al equipo de destilación, en donde se pone en contacto el líquido con el vapor que asciende. Este tipo de destilación utiliza una serie de minúsculas separaciones que dan lugar a una separación continua donde los vapores ascendentes y el condensado descendente intercambian calor, lo cual hace posible que tenga lugar muchas evaporaciones y condensaciones parciales a lo largo de toda la columna. La rectificación continua o fraccionamiento es una destilación en contracorriente y en etapas múltiples. Los equipos en los cuales se efectúan la destilación fraccionada se denominan torres de destilación o de fraccionamiento.

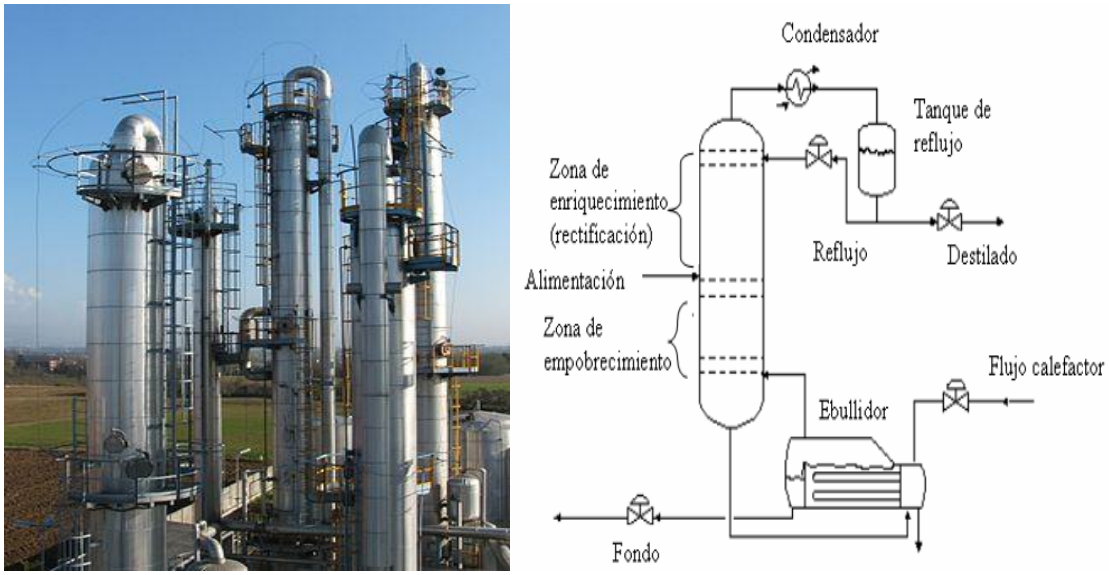

Figura 1.8: Torre de fraccionamiento.

1.6 Proceso de destilación de alcohol etílico.

El etanol se obtiene inicialmente en mezcla con agua y otros congéneres (impurezas en el vino que están usualmente presentes a concentraciones entre 10^{-6} a 10^{-4} mg/L) que se extraen de esta solución por destilación fraccionaria. La destilación de etanol como componente del vino tiene sus particularidades, que no la hacen tan sencilla como cuando la alimentación a la columna es una mezcla binaria. Como se conoce, hay más de 200 sustancias que acompañan al etanol en el vino que se alimenta al sistema de destilación y todos mantienen diferentes comportamientos durante este proceso *(Pérez 2010)*, *(Hernández 2015)* y *(Díaz 2015).*

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, ésteres, cetonas, amoníaco y sus derivados orgánicos y algunas aminas, 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 o de cola: el alcohol amílico o isoamílico, el propílico, butílico entre otros. A los efectos de los balances de materiales y energía, la contribución que tienen estos componentes minoritarios en las propiedades de la mezcla, es despreciable frente al efecto del etanol y el agua *(Pérez 2011)* y *(López 2013).*

Según *(Pérez 2011)*, *(Varela 2016)* y *(Mato 2017)* la teoría para la separación de estos congéneres se basa fundamentalmente en las volatilidades relativas de cada compuesto, con respecto a la del alcohol ($\alpha = 1$), en función de la concentración de alcohol. La clasificación fundamental de las impurezas es:

- Impurezas de cabezas (fracción más volátil): la volatilidad relativa siempre es mayor que la unidad ($\alpha > 1$) y el porcentaje de impurezas es siempre mayor en la fase de vapor que en la fase líquida. Su volatilidad aumenta con el grado alcohólico y por tanto se facilita su separación en los platos superiores de las columnas. Las principales impurezas que forman este grupo son los aldehídos, cetonas, aminoácidos y sus derivados orgánicos, ésteres y algunas aminas.
- Impurezas de colas o de fondo (fracción fija): la volatilidad relativa de las colas es siempre menor a la unidad ($\alpha < 1$) y su concentración en la fase líquida es mayor que en la fase de vapor. Su volatilidad disminuye con la concentración alcohólica y siempre se acumulará en el líquido residual. Los principales elementos constituyentes de esta clasificación, son todos los ácidos (isoamílico, butílico y propílico denominado aceite de fusel) y el furfural.

- Impurezas híbridas o intermedias (fracción de volatilidad intermedia): este tipo de impurezas tiene valores de volatilidades mayores y menores que la unidad (-1 > α > 1), frente a variaciones de concentraciones alcohólicas se comportan como colas o como cabezas, por ejemplo, el alcohol amílico a bajas concentraciones alcohólicas se comporta como cabezas y a altas concentraciones alcohólicas se comportan como colas. El principal componente es el alcohol etílico, pero impurificado con trazas de las otras dos fracciones.
- Impurezas extremas: algunos autores consideran este tipo de impurezas como híbridas, pero por tener otro tipo de comportamiento y su volatilidad relativa ser tan cercana a la unidad (α ≈ 1) es que se tratan independientes. La volatilidad de estas impurezas aumenta con el grado alcohólico y a altas concentraciones de etanol se puede separar como productos de cabezas. El metanol es la principal impureza de este tipo.

Conociendo el comportamiento de todos los componentes de la mezcla se puede diseñar un sistema específico de destilación para cada uno de los tipos de calidades de alcohol hidratado: aguardiente, etílico rectificado, fino A, y extrafino. Los mismos dependen de las características y el ordenamiento de los equipos de destilación, según los cuales se puede obtener desde alcohol crudo hasta alcoholes extrarefinados *(Pérez 2011)*, es por ello que la tecnología está en función de la calidad o tipo de alcohol que se desee obtener y consta de 1 a 5 columnas:

- Columna destiladora / destrozadora / agotamiento: elimina la mayor parte del agua del mosto junto con los sólidos suspendidos, sales minerales disueltas y otros productos no volátiles.
- Columna concentradora: concentra el alcohol hasta (80-85ºGL).
- Columna rectificadora: alcanza el grado alcohólico deseado (95-96ºGL) y elimina a su vez los productos de cola.
- Columna depuradora / hidroselectora / extractiva / lavadora: en ella tiene efecto la separación de la mayor parte de los productos de cabezas y dependiendo del tipo de columnas productos de cola también.
- Columna repasadora / pasteurizadora / purificadora/ desmetilizadora / desmetanolizadora: actúa solo sobre el alcohol concentrado, completando la separación de impurezas de cabezas principalmente.
- Columna recuperadora: Es la encargada de rectificar todas las corrientes de extracción de impurezas híbridas del sistema, extracciones de las columnas hidroselectora y rectificadora además del condensado de la hidroselectora.

1.7 Obtención de diferentes tipos de alcohol.

1.7.1 Sistema de producción de alcohol etílico rectificado.

El sistema de destilación de alcohol etílico rectificado está compuesto solo por dos columnas de destilación: la columna destiladora y la rectificadora. Este sistema de destilación-rectificación es el más difundido en todas las destilerías del país por lo que se describirá como el sistema de producción de alcohol convencional para la producción de este tipo de alcohol.

La batición, antes de ser alimentada a la primera columna aprovecha las corrientes calientes del esquema para precalentarla (vapores alcohólicos de la rectificadora y mostos residuales de la destiladora) y así se aumenta la eficiencia energética del sistema *(Leyva 2010).*

A la columna destiladora se alimenta en los platos superiores, lo que constituye la etapa o zona de despojamiento del sistema, y el vapor se suministra directamente por el fondo de la columna. Esta columna está diseñada para agotar totalmente el alcohol de la alimentación, eliminar la mayor cantidad de agua e impurezas de cola en los mostos residuales y tributar vapores del 40-70% alcohólico (50% como promedio) a la columna rectificadora *(Pérez 2011).*

La columna rectificadora es la zona de rectificación del sistema, se introducen por el fondo los vapores alcohólicos que van enriqueciéndose a través de las 40 o 42 etapas si es para producir alcohol etílico rectificado como combustible (técnico B), o entre 50 y 55 etapas o platos si es de uso industrial (técnico A). Estas utilizan platos de cazoletas buscando mayor eficiencia en el contacto líquido-vapor y preferentemente la mayoría de los dispositivos del plato deben ser de cobre (cazoletas, bajantes, el plato, etc.) debido a la influencia de este material en las propiedades organolépticas del producto. En esta columna se eliminan los productos de cabeza por los condensadores y el por una extracción lateral el aceite de fusel. El alcohol obtenido puede alcanzar graduaciones de hasta 95,5º GL y una concentración de impurezas aceptable *(Varela 2016).*

1.7.2 Sistema de producción de alcohol extrafino o superfino.

Según *(Leyva 2010) y (López 2013)* existen muchos sistemas de destilación para la producción de alcohol extrafino, pero todos tienen los mismos principios, por lo que se abordará uno general que abarque la mayor cantidad de columnas y combinaciones posibles.

Este es el caso de un sistema con cinco columnas, las dos primeras son las mismas que en el sistema de obtención de alcohol etílico rectificado, seguidas por una columna hidroselectora, en la que se efectúa un lavado de alcohol con agua que puede ser el agua residual de la rectificadora y vapor directo para aprovechar que las volatilidades

de las impurezas varíen con la concentración alcohólica. Por el tope de la columna se extraen las impurezas volátiles como vapor y pasan a los condensadores, aunque también se extraen impurezas en fase líquida. Por el fondo se obtiene un alcohol lavado entre 10 y 15º GL que sirve de alimentación a la columna rectificadora.

En la columna rectificadora o rectificatriz se concentra el alcohol a más de 96º GL que se considera como pasteurizado. En ella se hacen extracciones de fusel en fase líquida en la zona de alta concentración alcohólica y en fase vapor en la zona de baja graduación, también se extraen impurezas de cabezas por el último condensador. Por el fondo se obtiene una flemaza de bajo grado y algunas impurezas de colas, las que son retornadas a la hidroselectora.

El pasteurizado es alimentado a la columna desmetilizadora, la cual es la encargada de eliminar las impurezas que le queden al alcohol. Estas impurezas son generalmente extremas o algunas de cabeza, las cuales a altas concentraciones alcohólicas se comportan como cabezas y se extraen por el último condensador. Mientras que, por el fondo de la columna se obtiene el alcohol superfino o extrafino.

En este sistema existe una columna recuperadora que es la encargada de rectificar todas las corrientes de extracción de impurezas híbridas del sistema, extracciones de las columnas hidroselectora y rectificadora además del condensado de la hidroselectora. Estas corrientes son diluidas a 25º GL con las propias flemazas de la columna para aprovechar la zona de bajas concentraciones para la extracción de fusel en fase vapor y en los platos superiores la extracción en fase líquida, estas extracciones son lavadas y procesadas para obtener un producto más puro. En esta columna se hace una extracción de alcohol en los platos superiores que se une con los condensados de la hidroselectora y desmetilizadora. De los condensadores se extrae un alcohol técnico B o clase D de 90º GL aproximadamente. Este sistema garantiza alta calidad en el producto y una recuperación de un conjunto de relaciones de alcohol A/D mayores de 90/10.

1.7.3 Sistema de producción de aguardiente crudo.

El aguardiente crudo es un producto utilizado en la formulación de rones y aguardientes comerciales. Se obtiene a partir de las flemas o vapores alcohólicos de la columna destiladora. Generalmente el sistema está compuesto por una pequeña columna rectificadora de cinco a diez platos de cazoleta de cobre con extracciones de fusel en los laterales y los vapores se condensan parcialmente en dos o tres condensadores. Este sistema tiene la peculiaridad de que el producto no se extrae en la zona de pasteurizado, sino que se le extrae como producto de cabeza por el último condensador *(Estay 2016).*Existen destilerías en Cuba que el sistema de aguardiente es

independiente del sistema de destilación y consiste en una sola columna con zonas de despojamiento y concentración, pero con las ventajas de estabilidad que implica ser un sistema independiente *(Pérez 2011).*

1.8 Principales consumos en destilerías cubanas.

La industria alcoholera es considerada una alta consumidora de varias utilidades como es el caso del agua y el vapor. 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. La operación en múltiple efecto de las columnas de destilación y rectificación permite una reducción significativa del consumo de energía dado que los condensadores y rehervidores de las columnas pueden ser integrados térmicamente. En los procesos convencionales de destilación de alcohol se pueden identificar debilidades por el no aprovechamiento de la calidad térmica de corrientes del proceso *(González 2016).*

En la tabla 1.5 se comparan algunos indicadores de eficiencia para destilerías brasileñas, que como se abordó previamente son consideradas muy eficientes, y cubanas; se puede apreciar que son menos favorables para las industrias cubanas con marcada diferencia *(Garrido 2016).*

Tabla 1.5: Comparación de indicadores de eficiencia entre destilerías brasileñas y cubanas.

Indicador	En Brasil	En Cuba
Productividad de etanol	70-80 L de etanol /t de caña	50-60 L de etano l/ t de caña
Índice de consumo promedio de miel	3,8 kg de miel / L etanol	4,13 kg de miel / L etanol
Eficiencia promedio de la fermentación	91 %	78 %
Eficiencia promedio de la destilación	99 %	96 %
Vinazas generadas	10-12 L vinazas/L de etanol	16-20 L vinazas/L de etanol
Índice de consumo de electricidad	8-10 kW.h/ L de etanol	10-12 kW.h/ L de etanol
Índice de consumo de agua	0,15-0,2 m^3 de agua/ L de etanol	1,5-2 m^3 de agua/ L de etanol
Índice de consumo de vapor	2,7-2,8 kg de vapor /L de etanol	3,8-4,2 kg de vapor /L de etanol

Índice de consumo de combustible	0,25-0,27 kg de fuel oil/L de etanol	0,38-0,42 kg de fuel oil/L de etanol

Por lo anterior, es necesario implementar alternativas tecnológicas que mejoren la eficiencia, productividad y los aspectos relacionados con el impacto medioambiental (agua y energía).

El consumo específico de combustible (fuel oil) a nivel nacional en la producción de etanol es alto (0,38 - 0,42 kg/hL), lo que evidencia la necesidad de analizar y poner en práctica diferentes vías para lograr un uso más eficiente de la energía en estas fábricas *(Garrido 2014).*

1.9 Conclusiones parciales.

1. Las características del etanol permiten que sea ampliamente utilizado en la industria química, el sector farmacéutico, en la preparación de bebidas alcohólicas y como combustible.
2. La producción de alcohol mediante tecnologías convencionales, como la existente en Cuba, consta de dos etapas fundamentales: la fermentativa y la de destilación-rectificación, siendo la primera la más importante en el proceso.
3. La industria alcoholera cubana es una alta consumidora de utilidades como el agua y la energía en forma de vapor.

CAPÍTULO 2: CARACTERIZACIÓN DE LAS DESTILERÍAS ESTUDIADAS.

2.1 Caracterización de las destilerías objeto de estudio.

La producción de etanol a parir de las mieles finales constituye uno de los principales derivados de la industria azucarera en el país. La destilería Heriberto Duquesne, es una de las entidades productoras en este sentido. Está diseñada para producir 500 hL/d de Alcohol Extrafino (AEF) y otros productos como Alcohol Etílico Rectificado (AER), aguardiente y biogás a partir de la vinaza residual del proceso de destilación.

Por otra parte, en la región central de Cuba se encuentra la mayor fábrica de producción de alcohol fino de caña, la destilería Alcoholes Finos de Caña, más conocida por Alficsa Plus S.A. Esta industria, se ha caracterizado por realizar producciones con elevada calidad y con eficiencia energética en el proceso. Por tal motivo se caracterizarán ambas industrias y se analizarán las posibilidades que tenga la destilería Heriberto Duquesne para mejorar su sistema productivo alcanzando mayor eficiencia como se logra en la destilería cienfueguera.

2.2 Descripción del proceso tecnológico de alcohol extrafino en la destilería Heriberto Duquesne.

El proceso se basa en tres etapas fundamentales: preparación de la materia prima o prefermentación, fermentación y destilación-rectificación.

En la prefermentación se diluye la miel con agua en el disolutor hasta que alcance el brix deseado para alimentar los prefermentadores y a los fermentadores, conociéndose esta mezcla como colchón. Posteriormente se realiza el cultivo de las levaduras en los prefermentadores por medio de tres fases:

- Primera fase: adicionar el 20% del volumen total de los prefermentadores de colchón proveniente del disolutor y se le adiciona H_2SO_4 hasta regular el pH de 4 a 5, además se agrega la cantidad necesaria de urea, fosfato y levadura.
- Segunda fase: añadir el colchón hasta la mitad de la capacidad total, adicionando nuevamente urea, H_2SO_4 y fosfato en las mismas proporciones.
- Tercera fase: llenado total de los prefermentadores terminando el brix en un rango de 10-11, repitiendo la misma dosis de los compuestos anteriormente adicionados.

Se le realizan muestreos cada dos horas y cuando la medida del brix sea la mitad del valor inicial entonces está listo para ser transferido a un fermentador dejando en dicho prefermentador el 20% del volumen para semilla. En esta etapa se deben tener presentes determinados parámetros que son necesarios para un adecuado crecimiento

y desarrollo de las levaduras como son: temperatura (30-38°C), acidez (pH de 3,8 - 4,2), alimentos como hidratos de carbono y nutrientes (nitrógeno, fósforo, calcio y magnesio), aire y densidad del medio. En ausencia de O_2 la multiplicación de las levaduras es lenta, por esta razón hay que lograr un correcto suministro de oxígeno para que se desarrolle esta biomasa. Mientras menos denso sea el medio mejor se desarrollan las levaduras, esta densidad se regula por medio de la dilución de las mieles, en esto se basa la selección del brix de las baticiones.

Una vez que el prefermentador está en óptimas condiciones se transfiere al fermentador, en el cual se llevará a cabo la fermentación alcohólica donde las levaduras, en ausencia de O_2, convierten los azúcares de la miel en alcohol y CO_2.Esta etapa es la parte más importante del proceso ya que es donde se produce el alcohol, por lo que es necesario que se realice con la calidad requerida y de forma eficiente.

En la fábrica existen nueve fermentadores de 100 m^3 que garantizan la continuidad de la etapa de destilación, así como otros cuatro de 70 m^3 destinados a la producción de aguardiente exclusivamente. Los fermentadores se alimentan todos de un golpe con varias combinaciones de sustratos, agua y miel según se disponga. Al romper la fermentación se eleva la temperatura (40-45°C) y es necesario pasar la batición por intercambiadores de calor que disipen este aumento de temperatura o morirían las levaduras encargadas de la fermentación. De los análisis de brix que se realizan en los fermentadores se considera que cuando el mismo valor se repite el fermentador está muerto, o sea listo para pasar a la etapa de destilación.

Esta industria tiene como característica que puede emplear el jugo de los filtros procedente del central aledaño para realizar el proceso fermentativo. Esta operación está diseñada para realizarla en tiempo de zafra y se alimenta directamente el jugo a los fermentadores, completando el volumen de trabajo de los mismos una vez que se le ha añadido el colchón obtenido en la prefermentación. Con el mosto preparado ocurre la fermentación y al finalizar la etapa se alimenta el vino obtenido al proceso de destilación.

La batición fermentada antes de llegar a la columna destiladora pasa por el intercambiador de calor de donde sale con una temperatura de 77°C aproximadamente. Este intercambiador se conoce como calientavinos y utiliza como medio de calentamiento las vinazas que se recogen por el fondo de la columna destiladora.

El esquema de destilación instalado consta de dos columnas para la destilación y obtención de alcohol etílico rectificado (destiladora y rectificadora), así como de cuatro columnas para la obtención de alcohol extrafino (lavadora, rectificatriz, desmetilizadora y recuperadora). Existiendo una columna independiente para la producción de aguardiente.

La batición se alimenta a la columna destiladora de 22 platos por el plato 20, interactuando con el vapor que se alimenta por el fondo a contracorriente a través de los platos perforados**.** Por el tope se obtienen los vapores alcohólicos que se alimentan a la columna rectificadora y en el fondo quedan separadas las vinazas, las que representan el principal residual del proceso.

Los vapores alcohólicos se alimentan por la base de la columna rectificadora compuesta por 45 platos de cazoletas, donde los vapores más ligeros llegan a la parte superior de la columna y los más pesados (alcoholes superiores y agua residual) descienden por tener un punto de ebullición más elevado (100-130°C). Esta columna tiene tres condensadores, un condensador primario, uno secundario y un condensador de cabezas. El primero es el encargado de calentar el vino utilizando como medio de calentamiento los propios vapores alcohólicos de esta columna, el segundo condensa parte de los vapores y los refluja a la columna y en el último se obtienen alcoholes de cabezas que luego son enviados a la columna recuperadora. Una parte del alcohol producido, 49% aproximadamente, se almacena y comercializa como alcohol etílico rectificado y la otra parte pasa al sistema de rectificación donde se obtiene el alcohol extrafino.

El alcohol etílico rectificado para su concentración a alcohol extrafino se alimenta a la columna lavadora. En esta columna se le disminuye su grado alcohólico hasta un rango de 19-20 ^{0}GL, al ponerse en contacto directo con vapor y ser lavado a su vez con agua, despojándolo de las impurezas de alto peso molecular, conocidas también como tasas de cabeza o alcoholes de mal gusto. Esta columna tiene dos condensadores, un condensador primario que refluja a la columna y uno secundario donde se condensan los vapores de cabezas separados, conocidos como alcoholes de mal gusto.

El alcohol lavado se alimenta por el plato diez a la columna rectificatriz de 68 platos, la misma es la encargada de elevar el grado alcohólico de este hasta 96,4^{o}GL para alcohol extrafino. Para ello se alimenta vapor por el fondo, el cual se pone en contacto directo con el alcohol lavado, siendo esta columna, en el proceso de extrafino, la mayor consumidora de vapor. Tiene dos condensadores: un condensador primario donde se condensan parte de los vapores que salen por el tope de la columna y se refluja nuevamente y un condensador secundario donde se condensan el resto de los vapores, extraídos como alcoholes de cabezas.

En esta columna se obtiene el alcohol fino y se realizan una serie de extracciones en diferentes platos para la eliminar impurezas de mal gusto, conocidas como alcoholes amílicos (aceite fusel constituido por los amílicos altos, medios y bajos) que son enviadas a la columna recuperadora.

El alcohol fino es enviado a la columna desmetilizadora de 24 platos que tiene como objetivo separar el alcohol metílico presente en este. A diferencia de las otras columnas en esta el vapor se alimenta a la calandria y obtiene como producto principal del proceso el alcohol extrafino. Esta columna también tiene dos condensadores en el tope, un condensador primario que es el encargado de condensar parte de los vapores que salen por el tope de la columna, cuyo condensado se refluja a esta y un condensador secundario que condensa los vapores metílicos separados en la columna.

Las tasas de cabeza de las columnas rectificadora, lavadora y rectificatriz, así como las extracciones realizadas en esta última, se alimentan a la columna recuperadora. Esta columna tiene el objetivo de elevar el grado alcohólico de las impurezas mediante la adición de vapor por el fondo. De esta columna se obtiene un alcohol recuperado, que, dependiendo de su calidad, puede ser destinado como alcohol etílico rectificado o para la elaboración de alcohol combustible. El diagrama de flujo que representa el proceso en su etapa de destilación se muestra en la figura 2.1.

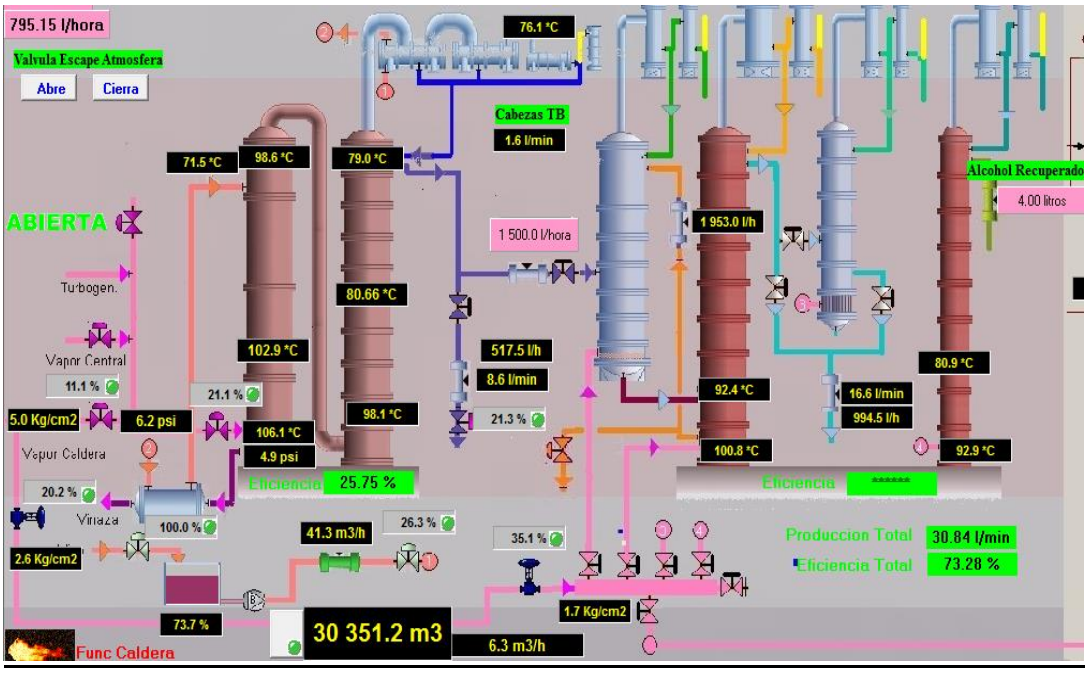

Figura 2.1: Esquema del flujo tecnológico de obtención de alcohol extrafino en la destilería Heriberto Duquesne.

En esta destilería también se produce aguardiente, el cual posee un grado alcohólico entre 74 y 76 ºGL aproximadamente. En este caso el vino o batición, una vez que sale del calientavinos, se alimenta a la columna de aguardiente compuesta de 25 platos de cazoletas y tres condensadores. Por el fondo se alimenta el vapor y se obtiene un agua residual similar a las vinazas obtenidas en la columna destiladora. Mientras que por el tope se obtiene el aguardiente. En la misma se separa una corriente de impurezas.

2.2.1 Balances de masa y energía en el proceso de obtención de alcohol extrafino en la destilería Heriberto Duquesne.

Los balances de materiales y energía se realizaron en cada etapa para el volumen total de vino producido, esto incluye los nueve fermentadores instalados en la destilería que garantizan la continuidad del proceso. Primeramente, se realizaron en la etapa de prefermentación y fermentación, mostrándose las ecuaciones empleadas y los resultados obtenidos en las tablas 2.1 y 2.2 respectivamente. La leyenda empleada y los datos necesarios se reportan en el Anexo 1 y en el Anexo 2 respectivamente.

Tabla 2.1: Ecuaciones empleadas en los balances de prefermentación y fermentación en la destilería Heriberto Duquesne.

Etapa	Ecuaciones
Prefermentación	Fosfato de Amonio: $F_a = 9 * 0{,}095 * V_{pf} * Cc_{pf}$ Sulfato de amonio: $S_a = 9 * 0{,}347 * V_{pf} * Cc_{pf}$ Suplemento de nutriente para levadura: $S_n = 9 * 0{,}1 * V_{pf}$ Concentración de ARF en prefermentación: $ARF_{pf} = 0{,}7 * ARF_f$ Concentración de ARF en fermentación: $ARF_f = 1547 * 5{,}6/E_f$ Melaza para prefermentación: $M_{pf} = 9 * (ARF_{pf} * V_{pf} - V_{pf_{propagación}} * ARR_{pf})/ARF_{miel}$ Agua para prefermentación: $A_{pf} = \rho_{agua} * \left(9 * (V_{pf} - V_{pf_{propagación}}) - M_{pf}/\rho_{miel}\right)$ Levadura en cuba madre: $L_{cm} = \frac{M_d}{\rho_{mosto\ débil} * Cc_{pf}}$ Mosto débil: $M_d = 0{,}3 * M_f$ Alcohol formado en prefermentación: $Al_{pf} = 0{,}3 * \left(M_{pf} + Al_{pf}\right) * \%Al_{ps}$ Dióxido de carbono formado en prefermentación: $$CO_2\ pf = 0{,}488 * \frac{Al_{pf}}{Rendimiento/100}$$
Fermentación	Melaza para fermentación: $Me_f = 9 * (ARF_f * V_f - V_{f_{inóculo}} * ARR_{pf})/ARF_{miel}$ Agua para fermentación: $A_f = \rho_{agua} * (9 * \left(V_f - V_{f_{inóculo}}\right) - Me_f/\rho_{miel})$ Agua de enfriamiento en los fermentadores: $A_{enf} = 9 * \frac{V_f * \rho_{vino\ f} * Cp_{vino\ f} * \Delta\ Tf}{Cp_{agua\ enf} * \Delta\ T_{agua\ enf}}$

	Mosto a fermentar: $M_f = Me_f + A_f$ Alcohol formado en fermentación: $Al_f = M_f * \%Al_{ps}$ Alcohol total formado en la etapa de fermentación en general: $Al_{total} = Al_{pf} + Al_f$ Dióxido de carbono formado en fermentación: $CO_2 f = Al_f/(0{,}5 * 0{,}488)$ Miel total en la etapa de fermentación en general: $Me_{total} = Me_{pf} + Me_f$ Agua total utilizada en la etapa de fermentación en general: $A_{total} = A_{pf} + A_f$ Dióxido de carbono total generado en la etapa de fermentación: $CO_{2_{total}} = CO_{2_{pf}} + CO_{2_f}$
Fermentación con jugo de los filtros	Cantidad de miel cuando se emplea el jugo de los filtros: $°Bx_{miel} * Me_{JF} + °Bx_{JF} * JF = °Bx_{Mf} * Mf$ Cantidad de agua cuando se emplea el jugo de los filtros: $A_{JF} + JF + Me_{JF} = Mf$ Miel ahorrada cuando se emplea el judo de los filtros: $Miel\ ahorrada = Me_f - Me_{JF}$ Miel ahorrada cuando se emplea el judo de los filtros: $Agua\ ahorrada = A_f - A_{JF}$

Tabla 2.2: Resultados de los balances en prefermentación y fermentación en la destilería Heriberto Duquesne.

Etapa	Resultados	Valor	UM
Prefermentación	Fosfato de Amonio (Fa)	106,88	kg/d
	Sulfato de amonio (Sa)	390	kg/d
	Suplemento de nutriente para levadura (Sn)	11,25	kg/d
	ARF en fermentación (ARF f)	105,65	kg/d
	ARF en prefermentación (ARF pf)	73,95	kg/d
	Melaza para prefermentación (M pf)	14 082	kg/d
	Agua para prefermentación (A pf)	80 289	kg/d
	Levadura en cuba madre (L cm)	2 444	kg/d
	Mosto débil (Md)	259 169	kg/d
	Alcohol formado en prefermentación (Al pf)	990,9	kg/d

	CO_2 formado en prefermentación (CO_2pf)	1 151	kg/d
Fermentación	Melaza para fermentación (Me f)	173 627	kg/d
	Agua para fermentación (Af)	690 272	kg/d
	Mosto a fermentar (Mf)	863 899	kg/d
	Alcohol formado en fermentación (Al f)	30 236	kg/d
	Alcohol total formado en la fermentación	31 227	kg/d
	CO_2 formado en fermentación (CO_2 f)	29 511	kg/d
	CO_2 total	30 662	kg/d
Fermentación con jugo de los filtros	Miel para fermentación (Me JF)	107 380	kg/d
	Jugo procedente del central (JF)	378 999	kg/d
	Agua para dilución (A JF)	377 520	kg/d
	Alcohol total producido	30 236	kg/d
	Formación de CO_2 en el fermentador	29 511	kg/d

Una vez transcurrida la fermentación se alimenta el mosto a la columna destiladora en un rango entre 35 y 40 m^3/h. Este valor depende del grado alcohólico alcanzado en la etapa precedente y es el que debe garantizar una producción de 500 hL/d de AEF. Los balances en cada columna del sistema de destilación se reflejan en la tabla 2.3, alcanzando los resultados de la 2.4. La leyenda empleada y los datos necesarios se muestran en el Anexo 3 y en el Anexo 4 respectivamente.

Tabla 2.3: Ecuaciones empleadas en los balances en la etapa de destilación en la destilería Heriberto Duquesne.

Columna	Ecuaciones
Destiladora	Balance total : $Fv + V_1 = Fa + Vz$ Balance parcial: $xfv * Fv = xa * Fa + xVz * Vz$ Vapor necesario en la columna: $V_1 = Fv * (\frac{kg\ V_1}{Kg\ vino})$
Rectificadora	Balance total:$Fa = C + Cb + AER$ Alcohol etílico rectificado: $AER = \frac{Fa}{(1+(\frac{\%\ C}{AER})+(\frac{\%\ Cb_1}{AER}))}$ Cabezas de la columna rectificadora: $Cb_1 = \frac{\%\ Cb_1}{AER} * AER$ Alcohol etílico rectificado para la columna lavadora: $AER_{Lav} = \%\ AER_{Lav} * AER$ Alcohol etílico rectificado para almacenar: $AER_{almac} = AER - AER_{Lav}$

Lavadora	Balance total: $F(H_2O) + AER + V_2 = AL + Cb_2$ Balance parcial: $xAl * AL + xCb_2 * Cb_2 = xAER * AER$ Vapor necesario en la columna: $V_2 = AER * (\frac{kg\ V_2}{Kg\ AER})$ Cabezas de la columna lavadora: $Cb_2 = AER * (\frac{\%\ Cb_2}{AER})$
Rectificatriz	Balance total:$AL + V_3 = AF + Fl_1 + Cb_3 + Ca + Cm + Cb$ Colas altas y medias:$Ca = Cm = AL * (\frac{Kg\ Ca}{Kg\ AL})$ Colas bajas: $Cb = AL * (\frac{Kg\ Cb}{Kg\ AL})$ Vapor necesario en la columna: $V_3 = AL * (\frac{Kg\ V_3}{Kg\ AL})$ Flemazas de la rectificatriz: $Fl_1 = AL * (\frac{Kg\ Fl_1}{Kg\ AL})$ Aceite de fusel: $Fusel = Ca + Cm + Cba$
Desmetilizadora	Balance total: $AF = M + AEF$ Balance parcial: $xAF = xAEF * AEF + xM * M$ Alcohol metílico: $M = AF * (\frac{Kg\ M}{Kg\ AF})$ Vapor necesario en la columna: $V_4 = AF * (\frac{Kg\ V_4}{Kg\ AF})$
Recuperadora	Balance total: $FCb + V_5 = Fl_2 + AR + Cb_4$ $F\ Cb = M + Cb_3 + Ca + Cm + Cba + Cb_2$ Balance parcial: $xFCb * FCb = xCb_4 * Cb_4 + xAR * AR + xFl_2 * Fl_2$ Cabezas de la recuperadora: $Cb_4 = AR * (\frac{Kg\ Cb_4}{Kg\ AR})$ Vapor necesario en la columna: $V_5 = F\ Cb * (\frac{Kg\ V_5}{Kg\ F\ Cb})$

Tabla 2.4: Resultados de los balances en la etapa de destilación en la destilería Heriberto Duquesne.

Columna	Resultados	Valor	UM
Destiladora	Flujo de vapores alcohólicos (Fa)	4 434,7	kg/h
	Flujo de vinaza residual (Vz)	38 563	kg/h
	Vapor que entra a la columna destiladora (V_1)	6 248	kg/h
Rectificadora	Alcohol etílico rectificado (AER)	4 183,7	kg/h
	Alcohol de colas (C)	167,35	kg/h
	Cabezas de la columna rectificadora (Cb_1)	83,67	kg/h
	AER para la columna lavadora (AER Lav)	2 142	kg/h
	AER para almacenar (AER almac)	2 041,6	kg/h

Lavadora	Agua alimentada a la columna lavadora F (H_2O)	8 669	kg/h
	Vapor que entra a la columna lavadora (V_2)	1 568	kg/h
	Flujo de alcohol lavado (AL)	12 294	kg/h
	Cabezas que salen de la columna lavadora (Cb_2)	86	kg/h
Rectificatriz	Alcohol Fino (AF)	1 732	kg/h
	Alcohol de colas altas (Ca)	57,66	kg/h
	Alcohol de colas medias (Cm)	57,66	kg/h
	Alcohol de colas bajas (Cb)	117,04	kg/h
	Vapor que entra a la columna rectificatriz (V_3)	4 235	kg/h
	Flemazas de la columna rectificatriz (FI_1)	14 507	kg/h
	Cabezas que salen de la rectificatriz (Cb_3)	58,15	kg/h
	Aceite de fusel (Fusel)	232,35	kg/h
Desmetilizadora	Alcohol metílico (M)	43,3	kg/h
	Flujo de vapor que se alimenta a la columna (V_4)	323,85	kg/h
	Alcohol extrafino (AEF)	1 689,6	kg/h
Recuperadora	Flujo de alcoholes (metílico, de colas y de cabezas) (F Cb)	419,5	kg/h
	Alcoholes de cabezas (Cb_4)	43,55	kg/h
	Alcohol recuperado (AR)	217,8	kg/h
	Flemazas que salen de la recuperadora (FI_2)	491,3	kg/h
	Vapor alimentado a la columna (V_5)	333,1	kg/h

El sistema de destilación de alcohol extrafino instalado en esta destilería consta de tres condensadores en la columna rectificadora del sistema de alcohol etílico rectificado. El primero, conocido como calientavinos, utiliza como medio de enfriamiento el mosto procedente de la fermentación y los otros emplean agua como medio de enfriamiento. Por otra parte, las cuatro columnas del sistema de alcohol extrafino tienen instalados dos condensadores en cada una empleando agua para enfriar las corrientes de salida por el tope. Los balances para el cálculo de la cantidad de agua de enfriamiento requerida en estos condensadores se reflejan en la tabla 2.5, alcanzando los resultados de la 2.6. La leyenda empleada y los datos necesarios se muestran en el Anexo 5 y en el Anexo 6 respectivamente.

Tabla 2.5: Ecuaciones empleadas en los balances de energía en los condensadores de la etapa de destilación en la destilería Heriberto Duquesne.

Columna	Condensador	Ecuación
Rectificadora	Principal	$Q = m_{V\ Tope\ 1} * \boldsymbol{\lambda}_{V\ Tope\ 1}$ $Q = D * [(R+1) * H_{G1} - R * H_{L0} - H_D]$ $Q = m_{agua\ i} * Cp_{agua} * (Te_i - Ts_i)$ $A_i = masa_i / \rho_{agua}$ Balance total condensadores: $V_{tope1} = R_1 + Cb_1$ $V_{tope1} = AER * (Text_{ref} + \frac{\%\ Al_{\ Cb1} * Text_{ref}}{100})$ $Cond_1 = V_{tope1} - Cb_1/1{,}56$ $R_1 = Cond_1 + Cond_2$ Balance total condensador principal: $V_{cond} = Cond_2 + Cb_1$
	Cabezas	*Ecuaciones para cálculo de Q y cantidad de agua* $A_{total\ 1} = A_1 + A_2$
Lavadora	Primario	Balance total: $V_{tope\ 2} = Ref_2 + V_{Cab\ 2}$ $V_{tope\ 2} = (R_2 * Cb_2) + Cb_2$ $Ref_2 = R_2 * Cb_2$ *Ecuaciones para cálculo de Q y cantidad de agua*
	Secundario	*Ecuaciones para cálculo de Q y cantidad de agua* $A_{total\ 2} = A_3 + A_4$
Rectificatriz	Primario	$V_{tope\ 3} = AF * (Tasa_1 + T\ Cab_{\ 1} * Tasa_1 + T\ Cab_1)$ Balance Total:$V_{tope\ 3} = R_3 + V_{Cab\ 3}$ *Ecuaciones para cálculo de Q y cantidad de agua*
	Secundario	*Ecuaciones para cálculo de Q y cantidad de agua* $A_{total\ 3} = A_5 + A_6$
Desmetilizadora	Primario	Balance total: $V_{tope\ 4} = R_4 + M$ $R_4 = Tasa_2 * M$ *Ecuaciones para cálculo de Q y cantidad de agua*
	Secundario	*Ecuaciones para cálculo de Q y cantidad de agua* $A_{total\ 4} = A_7 + A_8$
Recuperadora	Primario	$V_{tope\ 5} = AF * (Tasa_3 + T\ Cab_{\ 2} * Tasa_3)$ Balance Total: $V_{tope\ 5} = R_5 + V_{Cab\ 4}$ *Ecuaciones para cálculo de Q y cantidad de agua*

	Secundario	*Ecuaciones para cálculo de Q y cantidad de agua* $A_{total\,5} = A_9 + A_{10}$

Tabla 2.6: Resultados de los balances de energía en los condensadores de la etapa de destilación en la destilería Heriberto Duquesne.

Columna	Condensador	Resultados	Valor	UM
Rectificadora	Principal	Reflujo de la columna (Ref $_1$)	3 526,9	kg/h
		Vapor que sale por el tope (V tope $_1$)	3 610,5	
		Condensado calientavinos (Cond$_1$)	2 261	
		Condensado cond principal (Cond$_2$)	1 266	
		Vapores condensables (V cond)	1 349,7	
		Agua de enfriamiento (A $_1$)	35,5	m^3/h
	Cabezas	Agua de enfriamiento (A $_2$)	7,33	m^3/h
		Agua de enfriamiento total (A total $_1$)	42,83	m^3/h
Lavadora	Primario	Vapor que sale por el tope (V tope $_2$)	1 798,9	kg/h
		Reflujo de la columna (Ref $_2$)	1 713	
		Agua de enfriamiento (A $_3$)	73,4	m^3/h
	Secundario	Agua de enfriamiento (A $_4$)	6,99	m^3/h
		Agua de enfriamiento total (A total $_2$)	80,4	m^3/h
Rectificatriz	Primario	Vapor que sale por el tope (V tope $_3$)	5 402	kg/h
		Reflujo de la columna (Ref $_3$)	5 343,9	
		Agua de enfriamiento (A $_5$)	129,7	m^3/h
	Secundario	Agua de enfriamiento (A $_6$)	4,65	m^3/h
		Agua de enfriamiento total (A total $_3$)	134,3	m^3/h
Desmetilizadora	Primario	Vapor que sale por el tope (V tope $_4$)	735,9	kg/h
		Reflujo de la columna (Ref $_4$)	692,6	kg/h
		Agua de enfriamiento (A $_7$)	17,7	m^3/h
	Secundario	Agua de enfriamiento (A $_8$)	3,46	m^3/h
		Agua de enfriamiento total (A total $_4$)	21,1	m^3/h
Recuperadora	Primario	Vapor que sale por el tope (V tope $_5$)	783,8	kg/h
		Reflujo de la columna (Ref $_5$)	740,2	
		Agua de enfriamiento (A $_9$)	20,6	m^3/h
	Secundario	Agua de enfriamiento (A $_{10}$)	3,82	m^3/h
		Agua de enfriamiento total (C enf $_5$)	24,43	m^3/h

2.3 Descripción del proceso tecnológico de alcohol extrafino en la destilería Alficsa Plus S.A.

La destilería Alficsa Plus S.A tiene una capacidad de 900 hL/d y el alcohol producido en la misma es a partir melazas de la caña de azúcar. Al igual que en la descripción anterior, el proceso de obtención de alcohol extrafino en esta destilería consta de tres etapas fundamentales: preparación del mosto, proceso de fermentación y proceso de destilación.

La miel, procedente de los depósitos generales de almacenamiento, pasa al área de pesaje, es pesada en una tolva receptora de miel y bombeada al tanque de almacenamiento de miel, luego es bombeada al proceso de preparación de mosto.

La preparación del consta de tres momentos fundamentales:

1. Pasteurización de la melaza.
2. Dilución a una concentración adecuada (el mosto de 16ºBrix en las cubas madres y el de 24ºBrix se utilizará en la fermentación).
3. Acidificación y adición de los nutrientes necesarios para la fermentación (se mantendrá un pH de 4-4,5 mediante inyección de H_2SO_4).

La melaza se mezcla con agua hasta una concentración de 40˚Brix y pasa por un filtro rotatorio 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 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 al depósito, poniéndose, a su entrada, en contacto con vapor directo proveniente de la caldera donde se eleva la temperatura hasta 80 - 90ºC. El objetivo es esterilizar el mosto para eliminar o disminuir el número de células no deseables. Este mosto se traslada hacia un intercambiador de calor con el objetivo de enfriarlo de 30 a 35ºC, al cual se alimenta agua procedente de las torres de enfriamiento como medio de intercambio de calor.

El mosto a menor temperatura pasa a un mezclador, al cual se le alimenta agua tratada con el objetivo de diluirlo a 16ºBrix, para luego alimentarlo a las cubas madre. La otra parte del mosto que se encuentra en depósito, una vez frío, pasa a un mezclador donde se alimenta agua tratada para lograr la dilución de la miel hasta a 24ºBrix y ser alimentado a los fermentadores. A la salida de los mezcladores se le suministra al mosto los nutrientes necesarios ricos en fósforo y nitrógeno para la etapa de fermentación.

El líquido procedente 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, el mismo representa el 20-25% del volumen total. Las cubas estarán tapadas y 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 16ºBrix se añade a la cuba madre a una temperatura de 30ºC y con inyección de aire continuo, favoreciendo esto 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 30ºC. El tiempo de retención oscila entre ocho y diez 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 en el depósito (cuba hija) donde, después de estar su densidad baja debido a la fermentación, se añade el mosto de 24°Brix a un 30-40% de su totalidad, continuando la fermentación con nueva alimentación. Esta etapa es enfriada y cuando sea necesario se abrirá la válvula de salida de CO_2, ya que esta destilería cuenta con campanas acopladas a los fermentadores para la recuperación de este gas. Transcurrido un tiempo (cuando el Brix sea la mitad +1 del valor inicial) se completa el volumen de trabajo del fermentador. Aproximadamente cada cuatro horas se inocula un fermentador con mosto procedente de la cuba madre, el 25 % de su volumen total de trabajo.

Durante el tiempo que se está efectuando la fermentación se suministrará mosto de 16°Brix a otro depósito de la misma manera que el procedimiento anterior, y así sucesivamente se va realizando para los diez 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 de forma general la misma opera a régimen continuo.

El mosto fermentado o vino de los fermentadores ya muertos y que han tenido un reposo de una a dos horas es bombeado a la etapa de destilación. 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.

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 con una temperatura de 35ºC, donde

se aumenta hasta 70ºC aproximadamente, a fin de disminuir la cantidad de vapor necesario en la columna destiladora. Una vez el vino caliente a su caudal medido y regulado se alimenta a la columna destiladora. 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 presenta como ventaja disminuir los peligros de incrustación por precipitación de sales de calcio, ya que la temperatura promedio de la columna es de 80ºC estando por debajo de la temperatura de precipitación de dichas sales que es superior a los 85ºC. Además, mejora considerablemente la extracción de gases disueltos en el mosto, tales como CO_2, o varios incondensables que se eliminan a través del colector de vacío.

Las vinazas salen por el pie de la columna y el alcohol pasa en forma de vapor a la columna preconcentradora o de alto grado. En esta columna se concentra el alcohol sobre 85% v/v. Los vapores producidos se condensan y 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 ºGL.

La columna hidroselectora está compuesta por dos columnas. 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 se condensan y los condensados producidos se dividen en dos partes: el reflujo y las extracciones de cabezas (6-8 %) recíprocamente. El alcohol centro sale por el pie de la columna a una concentración de 15 – 20 ºGL. Esta concentración alcohólica se obtiene mediante un abundante riego proveniente de las flemazas de la rectificadora.

El alcohol lavado llega a la rectificadora donde se concentra hasta 96,3 ºGL. El alcohol pasteurizado (88-90 %) se extrae lateralmente unos platos por debajo de la cabeza, del reflujo de la cabeza se extraen 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 son condensados mediante dos condensadores, donde el primero es a la vez ebullidor de la columna desmetilizadora, aprovechándose así las calorías para destilar el metanol.

El alcohol pasteurizado procedente de la columna rectificadora es alimentado en el centro de la columna desmetilizadora, el alcohol centro se extrae por el fondo y las impurezas metílicas (1,5-2 %) se extraen por el reflujo de la cabeza.

El diagrama de flujo que representa el esquema de destilación de este proceso se muestra en la figura 2.2.

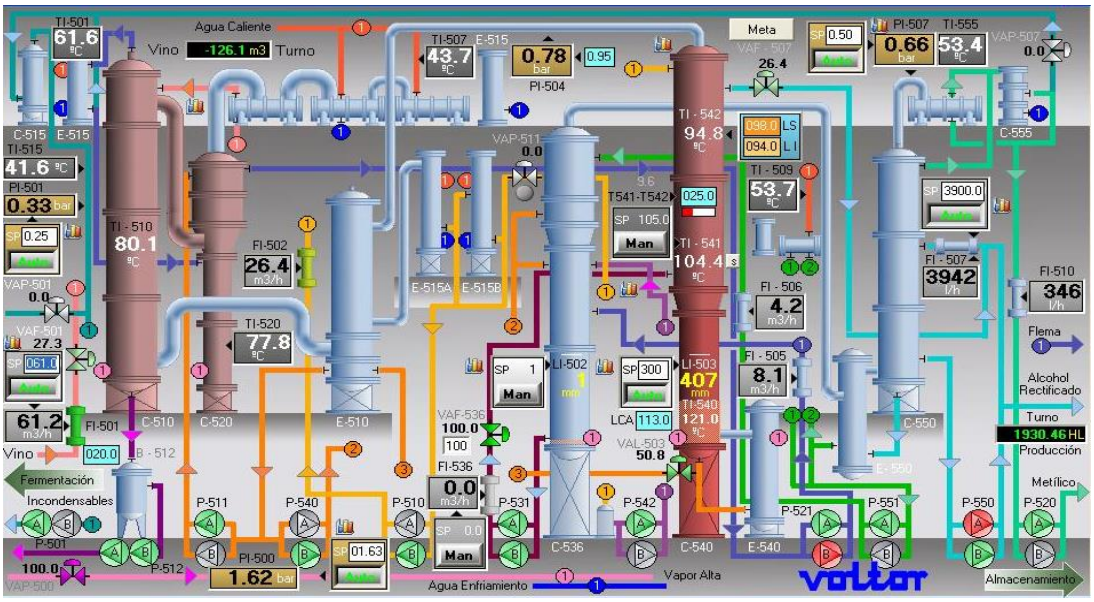

Figura 2.2: Esquema del flujo tecnológico de obtención de alcohol extrafino en Alficsa Plus S.A.

2.3.1 Balances de masa y energía en la destilería Alficsa Plus S.A.

Los balances de materiales y energía se realizaron en cada etapa del proceso, igual que en el caso anterior, para el volumen total de vino producido en esta destilería. Las ecuaciones empleadas y los resultados obtenidos se muestran en las tablas 2.7 y 2.8 respectivamente. Mientras que, la leyenda de las ecuaciones y los datos necesarios se reportan en el Anexo 7 y en el Anexo 8 respectivamente.

Tabla 2.7: Ecuaciones empleadas en los balances de masa y energía en fermentación en Alficsa Plus S.A.

Etapa	Ecuaciones
Prefermentación	$Me = Índice\ Consumo_{\ miel} * Producción_{\ alcohol}$
	Balance total en mezcladores (1ro, 2do y 3ro): $Mi + Ag_i = M_{di}$
	Balance parcial de sólidos en el primer mezclador: $Me * (°Bx_{Me}) = Mi * (°Bx_{Mi})$
	$As = Índice_{\ As} * Producción_{alcohol}$
	Balance total depósito de acidificación de mosto: $M_i = As + Md_i$
	Miel diluida que sale del segundo mezclador: $M_c = 0{,}3 * M$
	Miel diluida que sale del tercer mezclador: $M_{f1} = 0{,}7 * M$
	Levadura producida en la cuba madre: $L_{cm} = \frac{M_c}{\rho_{mosto\ débil} * Cc_{pf}}$

	Alcohol que se genera en la cuba madre: $Al_{CM} = M_c * \%Al\ ps$
	Dióxido de carbono: $CO_2\ pf = 0{,}488 * \frac{Al_{pf}}{Rendimiento/100}$
Fermentación	Balance para determinar M: $Md_i * Bx_{Mdi} = M * \overline{Bx_M}$
	Brix promedio para cálculo de M: $\overline{Bx_M} = 0{,}3 * Bx_{Md} + 0{,}7 * Bx_{Mf}$
	Alcohol formado en fermentación: $Al_f = M_f * \%Al_{ps}$
	CO_2 formado en la fermentación: $CO_2 f = Al_f/(0{,}5 * 0{,}488)$
	Alcohol formado total: $Al_{total} = Al_{cm} + Al_f$
	Dióxido de Carbono total: $CO_{2\ total} = CO_{2\ pf} + CO_{2\ f}$

Tabla 2.8: Resultados de los balances de masa y energía en fermentación en Alficsa Plus S.A.

Etapa	Resultados	Valor	UM
Preparación de la materia prima	Miel de salida 1er mezclador (Mi)	726 750	kg/d
	Agua de entrada 1er mezclador (Ag $_1$)	384 750	
	Ácido sulfúrico (As)	2 484	
	Miel de salida depósito de acidificación (Mdi)	729 234	
Prefermentación	Miel diluida de salida 2do mezclador (Mc)	405 130	kg/d
	Miel diluida de entrada 2do mezclador (Md $_2$)	162 052	
	Agua de entrada 2do Mezclador (Ag $_2$)	243 078	
	Consumo de Nutrientes (N)	189	
	Consumo de antiespumante (A)	72	
	Levadura producida en cuba madre (Lcm)	1 910,32	
	Alcohol formado en cuba madre (Al pf)	14 180	
	CO_2 formado en prefermentación (CO_2 pf)	164,75	
Fermentación	Miel diluida de entrada 3er mezclador (Md $_1$)	567 182	kg/d
	Miel diluida de salida 3er mezclador (Mf $_1$)	945 303	
	Agua de entrada 3er mezclador (Ag $_3$)	378 121	
	Brix promedio del mosto a fermentar ($\overline{\boldsymbol{Bx_M}}$)	21,6	
	Mosto a fermentar (M)	1 350 433	
	Alcohol formado en fermentación (Al f)	33 086	
	CO_2 generado en fermentación (CO_2 f)	32 292	
	Alcohol formado total (Al total)	47 265	
	CO_2 total (CO_2 total)	32 456	

Por otra parte, el sistema de destilación instalado en Alficsa Plus S.A consta de cinco columnas de destilación para una producción de 900 hL/d de AEF, procesando el total de vino producido en los diez fermentadores que garantizan la continuidad del proceso. Los balances en cada columna se reflejan en la tabla 2.9, alcanzando los resultados de la 2.10. La leyenda empleada y los datos necesarios se muestran en el Anexo 9 y en el Anexo 10 respectivamente.

Tabla 2.9: Ecuaciones empleadas en los balances de masa en la etapa de destilación en Alficsa Plus S.A.

Columna	Ecuación
Destiladora (C-510)	Flujo másico de vino: $Fv = \rho_{vino} * Qv$ Flujo másico de alcohol en el vino (Qm): $Qm = Fv * x\,Fv$ Balance total: $Fv + Gv_{510} = Vz_{510} + Fl_{510}$ Balance parcial de alcohol: $Fv * x\,Fv = Vz_{510} * x\,Vz_{510} + Fl_{510} * x\,Fl_{510}$
Ebullidor (E-510)	Balance de energía para calcular el flujo de agua (A-510) $G_{A_{540}} * \left(H_{GA_{540}} - H_{A_{510}}\right) = A_{510} * \boldsymbol{\lambda}_{510}$ Flujo de vapor del ebullidor para columna destiladora (Gv-510) $Gv_{510} = GA_{540}/1{,}145$ Balance total: $R_{540} + G_{A_{540}} = G_{V_{510}} + C_{A_{540}} + A_{510}$
Preconcentradora (C-520)	Balance total: $Fl_{510} + Vc_{520} = D_{520} + W_{520}$ Balance parcial de alcohol: $Fl_{510} * x\,Fl_{510} = D_{520} * x\,D_{520}$ Vapor directo (Gv-520): $Vc_{520} = 0{,}05 * VC$
Hidroselectora (C-536)	Extracción de cabeza: $D_{536} = 0{,}08 * Qm$ Vapores del tope (Gv-536): $Gv_{536} = R_{536} + D_{536}$ Agua que entra a la columna (Al-536): $Al_{536} = 0{,}05 * Qm$ Balance total: $Vc_{536} + A_{510} + Al_{536} + D_{520} = W_{536} + D_{536}$ Balance parcial: $W_{536} * x\,W_{536} = D_{520} * x\,D_{520} - D_{536} * x\,D_{536}$ Balance de energía para calcular Vc-536: $Vc_{536} * H\,Vc_{536} + D_{520} * H\,D_{520} + Al_{536} * H\,Al_{536} = D_{536} * H\,D_{536} + W_{536} * H\,W_{536}$
Rectificadora (C-540)	Balance parcial: $W_{536} * x\,W_{536} = P_{540} * x\,P_{540} + D_{540} * x\,D_{540} + AF * x\,AF$ Extracción de Primas (P-540): $P_{540} = 0{,}02 * Qm$ Aceite de Fusel (AF): $AF = 0{,}02 * Qm$ Balance de energía para calcular el flujo de vapor alimentado: $Vc_{540} * H_{Vc_{540}} + W_{536} * H_{W_{536}} = G_{A_{540}} * H_{G_{A_{540}}} + D_{540} * H_{D_{540}} + G_{v_{540}} * H_{Gv_{540}} + AF * H_{AF}$
Desmetilizadora (C-550)	Alcohol Metílico (M) $M = 0{,}02 * Qm$ Balance total: $D_{540} = M + AEF$

Tabla 2.10: Resultados de los balances de masa en la etapa de destilación en Alficsa Plus S.A.

Columna	Resultados	Valor	UM
Destiladora (C-510)	Flujo másico de alcohol en el vino (Qm)	3 033	kg/h
	Flujo másico de vino caliente (Fv)	62 402	
	Flemas alcohólicas (Fl-510)	9 459,9	
	Flujo de vinaza residual (Vz-510)	65 595	
Ebullidor (E-510)	Vapor del ebullidor alimentado a la columna destiladora (Gv-510)	12 653	kg/h
	Reflujo columna rectificadora (R-540)	18 065	
	Agua que sale del ebullidor (A-510)	1 241	
	Condensado alcohólico (CA-540)	18 659	
Preconcentradora (C-520)	Condensado alcohólico (D-520)	3 993	Kg/h
	Vapor directo a la columna (Vc-520)	750	
	Vinazas (W-520)	6 217	
Hidroselectora (C-536)	Reflujo de la columna (R-536)	1 964	kg/h
	Extracción de cabeza (D-536)	243	
	Alcohol Lavado (W-536)	17 503	
	Agua que entra a la columna (Al-536)	152	
	Vapor directo (Vc-536)	2 774	
Rectificadora (C-540)	Extracción de Primas (P-540)	60,66	kg/h
	Destilado que sale de la torre (D-540)	2 894	
	Vapores alcohólicos (Gv-540)	18 126	
	Aceite de Fusel (AF)	60,66	
	Flujo de agua que sale (GA-540)	14 488	
	Vapor directo (Vc-540)	3 107	
Desmetilizadora (C-550)	Alcohol metílico (M)	60,66	kg/h
	Alcohol extrafino (AEF)	2 834	

A diferencia de la destilería instalada en Heriberto Duquesne, en Alficsa Plus S.A se logra un mejor aprovechamiento energético de las corrientes en el proceso. Igual que en el caso anterior la columna preconcentradora tiene tres condensadores. El primero es el calientavinos que utiliza como medio de enfriamiento el mosto procedente de la fermentación y los otros dos emplean agua como medio de enfriamiento. Por otra parte, las cuatro columnas restantes tienen dos condensadores cada una. Sin embargo, tienen

como característica que el primer condensador de la columna hidroselectora es a su vez ebullidor de la columna desmetilizadora y el primero de la columna rectificadora es ebullidor de la columna destiladora. Los balances para el cálculo de la cantidad de agua de enfriamiento requerida en estos condensadores se reflejan en la tabla 2.11, alcanzando los resultados de la 2.12. La leyenda empleada y los datos necesarios se muestran en el Anexo 5 y en el Anexo 6 respectivamente.

Tabla 2.11: Ecuaciones empleadas en los balances de energía en los condensadores de etapa de destilación en Alficsa Plus S.A.

Columna	Condensador	Ecuación
Preconcentradora (C-520)	E-526	$V_{tope\,1} = D_{520} + Ref_1$ $Ref_1 = D_{520} * (R_1 + x\ D_{520} * R_1)$ $Cond_1 = Ref_1/1{,}56$ $Cond_2 = Ref_1 - Cond_1$ $V_{cond} = Cond_2 + D_{540}$ *Ecuaciones para cálculo de Q y cantidad de agua*
	E-528	*Ecuaciones para cálculo de Q y cantidad de agua* $A_{total\,1} = A_1 + A_2$
Hidroselectora (C-536)	E-552	*Ecuaciones para cálculo de Q y cantidad de agua* $A_{total\,2} = A_3$
Rectificadora (C-540)	E-511	*Ecuaciones para cálculo de Q y cantidad de agua* $A_{total\,3} = A_4$
Desmetilizadora (C-550)	E-555	$V_{tope\,2} = Ref_2 + M$ $Ref_2 = Tasa * M$ *Ecuaciones para cálculo de Q y cantidad de agua*
	E-556	*Ecuaciones para cálculo de Q y cantidad de agua* $A_{total\,5,6} = A_5 + A_6$

Tabla 2.12: Resultados de los balances de energía en los condensadores de etapa de destilación en Alficsa Plus S.A.

Columna	Condensador	Resultados	Valor	UM
Preconcentradora (C-520)	E-526	Vapor tope de la columna (V tope $_1$)	5 831	kg/h
		Reflujo de la columna (Ref $_1$)	1 838	
		Primer condensado (Cond $_1$)	3 993	
		Vapores condensables (V cond)	3 993	

		Agua de enfriamiento (A_1)	119,82	m^3/h
	E-528	Agua de enfriamiento (A_2)	107,64	m^3/h
		Agua de enfriamiento total (A total $_1$)	227,5	
Hidroselectora (C-536)	E-552	Extracción de cabezas (D-536)	243	kg/h
		Agua de enfriamiento (A_3)	12,76	m^3/h
		Agua de enfriamiento total (A total $_2$)	12,76	
Rectificadora (C-540)	E-511	Extracción de Primas (P-540)	60,66	kg/h
		Agua de enfriamiento (A_4)	7,22	m^3/h
		Agua de enfriamiento total (A total $_3$)	7,22	
Desmetilizadora (C-550)	E-555	Vapor tope de la columna (V tope $_2$)	1 031	kg/h
		Reflujo de la columna (Ref $_2$)	970,5	
		Agua de enfriamiento (A_5)	49,08	m^3/h
	E-556	Agua de enfriamiento (A_6)	4,81	m^3/h
		Agua de enfriamiento total (A total $_4$)	53,89	

Los resultados obtenidos caracterizan e identifican las producciones en ambas destilerías. Se diferencian por la cantidad de productos finales considerados en ellas, así como por el sistema tecnológico que tengan instalado para desarrollar las producciones. Un resumen de las principales corrientes involucradas en el proceso de se muestra en la tabla 2.13.

Tabla 2.13: Resumen de las principales corrientes en ambas destilerías.

Corriente	**Destilería**	
	Heriberto Duquesne	**Alficsa Plus S.A**
Miel en fermentación (kg/d)	187 709	342 000
Agua en fermentación (kg/d)	770 562	1 005 949
Mosto a destilar (kg/h)	37 275	62 402
Vinaza residual (kg/h)	45 888	65 595
AER (hL/d)	1 224	-
Agua de lavado (kg/h)	8 667	17 503
AEF (hL/d)	500	900
Vapor total (kg/h)	19 505	6 631
Agua enfriamiento total (m^3/h)	303,1	314,1

2.4 Conclusiones parciales.

1. La destilería Heriberto Duquesne produce 500 hL/d de alcohol extrafino y 597 hL/d de alcohol etílico rectificado como productos principales, además de obtener alcohol recuperado y aceite de fusel como coproductos. Mientras que, en Alficsa Plus S.A se obtienen 900 hL/d de alcohol extrafino y se comercializan los alcoholes de mal gusto y el CO_2 liberado en la fermentación.
2. El sistema de destilación en la destilería Heriberto Duquesne requiere de una generación de vapor de 19,5 t/h, siendo diferente en la destilería Alficsa Plus S.A donde se necesitan 6,63 toneladas de vapor en igual período de tiempo.
3. Mediante los balances de energía en los condensadores de cada una de las columnas se determinó que el consumo total de agua de enfriamiento fue de 303,1 m^3/h en la destilería Heriberto Duquesne y de 314,1 m^3/h en Alficsa Plus S.A.

CAPÍTULO 3: PROPUESTA DE MODIFICACIONES TECNOLÓGICAS.

3.1 Comparación entre ambas destilerías.

Las destilerías objeto de estudio se identifican por la obtención de alcohol de alta calidad. La caracterización realizada en ambas posibilitó detectar las principales diferencias en los procesos productivos. Estas radican en el empleo de miel y jugo de los filtros para la fermentación, la recuperación de CO_2 en esta misma etapa, el aprovechamiento del poder calórico de determinadas corrientes y la diversidad de los coproductos obtenidos. Estos aspectos serán analizados de forma más detallada en el presente epígrafe.

3.1.1 Índice de consumo de miel.

Los dos procesos estudiados utilizan miel final del proceso azucarero como sustrato principal. No obstante, la destilería Heriberto Duquesne está diseñada para recibir jugo de los filtros (JF) procedente del central y emplearlo en la etapa de fermentación. Esto hace que disminuya el consumo de miel y de agua en la misma, influyendo directamente en el costo de producción del proceso. La diferencia del consumo de miel y agua cuando se emplea jugo de los filtros se refleja en la figura 3.1, disminuyendo en un 38,2 % y 45,3 % respectivamente.

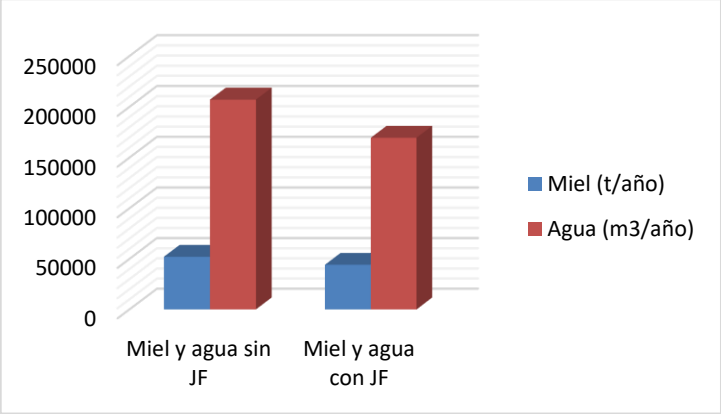

Figura 3.1: Consumo de miel y agua con y sin JF en la destilería Heriberto Duquesne.

En estas condiciones, la disminución del consumo de miel en la fermentación permite alcanzar un valor inferior al existente en la destilería Alficsa Plus S.A. Mientras que, la relación de agua para dilución de miel con jugo de los filtros es aproximadamente similar en ambas industrias, tal y como se muestra en la figura 3.2.

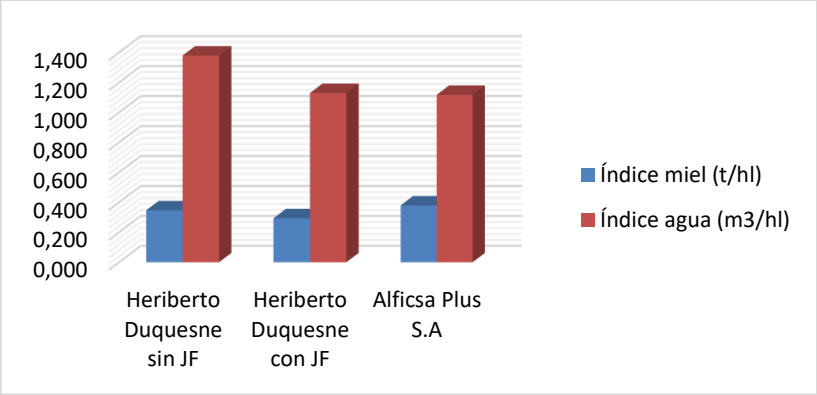

Figura 3.2: Índices de consumo de miel y agua en las destilerías estudiadas.

3.1.2 Índice consumo de vapor.

El índice de consumo de vapor se calculó a partir del vapor consumido, generado por la caldera, en ambos casos en relación a la cantidad de alcohol producido, ya sea de forma independiente en cada columna como del sistema de destilación total. Los resultados obtenidos se muestran en la tabla 3.1 y en la figura 3.3.

Tabla 3.1 Índice de consumo de vapor.

Columna	Heriberto Duquesne (t/hL)	Alficsa Plus S.A (t/hL)
Destiladora	0,256	-
Rectificadora	-	0,015
Lavadora	0,075	0,074
Rectificatriz	0,203	0,083
Desmetilizadora	0,016	-
Recuperadora	0,016	-
Total	0,566	0,172

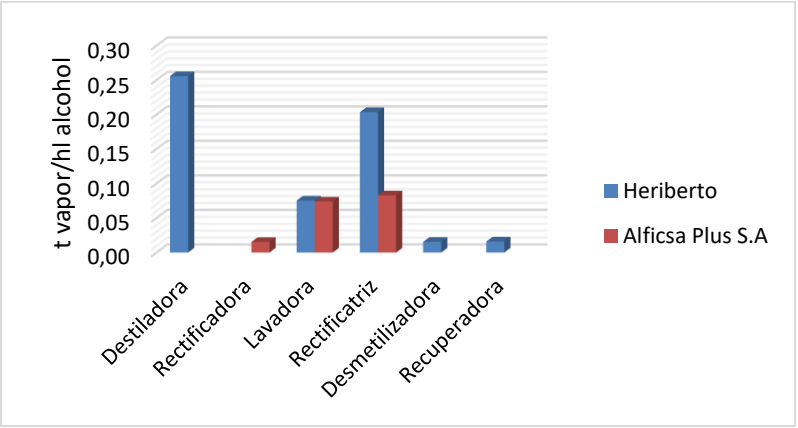

Figura 3.3 Índice de consumo de vapor.

En ambas tecnologías los cálculos realizados demuestran que la columna destiladora es la mayor consumidora de vapor con un índice de 0,256 t vapor / hL de alcohol en Heriberto Duquesne y 0,26 t vapor / hL de alcohol en Alficsa Plus S.A. Esto se debe a su principal función que es eliminar la mayor parte del agua que contiene el vino y separar los vapores alcohólicos por el tope de la columna. Aunque numéricamente no existe gran diferencia del consumo de vapor de estas columnas en ambas tecnologías, en la destilería cienfueguera el vapor consumido es generado en el ebullidor y no en un generador de vapor como ocurre en Heriberto Duquesne.

De forma general, existe una diferencia notable en cuanto a los índices de consumos totales de vapor de ambas tecnologías. En la destilería Heriberto Duquesne se consume 0,566 t vapor / hL de alcohol, mientras que, Alficsa Plus S.A solo necesita 0,172 t/hL que provienen del generador de vapor, marcando una diferencia de 0,394 t/hL. Los resultados muestran como la destilería cienfueguera es energéticamente más eficiente que Heriberto Duquesne en este sentido. En esto influyen los ebullidores presentes en Alficsa Plus S.A, uno en la columna destiladora a partir de los vapores de la rectificadora y el otro en la desmetilizadora que opera con los vapores de la columna hidroselectora.

3.1.3 Índice consumo de agua de enfriamiento.

Mediante balances de energía se determinaron los índices de consumo de agua de enfriamiento, en relación a la cantidad de alcohol, requerida en la etapa de destilación en ambas destilerías. Los resultados obtenidos aparecen en la figura 3.4.

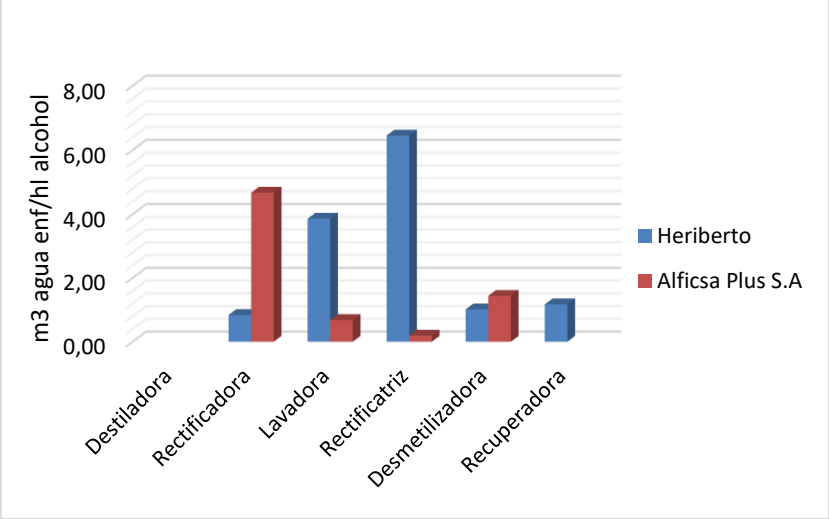

Figura 3.4 Índice de consumo de agua de enfriamiento.

A partir de los resultados obtenidos el índice de consumo total de agua de enfriamiento en Heriberto Duquesne es de 13,34 m^3 de agua / hL de alcohol producido, siendo superior al de Alficsa Plus S.A. Esta destilería requiere 6,98 m^3 de agua / hL de alcohol, influyendo en este valor la presencia de dos ebullidores donde se condensan los

vapores alcohólicos a la salida de las columnas mencionadas anteriormente. Sin embargo, en la destilería villaclareña cada columna tiene su propio sistema de condensación formado por dos condensadores y por lo tanto requiere de 6,36 m^3/hL más de agua para condensar los vapores que salen por el tope.

3.2 Propuestas de cambios tecnológicos.

Con las diferencias explicadas anteriormente se pueden proponer cambios en el sistema tecnológico de la destilería de Heriberto Duquesne que mejoren los índices de consumo en la misma y a su vez impacten positivamente en los costos totales de producción.
Conociendo esto y los resultados de los balances de energía en cada columna de la destilería de Heriberto Duquesne, se puede realizar un análisis con el objetivo de estudiar un posible acercamiento al esquema tecnológico de la destilería Alficsa Plus S.A. En este caso se propondrá lograr una disminución en el consumo de vapor generado por la caldera y en el agua de enfriamiento en la destilación. Primeramente, en la tabla 3.2 se reflejan los resultados de los balances de masa y energía en cada columna de Heriberto Duquesne, considerando solamente los condensadores primarios por ser los que recuperan mayor cantidad de calor, así como la cantidad de vapor necesitada en las mismas.

Tabla 3.2: Resultados del calor en los condensadores y consumo de vapor en las columnas.

Columna	Qc condensador primario (kcal/h)	Vapor necesario (kg/h)
Destiladora	-	13 046
Rectificadora	354 972,63	-
Lavadora	733 950,6	1 568
Rectificatriz	1 296 506,8	4 234
Desmetilizadora	176 607,5	323,78
Recuperadora	206 134,36	333,05

Conociendo los valores reportados anteriormente se puede realizar un análisis de cuáles columnas de destilación pueden generar el vapor requerido por otras para realizar su operación. El mismo se resume en el Anexo 13 y se realiza calculando la cantidad de agua que se emplearía al combinar la condensación – ebullición de los vapores alcohólicos con la generación del vapor necesario en determinada columna mediante la ecuación 3.1. De esta forma el vapor que se consume en la columna lavadora solo puede ser generado por los vapores alcohólicos de la rectificatriz. Mientras que, el vapor de la desmetilizadora y la recuperadora puede obtenerse por el calor de los vapores

alcohólicos de las columnas rectificadora, lavadora o rectificatriz. Los resultados de lo antes expresado se muestran en la tabla 3.3.

$$Q_c = m_{agua} * Cp_{agua}(T_{sal} - T_{ent}) + m_{vapor} * \lambda_{vapor} \quad (3.1)$$

Tabla 3.3: Relación de columnas para la generación de vapor por condensación - ebullición.

Columna que recibe el vapor	Columna de salida de los vapores alcohólicos que ceden calor	Agua necesaria (m^3/h)
Lavadora	Rectificatriz	4,44
Desmetilizadora	Rectificadora	2,24
	Lavadora	7,98
	Rectificatriz	16,50
Recuperadora	Rectificadora	2,15
	Lavadora	7,89
	Rectificatriz	16,41

A partir de estos resultados se puede seleccionar una posible distribución entre las columnas, considerando también el esquema instalado en la destilería de Alficsa Plus S.A. Además, se tuvo en cuenta en las posibles variantes para el caso de la desmetilizadora y la recuperadora los consumos de agua, buscando minimizar los mismos. Como se puede apreciar en la tabla 3.3 el calentamiento de la recuperadora con los vapores de la rectificadora es el de menor consumo de agua de las posibles (2,15 m^3/h); mientras que el calentamiento de la desmetilizadora con los vapores de la lavadora es el mínimo de las posibles (7,98 m^3/h) entre la lavadora y la rectificatriz y por último el calentamiento de la lavadora solo es posible con los vapores de la rectificatriz y se requieren de 4,44 m^3/h de agua.

Se propone como alternativa final generar el vapor de la columna lavadora con la condensación de los vapores alcohólicos de la rectificatriz, el de la desmetilizadora con los vapores de salida de la lavadora y en la recuperadora se obtendría con los vapores alcohólicos de la rectificadora. El esquema propuesto se presenta en la figura 3.5.

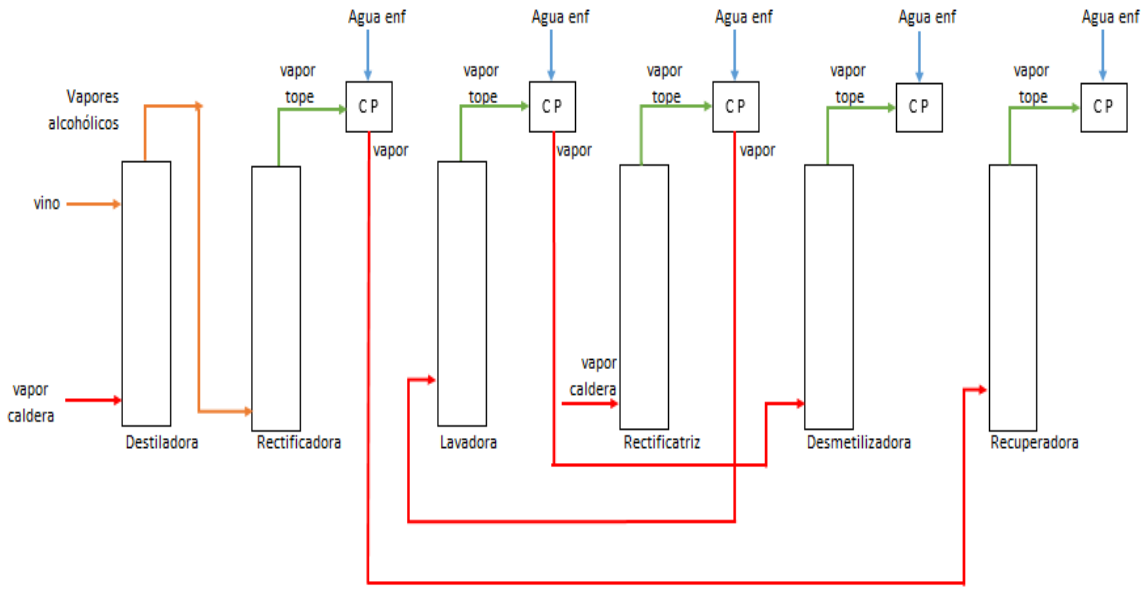

Figura 3.5: Distribución de corrientes propuesta para la destilación en la destilería Heriberto Duquesne.

Los resultados impactan significativamente en el consumo de agua de enfriamiento que tienen estas columnas en las condiciones actuales de operación, su disminución se resume en la tabla 3.4.

Tabla 3.4: Disminución del consumo de agua de enfriamiento en Heriberto Duquesne

Columna	Consumo de agua actual (m^3/h)	Consumo de agua nuevo (m^3/h)	Índice actual (m^3/hL)	Índice nuevo (m3/hL)
Rectificadora	42,83	9,57	0,84	0,19
Lavadora	80,39	14,88	3,86	0,71
Rectificatriz	134,30	9,09	6,45	0,44

Los valores indican que dejan de consumirse aproximadamente 178 m^3/h de agua para enfriamiento disminuyendo de 13,34 m^3/hL a 8,63 m^3 / hL de alcohol producido, lo cual representa una reducción de un 35,3 %.

Por otra parte, el consumo de vapor también desciende de 19,5 t/h a 17,28 t/h para una relación de 0,46 t vapor / hL de alcohol lo cual representa una reducción de un 18,9 %, consumiendo del vapor generado por la caldera solo la columna destiladora y la rectificatriz.

3.3 Análisis económico en las destilerías estudiadas.

El análisis se realiza para evaluar desde el punto de vista económico la producción de alcohol en ambas industrias. Se considera el cálculo del Costo Total de Producción (CTP) y las ganancias generadas por la venta de las diferentes producciones.

3.3.1 Costos totales de producción (CTP):

El costo total anual de la producción se calcula para el 100 % de la capacidad de ambas destilerías y se obtiene, entre otros aspectos, a partir de los consumos en materias primas, requerimientos y mano de obra fundamentalmente mediante las ecuaciones 3.2 y 3.3. El costo total de las materias primas empleadas en los dos procesos aparece en la tabla 3.5 y 3.6.

$$CTP = Costo\ Total\ de\ fabricación(CTF) + Gastos\ Generales(GG) \quad (3.2)$$

$$CTF = Costos\ Fijos + Costos\ Variables \quad (3.3)$$

Tabla 3.5: Costo de las materias primas (MP) en la destilería Heriberto Duquesne.

Materia Prima	Precio	Consumo	UM	Costo ($/año)
Miel	48,00 $/t	52 559	t/año	2 522 822
Antiespumante	2,25 $/kg	11 200	kg/año	25 200
Urea	0,39 $/kg	182 700	kg/año	71 253
Ácido Sulfúrico	0,2 $/kg	386 400	kg/año	77 280
Levadura	3,96 $/t	672	t/año	2 661
Agua	0,25 $/m^3	215 757	m^3/año	53 939
Nutriente para levadura	56,4 $/t	3,15	t/año	177,66
Costo Total ($/año)				2 753 333

Tabla 3.6: Costo de las materias primas en la destilería Alficsa Plus S.A.

Materia Prima	Precio	Consumo	UM	Costo ($/año)
Miel	48,00 $/t	95 760	t/año	4 596 480
Antiespumante	2,25 $/kg	20 160	kg/año	45 360
Urea	0,39 $/kg	182 686	kg/año	71 248
Ácido Sulfúrico	0,2 $/kg	695 520	kg/año	139 104
Levadura	3,96 $/t	252	kg/año	998
Agua	0,25 $/m^3	281 680	m^3/año	70 420
Nutriente para levadura	56,4 $/t	52 920	t/año	2 984 688
Costo Total ($/año)				7 908 297

Tabla 3.7: Costo de requerimientos.

Destilería		Heriberto Duquesne		Alficsa Plus S.A	
Requerimiento	**Precio**	**Consumo**	**Costo ($/año)**	**Consumo**	**Costo ($/año)**
Electricidad (kW-h/año)	0,05 $/KW-h	1 039 166	51 958	1 870 499	93 525
Fuel oil (GJ/año)	3,30 $/GJ	37 214	122 807	66 986	221 053
Vapor (kg/año)	6,0 $/t	91 497	548 981	138 845	833 069
Agua de enfriamiento (m^3/año)	0,08 $/$m^3$	162 790	13 023	52 618	4 209
Costo Total ($/año)			736 770		1 151 856

Tabla 3.8: Costos Variables.

Destilería		Heriberto Duquesne	Alficsa Plus S.A
Aspecto	**% Base**	**Costo ($/año)**	**Costo ($/año)**
Materia prima		2 753 333	7 908 297
Mano de obra (MO)		86 400	86 400
Supervisión	10 % MO	8 640	8 640
Requerimientos		736 770	1 151 856
Mantenimiento y reparaciones	2 % IF	318 487	142 852
Suministros	10 % Mtto	31 849	14 285
Análisis de laboratorio	10 % MO	8 640	8 640
Costo Total ($/año)		3 944 119	9 320 970

Tabla 3.9: Costos Fijos.

Destilería		Heriberto Duquesne	Alficsa Plus S.A
Aspecto	**% Base**	**Costo ($/año)**	**Costo ($/año)**
Impuestos	1% IF	159 244	71 426
Seguros	0,4 % IF	63 697	28 570
Depreciación		1 077 540	492 082
Costo Total ($/año)		1 300 481	592 078

Tabla 3.10: Gastos Generales.

Destilería		Heriberto Duquesne	Alficsa Plus S.A
Aspecto	**% Base**	**Costo ($/año)**	**Costo ($/año)**
Administración	15 % (MO+Sup+Mtto)	62 029	35 684
Distribución y ventas	2 % CTP	114 862	209 743
Investigación y desarrollo	2 % CTP	114 862	209 743
Costo Total ($/año)		291 754	455 170

Con los datos reportados anteriormente se determina el CTP, siendo en la destilería Heriberto Duquesne de 5 743 117 $/año y en Alficsa Plus S.A de 10 487 164 $/año.

3.3.2 Ganancia generada en el proceso.

Las ganancias generadas se calcularon considerando los productos y coproductos que se comercializan en ambas destilerías. En la destilería Heriberto Duquesne se destina un 51,2 % del alcohol etílico rectificado (AER) para la producción de alcohol extrafino (AEF) obteniéndose además de estas producciones alcohol recuperado (AR). Mientras que, en Alficsa Plus S.A se comercializa el alcohol extrafino, para consumo nacional e internacional, así como los alcoholes de mal gusto y el CO_2 generado en fermentación. Las ganancias y el valor de la producción se calcularon mediante las expresiones 3.4 y 3.5 respectivamente. En las tablas 3.11 y 3.12 se muestra el valor de las diferentes producciones en las destilerías Heriberto Duquesne y Alficsa Plus S.A respectivamente.

$$Ganancia = Valor\ de\ la\ producción - CTP \quad (3.4)$$

$$Valor\ de\ Producción = Precio\ de\ venta * Producción \quad (3.5)$$

Tabla 3.11: Valor de la producción en la destilería Heriberto Duquesne.

Producto	Precio de venta	Producción	Valor de la producción ($/año)
AEF	68 $/hL AEF	140 000 (hL/año)	9 520 000
AER	58 $/hL AER	167 314 (hL /año)	9 704 212
Alcohol Recuperado	48 $/hL AR	17 847 (hL/año)	713 888
Valor Total de la Producción ($/año)			19 938 100

Tabla 3.12: Valor de la producción en la destilería Alficsa Plus S.A.

Producto	Precio de venta	Producción	Valor de la producción ($/año)
AEF para exportación	72,25 $/hL	144 396 hL/año	10 432 611
AEF consumo nacional	85 $/hL	102 564 hL/año	8 717 940
Alcoholes de mal gusto	25 $/hL	4 971 hL/año	124 279
CO_2	35 $/t	904 t/año	31 646
Valor total de producción ($/año)			19 306 476

Los resultados anteriores estiman una ganancia en la destilería Heriberto Duquesne es de 13 143 975 $/año y en Alficsa Plus S.A de 8 347 901,45 $/año.

3.4 Diseño experimental y análisis estadístico del comportamiento de la ganancia en el proceso de producción de AEF en la destilería Heriberto Duquesne.

Dadas las diferencias identificadas en el epígrafe 3.1, se propone aplicar un diseño factorial multinivel del tipo 2^3, considerando tres variables independientes. En este caso fueron: empleo del jugo de los filtros en la fermentación (X_1), de quien depende la cantidad de miel consumida (X_1 miel) y la cantidad de agua (X_1 agua) que se emplea en la fermentación; la segunda variable propuesta fue el precio de la miel (X_2) y por último el índice de consumo de agua de enfriamiento (X_3) considerando la variación que puede experimentar el mismo según los resultados del epígrafe 3.2. Estos experimentos se realizaron para estudiar el comportamiento de la ganancia (Y) del proceso de producción de AEF en la UEB “Heriberto Duquesne” y analizar cómo influyen en este parámetro el valor de las tres variables independientes tomadas. Las variables y sus niveles aparecen en la tabla 3.13.

Tabla 3.13: Niveles de las variables independientes.

Xi	Significado de las variables	Valor superior (1)	Valor inferior (-1)
X_1 miel	Cantidad de miel	33 802 (t/año)	56 313 (t/año)
X_1 agua	Cantidad de agua	138 756 (m^3/año)	231 169 (m^3/año)
X_2	Precio de la miel	85 $/t	48 $/t
X_3	Índice de agua de enfriamiento	13,34 m^3/hL alcohol	8, 63 m^3/hL alcohol

El cálculo de la ganancia como parámetro de respuesta se realizó mediante la ecuación 3.6, en la cual se estableció su dependencia con las variables independientes mencionadas anteriormente. Mientras que, en la tabla 3.14 (Anexo 14) se define la

matriz codificada del diseño experimental con el parámetro de respuesta determinado en cada caso.

$$Ganancia\ (\$/año) = 19\,938\,100 - (X1_{miel} * X2 + 0{,}25 * X1_{agua} + 279 * X3 + 2\,485\,933) \quad (3.6)$$

Tabla 3.14: Matriz codificada del diseño de experimentos 2^3.

N	X_1	X_2	X_3	Y
1	1	1	1	15 791 253
2	1	1	-1	15 792 567
3	1	-1	1	14 540 573
4	-1	1	-1	14 688 961
5	1	-1	-1	14 541 887
6	-1	-1	1	12 604 080
7	-1	1	1	14 687 647
8	-1	-1	-1	13 407 519

Los resultados estadísticos se obtuvieron al procesar el diseño experimental en el software Statgraphics Centurion XV 15.1.0.2. Mediante el estudio de regresión para la ganancia se obtuvo el modelo estadístico que se ajusta a los datos y cada uno de sus coeficientes, los cuales se reportan en la tabla 3.15.

Tabla 3.15: Coeficientes de regresión para la ganancia.

Coeficiente	Estimado
Constante	14 574 400
X_1: Jugo de los filtros para fermentación	642 876
X_2: Precio de la miel	-1 001 410
X_3: Índice agua de enfriamiento	-100 923
X_1*X_2	325 370
X_1*X_3	100 266
X_2*X_3	100 266
X_1*X_2*X_3	-100 266

El modelo responde a la ecuación 3.7 con un valor de R^2 igual a 99,35 %, lo que indica que el mismo se ajusta completamente a los datos introducidos. Este valor se determinó mediante un análisis de varianza para la ganancia que se muestra en el Anexo 15.

$$Y = 14\,574\,400 + 642\,876 * X1 - 1\,001\,410 * X2 - 100\,923 * X3 + 325\,370 * X1 * X2 + 100\,266 * X1 * X3 + 100\,266 * X2 * X3 - 100\,266 * X1 * X2 * X3 \quad (3.7)$$

Según los resultados obtenidos la variable más significativa estadísticamente es el precio de la miel en su nivel inferior seguido del empleo del jugo de los filtros en la fermentación. Esto se debe a que ambas variables inciden en el consumo de las materias primas fundamentales (miel y agua) provocando una disminución del costo total de producción y por lo tanto una mayor ganancia. La representación gráfica de lo antes expresado se puede observar a través del Diagrama de pareto y el Gráfico de efectos principales en la figura 3.6.

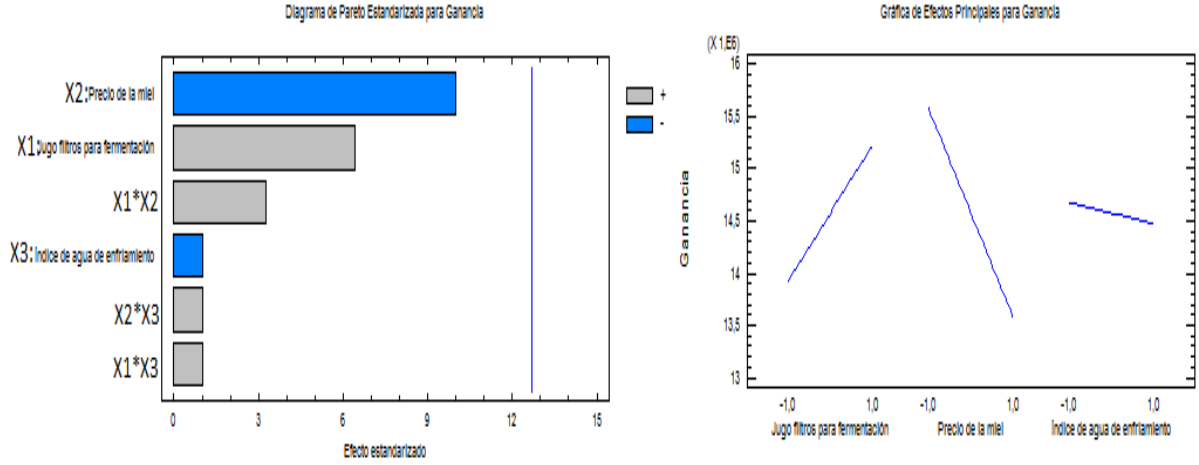

Figura 3.6: Diagrama de pareto y Gráfico de efectos principales.

En el Diagrama de pareto de la figura 3.6 se aprecia que todas las variables estudiadas y el efecto combinado entre ellas influyen en la ganancia, pero de manera más significativa el precio de la miel en su nivel inferior, seguido por la utilización del jugo de los filtros en la fermentación y la combinación de estas dos variables. En menor medida afecta la ganancia el índice del agua de enfriamiento y su combinación con las dos primeras variables. El Gráfico de efectos principales corrobora lo planteado anteriormente.

Finalmente, se realizó la optimización del modelo con el objetivo de maximizar la ganancia dando como resultado un valor óptimo de 15 994 200 $/año. En la tabla 3.16 se muestra la combinación de los niveles óptimos de las variables analizadas que maximiza la ganancia, alcanzándose para el empleo del jugo de los filtros en la fermentación, el menor precio de miel y el menor índice de consumo del agua de enfriamiento.

Tabla 3.16: Combinación de niveles óptimos para máxima ganancia.

Variable	Bajo	Alto	Óptimo
X_1:Jugo filtros para fermentación	-1,0	1,0	1,0
X_2:Precio de la miel	-1,0	1,0	-1,0
X_3:Índice de agua de enfriamiento	-1,0	1,0	-1,0

3.5 Conclusiones parciales.

1. El consumo de miel y agua requerido para la fermentación en Heriberto Duquesne disminuye en 38,2 % y en un 45,3 % respectivamente cuando se emplea el jugo de los filtros del central en esta etapa.
2. El consumo del vapor generado por la caldera en ambas destilerías se diferencia en 0,394 t/hL de alcohol producido, alcanzando Heriberto Duquesne la mayor relación con un valor de 0,566 t vapor/hL.
3. En la destilería Alficsa Plus S.A se necesitan 6,36 m^3 de agua / hL de alcohol menos que en Heriberto Duquesne, valor determinado por la presencia de dos ebullidores en el sistema.
4. El esquema propuesto de redistribución de corrientes en la etapa de destilación en la destilería Heriberto Duquesne permite disminuir el índice de consumo de agua de enfriamiento de 13,34 m^3/hL hasta 8,63 m^3 agua / hL de alcohol, así como el índice de consumo de vapor de 0,57 t/hL hasta 0,46 t/hL, consumiendo del vapor generado por la caldera solo la columna destiladora y la rectificatriz.

5. El diseño experimental y análisis estadístico del proceso de producción de AEF en la UEB Derivados “Heriberto Duquesne” demostró que de las variables estudiadas las que más influyen en la ganancia son el precio de la miel y el uso del jugo de los filtros en la fermentación.

CONCLUSIONES GENERALES.

1. En la destilería Heriberto Duquesne se producen 500 hL/d de alcohol extrafino y 597 hL/d de alcohol etílico rectificado como productos principales, Mientras que, en Alficsa Plus S.A se obtienen 900 hL/d de alcohol extrafino y se comercializan los alcoholes de mal gusto y el CO_2 liberado en la fermentación.
2. La destilería Heriberto Duquesne presenta mayor índice de consumo de vapor 0,566 t/hL con respecto a Alficsa Plus S.A 0,172 t/hL, así como mayor índice de consumo de agua de enfriamiento siendo 13,34 m^3 de agua/hL, mientras que el Alficsa Plus S.A es de 6,98 m^3 de agua/hL de alcohol.
3. El esquema de redistribución de corrientes propuesto en la destilería Heriberto Duquesne considera el aprovechamiento del calor presente en la salida de tres corrientes, disminuyendo el índice de consumo de agua de enfriamiento hasta 8,63 m^3 agua / hL de alcohol, lo cual representa un 35,3 %. También se reduce así el consumo de vapor hasta 0,46 t/hL, lo cual representa un 18,9 %, consumiendo del vapor generado por la caldera solo la columna destiladora y la rectificatriz.
4. En las ganancias alcanzadas en la destilería Heriberto Duquesne influye significativamente el precio de la miel y el empleo del jugo de los filtros en la fermentación.

RECOMENDACIONES

1. Realizar un estudio de integración para la alternativa de recirculación de corrientes propuestas en la etapa destilación de la destilería Heriberto Duquesne.
2. Recalcular el sistema de enfriamiento de la etapa de destilación en la destilería Heriberto Duquesne teniendo en cuenta la alternativa de recirculación de corrientes propuesta.
3. Realizar un análisis económico de la inversión propuesta en la alternativa de recirculación de corrientes de la destilería Heriberto Duquesne.
4. Presentar ante las autoridades de la destilería Heriberto Duquesne los resultados obtenidos en cuanto a la recirculación de corrientes en la destilación, para ver las posibilidades reales de su implementación en la práctica.

BIBLIOGRAFÍA

1. Alonso-Gómez, L. A. (2018). "Materias primas usadas para la producción de etanol de cuatro generaciones:retos y oportunidades." Agrociencia.
2. Asocaña (2019). "Aspectos generales del sector agroindustrial de la caña."
3. Barahona, P. P. (2019). Etanol celulósico: desarrollo de una tecnología óptima para la producción semi-continua., Universidad de Valladolid.
4. Begenisic, F. (2018). Estudio del desempeño externo del sector sucroalcoholero argentino. Facultad de Agronomía.Ciudad Autónoma de Buenos Aires, República Argentina Universidad de Buenos Aires.
5. Cahuana, J. C. F. (2017). Obtención de etanol absoluto por destilación y adsorción con sustancias higroscópicas. Facultad de Ingeniería Química. Universidad Nacional del Altiplano.
6. Cardona, C. A. (2005). "Simulación de los procesos de obtención de etanol a partir de caña de azúcar y de maíz." Scientia et Technica.
7. Castilla, J., O'Flaherty, V., Lens, P (2019). "Biorefineries: Industrial innovation and tendencies ." Biorefinery. Springer, Cham: pag 3-35.
8. Castillo, M. C. A. C. y. A. A. V. (2018). Propuesta para la reactivación de la producción artesanal de miel de caña y panela en la Parroquia San Pedro de Vilcabamba de la Provincia de Loja. Facultad de Ingeniería Química. Universidad de Guayaquil.
9. CGEE, B. y. (2008). Bioetanol de caña de azúcar.Energía para el desarrollo sostenible. Río de Janeiro.Brasil.
10. COUNCIL, U. S. G. (2018). "Creciendo el uso global del etanol."
11. Chacón, D. C. T. (2019). "Efecto del uso de diferentes antiespumantes en la fermentación anaerobia de Mucílago de cacao CCN-51 en diversas concentraciones de la levadura Saccharomyces cerevisiae y su influencia en la producción de bioetanol." Facultad de Ciencias Químicas Cuenca – Ecuador, Universidad de Cuenca.
12. Dallos, V. Q. (2018). Modelamiento, integración y evaluación exergética de la producción conjunta de bioetanol de primera, segunda y tercera generación, a partir de caña de azúcar y biomasa de microalgas. Tesis presentada en Opción

al Grado Científico de Doctora en Ingeniería Química. Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas Bucaramanga, Universidad industrial de Santander.

13. Díaz, A. F. (2015). Integración energética y análisis exergético de la obtención de alcohol extrafino.Tesis de grado. Departamento de Ingeniería Química, Univerisdad Central "Marta Abreu de Las Villas".

14. E.Treybal, R. (1985). Operaciones de transferencia de masa.

15. Estay, Y. S. (2016). "Manual de bebidas alcohólicas y vinagres".

16. Estévez, R. (2014). Manual Tecnológico Industria Alcoholera Cubana.

17. Garrido, N. (2014). "Eficiencia energética en destilerías cubanas con sistemas de dos columnas." Seminario interno de eficiencia industrial, ICIDCA, AZCUBA.

18. Garrido, N. y. A., D (2016). "Aspectos tecnológicos a tener en cuenta en la eficiencia de una destilería. ." Centro Azúcar. Vol. 43, No.2, 2016, pp. 57-67.

19. Gary Cox Toala, J. I. A., Constantino Tobalina. (2007). "Proyecto de implementación de una planta productora de etanol en base a la caña de azúcar,en la peninsula de Santa Elena,provincia de Guayas".

20. González, M., Fariñas, A., Martínez, Y., Castellano, L., Albernas, Y (2016). "Análisis energético e integración de la destilación de alcohol: método convencional y doble efecto ." Centro Azúcar. Vol. 43, No.3, 2016, pp. 49-65.

21. Guerra, J. E. G. (2013). Análisis y evaluación de variables en las etapas de fermentación y destilación para mejorar los niveles de producción y calidad de alcohol etílico rectificado. Facultad Agroindustrial., Filial Universitaria Municipal “Urbano Noris Cruz”.

22. Hernández, F. J. (2015). "Determinación de congéneres en alcohol extra neutro rectificado empleado en la elaboracion de bebidas alcohólicas ".

23. Herrera, J. P. (2010). "Mejora del proceso de destilación artesanal para la producción de etanol".

24. Koehler, N. (2019). "Powered with renewed energy".

25. Lefèvre, A. G. (2010). "Primera aproximación a las oportunidades y amenazas de los biocombustibles en centroamérica".

26. Leyva, E. P. P. Y. A. C. E. G. S. Y. C. T. R. F. (2010). "Análisis del proceso de obtención de alcohol extrafino en una destilería." Centro Azúcar.

27. Lopes, M. L. (2016). "Ethanol production in Brazil:a bridge between science ahd industry." Brazilian Journalof Microbiology.

28. López, A. F. (2013). Estudio sobre alternativas de mejoras tecnológicas en la destilería ALFICS.A.Tesis de grado. Departamento de ingeniería Química, Universidad Central "Marta Abreu "de Las Villas.

29. Martínez, A. C. d. A. (2019). Evaluación de esquemas de biorrefinería de segunda y tercera generación en una industria azucarera cubana. Tesis presentada en Opción al Grado Científico de Doctor en Ciencias Técnicas. Departamento de Ingeniería Química, Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas.

30. Mato, D. B. (2017). "Aspectos generales sobre la determinación de alcoholes superiores en bebidas alcohólicas." ICIDCA. Sobre los Derivados de la Caña de Azúcar. Vol. 51, núm. 3, septiembrediciembre, 2017, pp. 58-65.

31. Maza, L. E. L. d. l. (2019). "Análisis de componentes principales aplicado a la fermentación alcohólica." Revista Científica de la UCSA Vol.6 N.o2 Agosto.

32. Mcdonnell, B. (2016). "Distillation column design and analysis ".

33. Menes, D. D. V. (2010). "Mercado internacional de biocombustibles".

34. Monroy, A. (2017). "Generación de bioetanol como combustible alternativo a partir de compuestos lignocelulósicos a nivel de laboratorio." Revista de Energía Química y Física. Vol.4 No.13 49-57.

35. Morales, A. F. (2009). "Purificación de los líquidos por destilación".

36. Mulet-Hing, M. (2013). "Automatización de la destilación de alcohol de la UEB destilería de la ronera Santiago de Cuba." Tecnología Química XXXIII: pp.5-11.

37. Neerupudi Kishore Babu , B. S., Kesavapillai Balakrishnan , Tamanam Raghava Rao and Gudapaty Seshagiri Rao (2012). "Study of Sugarcane Pieces as Yeast Supports for Ethanol Production from Sugarcane Juice and Molasses Using Newly Isolated Yeast from Toddy Sap."

38. Nogueira, L. A. H. (2006). "Costos y precios para etanol combustible en América Central".

39. Osorio, M. M. D. (2015). "Destilación de una mezcla etanol-agua en procesos en continuo y discontinuo".

40. Ovalle, A. R. (2016). Evaluación de una propuesta tecnológica para la obtención de alcohol orgánico en la destileria "Santa Fé",perteneciente a la UEB Derivados "Heriberto Duquesne". Departamento de Ingeniería Química, Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas.

41. Paulovà, L. (2013). "Advanced Fermentation Processes".

42. Pérez, O. (2010). "Simplificaciones en el cálculo de columnas de destilación alcohólica." Información Tecnológica Vol.21(6).

43. Pérez, O. (2011). Modelación, simulación y análisis con fines energéticos de destilerías de etanol hidratado. Departamento de Ingeniería Química. La Habana, Instituto Superior Politécnico “José Antonio Echeverría”.

44. Regalado, R. E. H. (2018). Modelación neuronal de la etapa de fermentación en la Ronera de San José. La Habana, Instituto Superior Politécnico José Antonio Echeverría (Cujae).

45. Shinnosuke Onuki , J. A. K., Johannes van Leeuwen , William S. Jenks ,Lingshuang Cai and David A. Grewell (2008). "Ethanol production, purification, and analysis techniques: a review".

46. Souza, M. O. d. (2015). "Sugarcane processing for ethanol and sugar in Brazil".

47. Tapia, J. F. O. (2019). Obtención de alcohol a partir del tallo de maíz para aplicación como combustible. Facultad de Ingeniería Mecánica, Universidad Internacional SEK.

48. Varela, V. H. C. M. y. T. D. T. (2016). Caracterización de la flegmas para la identificación de la mayor cantidad de aceite de fusel en una columna rectificadora. Facultad de Ingeniería Química. Trujillo,Perú, Universidad Nacional de Trujillo.

49. Zabed, H. (2014). "Bioethanol Production from Fermentable Sugar Juice." The Scientific World Journal Volume 2014,Article ID 957102: 11 pages.

50. Zannol, C. V. (2016). Factibilidad económica de producción de biodiesel a partir de microalgas en Argentina. Escuela de Postgrado. Buenos Aires, Instituto Tecnológico de Buenos Aires.

ANEXOS

ANEXO 1: LEYENDA UTILIZADA EN LOS BALANCES DE MASA EN LA ETAPA DE FERMENTACIÓN EN LA DESTILERÍA HERIBERTO DUQUESNE.

Prefermentación:	
Fa:	Fosfato amonio.
Cc pf:	Concentración celular en el prefermentador.
Vpf:	Volumen de trabajo del prefermentador.
Sa:	Sulfato de amonio.
Sn:	Suplemento de nutriente para levadura.
Ef:	Eficiencia de la fermentación.
ARF miel:	Azúcares reductores fermentables en la miel.
ARF f	Concentración de ARF en fermentación en función del grado alcohólico alcanzado y la eficiencia en la fermentación deseados.
ARF pf:	Concentración de ARF en prefermentación.
Vpf propagación	Volumen en prefermentación para propagación.
ARR pf:	Azúcares reductores residuales en prefermentación.
M pf:	Melaza para prefermentación.
ρ_{agua}	Densidad del agua.
ρ_{miel}	Densidad de la miel.
A pf:	Agua para prefermentación.
$\rho_{mosto\ débil}$	Densidad del mosto débil.
L cm:	Levadura producida en cuba madre.
Md:	Mosto débil.
Mf:	Mosto a fermentar.
% Al ps:	Porciento de alcohol en pie siembra.
Al pf:	Alcohol formado en la cuba madre en prefermentación.
CO_2 pf:	Dióxido de carbono formado en prefermentación.
Fermentación:	
Vf:	Volumen trabajo de los fermentadores.
Vf inóculo:	Volumen de prefermento para inocular a los fermentadores.
Me f:	Melaza para fermentación.
Af:	Agua para fermentación.
$\rho_{vino\ f}$:	Densidad del vino de los fermentadores.
Cp vino f:	Calor específico del vino en los fermentadores.

∆T f:	Variación de temperatura en fermentación.
Cp agua enf:	Calor específico del agua de enfriamiento.
∆T agua enf:	Variación de temperatura del agua de enfriamiento.
Bx mf:	Brix del mosto fuerte.
Bx miel:	Brix de la miel.
% Al ps:	Porciento de alcohol en pie siembra.
A enf:	Agua de enfriamiento en los fermentadores.
Mf:	Mosto a fermentar.
Al f:	Alcohol formado en fermentación.
Al total:	Alcohol total formado en la etapa de fermentación en general.
CO_2 f:	Dióxido de carbono formado en fermentación.
Me total:	Miel total en la etapa de fermentación en general.
A total:	Agua total utilizada en la etapa de fermentación en general.
CO_2 total:	Dióxido de carbono total generado en la etapa de fermentación.
Fermentación con jugo de los filtros	
Bx JF:	Brix del jugo de los filtros.
JF:	Jugo de los filtros.
Me JF:	Cantidad de miel utilizada cuando se emplea el jugo de los filtros.
A JF:	Cantidad de agua utilizada cuando se emplea el jugo de los filtros.

ANEXO 2: DATOS UTILIZADOS EN LOS BALANCES DE MASA Y ENERGÍA EN LA FERMENTACIÓN EN LA DESTILERÍA HERIBERTO DUQUESNE.

Datos	Valor	UM
Concentración celular en el prefermentador (Cc pf)	10	kg/m^3
Volumen de trabajo del prefermentador (Vpf)	12,5	m^3
Eficiencia de la fermentación (Ef)	82	%
Volumen de trabajo del prefermentador propagación (Vpf)	2,5	m^3
Azúcares reductores residuales en prefermentación (ARR pf)	40	Kg/m^3
Azúcares reductores fermentables en la miel (ARF miel)	52,69	%
Densidad mosto débil	1060,37	Kg/m^3
Porciento de alcohol en pie siembra (% Al ps)	3,5	%
Rendimiento	42	%
Volumen trabajo de los fermentadores (Vf)	100	m^3
Volumen de prefermento para inocular (Vf inóculo)	10	m^3
Calor específico de la levadura (Cp lev)	2800	KJ/Kg
Calor específico del alcohol en la cuba madre (Cp Al cm)	117	KJ/Kg

Densidad del vino de los fermentadores (ρ vino f)	1015	Kg/m^3
Calor específico del vino en los fermentadores (Cp vino f)	4,18	KJ/kg°C
Variación de temperatura en fermentación (△T f)	4	°C
Calor específico del agua de enfriamiento (Cp agua enf)	4,18	KJ/kg°C
Variación de temperatura del agua de enfriamiento.	20	°C
Brix del mosto fuerte (Bx mf)	22	
Brix JF	14,85	
Brix Mosto a fermentar	17,08	
Brix de la miel (Bx miel)	85	
Porciento de alcohol en pie siembra (% Al ps)	3,5	%

ANEXO 3: LEYENDA UTILIZADA EN LOS BALANCES DE MASA EN LA ETAPA DE DESTILACIÓN EN LA DESTILERÍA HERIBERTO DUQUESNE.

Columna Destiladora:	
Fv:	Flujo másico de vino caliente para destilar.
V_1:	Flujo de vapor que entra a la columna destiladora.
Fa:	Flujo de vapores alcohólicos.
Vz:	Flujo de vinaza residual.
x Fv:	Composición del vino.
xa:	Composición de vapores alcohólicos.
xVz:	Composición de la vinaza.
$\frac{kg\ V_1}{Kg\ vino}$	Relación entre la cantidad de vapor y vino alimentados a la columna destiladora.
Columna Rectificadora:	
C:	Alcohol de colas.
Cb_1:	Alcohol de cabezas que salen de la columna rectificadora.
AER:	Alcohol etílico rectificado.
xC:	Composición del alcohol de colas.
x Cb_1:	Composición del alcohol de cabezas que sale de la rectificadora.
x AER:	Composición del alcohol etílico rectificado.
$\frac{\%\ C}{AER}$	Relación entre el porciento de alcohol de colas respecto la cantidad de alcohol etílico rectificado.
$\frac{\%\ Cb_1}{AER}$	Relación entre el porciento de alcohol de cabezas que salen de la rectificadora respecto la cantidad de alcohol etílico rectificado.
% AER	Porciento de alcohol etílico rectificado que se alimenta a la columna lavadora.

AER Lav:	Alcohol etílico rectificado para alimentar a la columna lavadora.
AER almac:	Alcohol etílico rectificado para almacenar.
Columna Lavadora:	
F(H_2O):	Flujo de agua alimentada a la columna lavadora.
V_2:	Flujo de vapor que entra a la columna lavadora.
AL:	Flujo de alcohol lavado.
xAL:	Composición del alcohol lavado.
Cb_2:	Alcohol de cabezas que sale de la columna lavadora.
xCb$_2$:	Composición del alcohol de cabezas que sale de la columna lavadora.
$\frac{\% \boldsymbol{Cb_2}}{\boldsymbol{AER}}$	Relación entre el porciento de alcohol de cabezas respecto la cantidad de alcohol etílico rectificado.
$\frac{\boldsymbol{Kg\ V_2}}{\boldsymbol{Kg\ AER}}$	Relación entre la cantidad de vapor y alcohol etílico rectificado alimentados a la columna lavadora.
Columna Rectificatriz:	
AF:	Alcohol Fino.
xAF:	Composición del alcohol fino.
Ca:	Alcohol de colas altas.
xCa:	Composición del alcohol de colas altas.
Cm:	Alcohol de colas medias.
xCm:	Composición del alcohol de colas medias.
Cba:	Alcohol de colas bajas.
xCb:	Composición del alcohol de colas bajas.
V_3:	Flujo de vapor que entra a la columna rectificatriz.
Fl $_1$:	Flemazas que salen de la columna rectificatriz.
xFl $_1$:	Composición de las flemazas que salen de la rectificatriz.
Cb_3:	Alcohol de cabezas que salen de la rectificatriz.
xCb$_3$:	Composición del alcohol de cabezas que salen de la rectificatriz.
$\frac{\boldsymbol{Kg\ V_3}}{\boldsymbol{Kg\ AL}}$	Relación entre la cantidad de vapor y alcohol lavado alimentados a la columna rectificatriz.
$\frac{\boldsymbol{Kg\ Cb_3}}{\boldsymbol{Kg\ AL}}$	Relación entre la cantidad de alcohol de cabezas que salen de la rectificatriz y la cantidad de alcohol lavado alimentado.
$\frac{\boldsymbol{Kg\ Fl_1}}{\boldsymbol{Kg\ AL}}$	Relación entre la cantidad de flemazas que salen de la rectificatriz y la cantidad de alcohol lavado alimentado.
$\frac{\boldsymbol{Kg\ Cm}}{\boldsymbol{Kg\ AL}}$	Relación entre la cantidad de alcohol de colas medias que salen de la rectificatriz y la cantidad de alcohol lavado alimentado.

$\frac{Kg\ Cba}{Kg\ AL}$	Relación entre la cantidad de alcohol de colas bajas que salen de la rectificatriz y la cantidad de alcohol lavado alimentado.
Fusel:	Aceite de fusel.
Columna Desmetilizadora:	
M:	Alcohol metílico.
xM:	Composición del alcohol metílico.
AEF:	Alcohol extrafino.
xAEF:	Composición del alcohol extrafino.
V_4:	Flujo de vapor que se alimenta a la columna desmetilizadora.
$\frac{Kg\ M}{Kg\ AF}$	Relación entre la cantidad de alcohol metílico que sale de la desmetilizadora y la cantidad de alcohol fino alimentado.
$\frac{Kg\ V_4}{Kg\ AF}$	Relación entre la cantidad de vapor y alcohol fino alimentados a la columna desmetilizadora.
Columna Recuperadora:	
F Cb:	Flujo de alcoholes(metílico, de colas y de cabezas)que se alimentan a la columna recuperadora.
xFCb:	Composición del flujo de alcoholes alimentados a la columna recuperadora.
Cb_4:	Alcoholes de cabezas que salen de la columna recuperadora.
xCb_4:	Composición de los alcoholes de cabezas que salen de la recuperadora.
AR:	Alcohol recuperado.
xAR:	Composición del alcohol recuperado.
Fl_2:	Flemazas que salen de la recuperadora.
xFl_2:	Composición de las flemazas que salen de la recuperadora.
V_5:	Flujo de vapor que se alimenta a la columna recuperadora.
$\frac{Kg\ Cb_4}{Kg\ AR}$	Relación entre la cantidad de alcohol de cabezas y la cantidad de alcohol recuperado que salen de la columna recuperadora.
$\frac{Kg\ V_5}{Kg\ AEF}$	Relación entre la cantidad de vapor alimentado a la columna rectificatriz y la cantidad de alcohol extrafino producido.
$\frac{Kg\ V_5}{Kg\ F\ Cb}$	Relación entre la cantidad de vapor y el flujo de alcoholes(metílico, de colas y de cabezas que se alimentan a la columna recuperadora.

ANEXO 4: DATOS UTILIZADOS EN LOS BALANCES DE MASA EN LA ETAPA DE DESTILACIÓN EN LA DESTILERÍA HERIBERTO DUQUESNE.

Columna	Datos	Valor	UM
Destiladora	Flujo de vino para destilar (Fv)	36 750	kg/h
	Composición del vino (x Fv)	0,055	p/p
	Composición de las vinazas (x Vz)	0,004	
	Composición de los vapores alcohólicos (x Fa)	0,421	
	Relación kg V_1/kg vino (dato fábrica)	0,17	-
Rectificadora	Composición del alcohol de colas (x C)	0,521	p/p
	Composición del alcohol de cabezas (x Cb_1)	0,91	
	Composición del alcohol etílico rectificado (x AER)	0,91	
	Relación %C / AER (dato fábrica)	0,04	-
	Relación %Cb_1 / AER (dato fábrica)	0,02	
	% AER para alimentar a la columna lavadora	51,2	%
Lavadora	Composición del alcohol lavado (x AL)	0,155	p/p
	Composición del alcohol de cabezas (x Cb_2)	0,51	
	Relación %Cb_2 / AER (dato fábrica)	0,04	-
	Relación Kg V_2/Kg AER (dato fábrica)	0,73	
Rectificatriz	Composición del alcohol fino (x AF)	0,944	p/p
	Composición del alcohol de colas altas (x Ca)	0,91	
	Composición del alcohol de colas medias (x Cm)	0,625	
	Composición del alcohol de colas bajas (x Cb)	0,377	
	Composición de las flemazas (x Fl_1)	0,12	
	Composición del alcohol de cabezas (xCb_3)	0,944	
	Relación Kg V_3/ Kg AL (dato fábrica)	0,3445	-
	Relación Kg Cb_3/Kg AL (dato fábrica)	0,00473	
	Relación Kg Fl_1 / Kg AL (dato fábrica)	1,18	
	Relación Kg Cm/Kg AL (dato fábrica)	0,00469	
	Relación Kg Cba/Kg AL (dato fábrica)	0,00952	
Desmetilizadora	Composición del alcohol metílico (x M)	0,152	p/p
	Composición del alcohol extrafino (xAEF)	0,963	
	Relación Kg M / Kg AF (dato fábrica)	0,025	-
	Relación Kg V4 / Kg AF (dato fábrica)	0,187	

Recuperadora	Composición de alcoholes que se alimentan (F Cb)	0,57	p/p
	Composición de los alcoholes de cabezas (xCb_4)	0,91	p/p
	Composición del alcohol recuperado (xAR)	0,91	
	Relación Kg Cb_4 / Kg AR (dato fábrica)	0,2	-
	Relación Kg V_5 / Kg AEF (dato fábrica)	0,16	
	Relación KgV_5 / FCb (dato fábrica)	0,79	

ANEXO 5: LEYENDA UTILIZADA EN LOS BALANCES DE ENERGÍA EN LA ETAPA DE DESTILACIÓN EN LA DESTILERÍA HERIBERTO DUQUESNE.

Columna Rectificadora.(Condensador Principal y Condensador de Cabezas)	
Cb_1:	Cabezas de la columna rectificadora.
V cond:	Vapores condensables para el condensador principal.
$\boldsymbol{\lambda_{V\ cond}}$:	Entalpía de los vapores condensables para condensador principal.
T V cond:	Temperatura de los vapores condensables.
Cp agua:	Calor específico del agua.
R $_1$:	Relación de reflujo de la columna rectificadora.
Te i:	Temperatura de entrada del agua de enfriamiento a los condensadores.
Ts i:	Temperatura de salida del agua de enfriamiento a los condensadores.
Cond $_1$:	Condensado del calientavinos.
Cond $_2$:	Condensado del condensador principal.
$\boldsymbol{\rho_{agua}}$:	Densidad del agua.
$\boldsymbol{\lambda_{V\ Cab\ 1}}$:	Entalpía de los vapores de cabezas para condensador de cabezas.
V tope $_1$:	Vapor que sale por el tope de la columna rectificadora.
$\boldsymbol{\lambda_{V\ tope\ 1}}$:	Entalpía de los vapores que salen por el tope de la rectificadora.
Ref $_1$:	Reflujo de la columna rectificadora.
Hg i:	Entalpía del gas.
Hl i:	Entalpía del líquido.
V Cab_1:	Vapor de cabezas que salen del condensador principal.
Text ref:	Tasa externa de reflujo de la columna rectificadora.
%Al Cb_1:	% alcohólico de las cabezas que salen de la columna rectificadora.
A $_1$:	Agua de enfriamiento empleada en el condensador principal.
A $_2$:	Agua de enfriamiento empleada en el condensador de cabezas.
A total $_1$:	Agua de enfriamiento total en la columna.
Columna Lavadora.(Condensador Primario y Condensador Secundario)	

Cb_2:	Cabezas de la columna lavadora.
V tope $_2$:	Vapor que sale por el tope de la columna lavadora.
$\boldsymbol{\lambda_{V\ tope\ 2}}$:	Entalpía de los vapores que salen por el tope de la columna lavadora.
Ref $_2$:	Reflujo de a columna lavadora.
R_2:	Relación de reflujo de la columna lavadora.
V Cab $_2$:	Vapor de cabezas que salen del condensador primario de la lavadora.
A $_3$:	Agua de enfriamiento empleada en el condensador primario.
A $_4$:	Agua de enfriamiento empleada en el condensador secundario.
$\boldsymbol{\lambda_{V\ Cab\ 2}}$:	Entalpía de los vapores de cabezas que salen del condensador primario de la lavadora
A total $_2$:	Agua de enfriamiento total en la columna.
Columna Rectificatriz.(Condensador Primario y Condensador Secundario)	
Cb_3:	Cabezas de la columna rectificatriz.
$\boldsymbol{\rho_{agua}}$:	Densidad del agua.
V tope $_3$:	Vapor que sale por el tope de la columna rectificatriz.
$\boldsymbol{\lambda_{V\ tope\ 3}}$:	Entalpía de los vapores que salen por el tope de la columna rectificatriz.
T Cab $_1$:	Tasa de cabezas de la rectificatriz.
R_3:	Reflujo de la columna rectificatriz.
V Cab $_3$:	Vapor de cabezas que salen del condensador primario de la rectificatriz.
$\boldsymbol{\lambda_{V\ Cab\ 3}}$:	Entalpía de los vapores de cabezas que salen del condensador primario de la rectificatriz.
A $_5$:	Agua de enfriamiento empleada en el condensador primario.
A $_6$:	Agua de enfriamiento empleada en el condensador secundario.
A total $_3$:	Agua de enfriamiento total en la columna.
Columna Desmetilizadora.(Condensador Primario y Condensador Secundario)	
M:	Alcohol metílico.
V tope $_4$:	Vapor que sale por el tope de la columna rectificatriz.
$\boldsymbol{\lambda_{V\ tope\ 4}}$:	Entalpía de los vapores que salen por el tope de la columna rectificatriz.
T met:	Tasa de metilos en la desmetilizadora.
AEF:	Alcohol extrafino.
R_4:	Reflujo de la columna desmetilizadora.
V met:	Vapores metílicos.
$\boldsymbol{\lambda_{V\ met}}$:	Entalpía de los vapores metílicos.
A $_7$:	Agua de enfriamiento empleada en el condensador primario.
A $_8$:	Agua de enfriamiento empleada en el condensador secundario.
A total $_4$:	Cantidad de agua de enfriamiento total en la columna.

Columna Recuperadora.(Condensador Primario y Condensador Secundario)

AR:	Alcohol recuperado.
V tope $_5$:	Vapor que sale por el tope de la columna recuperadora
$\boldsymbol{\lambda_{V\ tope\ 5}}$:	Entalpía de los vapores que salen por el tope de la columna recuperadora.
T Cab $_2$:	Tasa de cabezas de la recuperadora.
R_5:	Reflujo de la columna recuperadora.
V Cab $_4$:	Vapor de cabezas que salen del condensador primario.
$\boldsymbol{\lambda_{V\ Cab\ 4}}$:	Entalpía de los vapores de cabezas que salen del condensador primario
A $_9$:	Agua de enfriamiento empleada en el condensador primario.
A $_{10}$:	Agua de enfriamiento empleada en el condensador secundario.
A total $_5$:	Cantidad de agua de enfriamiento total en la columna.

ANEXO 6: DATOS UTILIZADOS EN LOS BALANCES DE ENERGÍA EN LA ETAPA DE DESTILACIÓN EN LA DESTILERÍA HERIBERTO DUQUESNE.

Columna	Condensador	Datos	Valor	UM
Rectificadora	Principal	Cb_1	83,67	kg/h
		$\lambda_{V\ cond}$	286,83	kcal/kg
		T V cond	79	°C
		Cp agua	1	kcal/Kg °C
		Te $_1$	33,5	°C
		Ts $_1$	45	
		$\boldsymbol{\rho_{agua}}$	1000	kg/m^3
		%Al Cb_1	4	%
		Text ref	4	-
		R_1	15	-
		Hg $_1$	325	kcal/kg
		Hl $_1$	62	kcal/kg
	Cabezas	$\lambda_{V\ Cab\ 1}$	325	kcal/kg
		Te $_2$	33,5	°C
		Ts $_2$	34,6	
Lavadora	Primario	Cb_2	86	kg/h
		Te $_3$	34	°C
		Ts $_3$	39	
		$\lambda_{V\ tope\ 2}$	441,63	kcal/kg

		R 2	20	-
		Hg 2	480	kcal/kg
		Hl 2	72	kcal/kg
	Secundario	Te 4	34	°C
		Ts 4	39	
		$\lambda_{V\ \boldsymbol{Cab\ 2}}$	470	kcal/kg
Rectificatriz	Primario	Te 5	34	°C
		Ts 5	44	
		$\lambda_{V\ tope\ 3}$	273,67	kcal/kg
		Tasa 1	3	%
		T Cab 1	0,03	
		AF	1732	kg/h
		R 3	92	
		Hg 3	300	kcal/kg
		Hl 3	60	kcal/kg
	Secundario	Te 6	34	°C
		Ts 6	35	°C
		$\lambda_{V\ \boldsymbol{Cab\ 3}}$	300	kcal/kg
Desmetilizadora	Primario	Te 7	34	°C
		Ts 7	39	
		$\lambda_{V\ tope\ 4}$	266,32	kcal/kg
		Tasa 2	16	%
		T met	0,025	
		AEF	1 688,54	kg/h
		R 4	16	
		Hg 4	300	kcal/kg
		Hl 4	60	kcal/kg
	Secundario	Te 8	34	°C
		Ts 8	39	
		$\boldsymbol{\lambda_{V\ met}}$	610	kcal/kg
Recuperadora	Primario	Te 9	34	°C
		Ts 9	39	
		$\lambda_{V\ tope\ 5}$	286,83	kcal/kg
		Tasa 3	3	%
		T Cab 2	0,2	

		AR	217,77	kg/h
		R 5	17	
		Hg 5	325	kcal/kg
		Hl 5	62	kcal/kg
	Secundario	Te 10	34	°C
		Ts 10	39	
		$\lambda_{V\ Cab\ 4}$	325	kcal/kg

ANEXO 7: LEYENDA UTILIZADA EN LOS BALANCES DE MASA EN LA ETAPA DE FERMENTACIÓN EN ALFICSA PLUS S.A.

Prefermentación.	
$\rho_{alcohol}$:	Densidad del alcohol.
ARF Me:	Azúcares reductores fermentables en la miel que entra al primer mezclador.
°Bx Me:	Brix de la miel de entrada al primer mezclador.
°Bx Mi:	Brix de la miel de salida del primer mezclador.
ρ_{agua}:	Densidad del agua.
Me:	Flujo de miel que entra al primer mezclador.
Mi:	Flujo de miel que sale del primer mezclador.
Ag 1:	Agua alimentada al primer mezclador.
As:	Consumo de Ácido sulfúrico.
Mdi:	Flujo de miel diluida a la salida del depósito de acidificación de mosto.
Md_2:	Flujo de miel que entra al segundo mezclador.
Ag 2:	Consumo de agua en el segundo mezclador.
Mc:	Flujo de miel diluida a 16 °Bx que sale del segundo mezclador y que se alimenta a la cuba madre.
Mf:	Mosto fuerte.
Md:	Mosto débil.
ART miel:	Azúcares reductores totales en miel.
ARF miel cm:	Azúcares reductores fermentables en miel que entra a la cuba madre
R pf:	Rendimiento en prefermentación.
C lev:	Concentración de la levadura.
% AL ps:	Porciento alcohólico en el pie de siembra.
$\rho_{mosto\ débil}$	Densidad del mosto débil.
Índice N:	Índice de consumo de nutrientes

Índice A:	Índice de consumo de antiespumante.
Cp lev:	Calor específico de la levadura.
Cp Al cm:	Calor específico del alcohol formado en la cuba madre.
Lcm:	Levadura producida en la cuba madre.
Al pf:	Alcohol formado en la cuba madre en prefermentación.
CO_2 pf:	Dióxido de carbono formado en prefermentación.
Fermentación.	
M:	Mosto a fermentar.
$\overline{Bx_M}$:	Brix promedio de la corriente de mosto a fermentar.
Md $_1$:	Flujo de miel que entra al tercer mezclador.
Ag $_3$:	Consumo de agua en el tercer mezclador.
Mf $_1$:	Flujo de miel que sale del tercer mezclador y se alimenta al fermentador.
Al f:	Alcohol formado en fermentación.
CO_2 f:	Dióxido de carbono formado en la fermentación.
Al total:	Alcohol total formado en la etapa de fermentación en general.
CO_2 total:	Dióxido de carbono total formado en la etapa de fermentación en general.

ANEXO 8: DATOS UTILIZADOS EN LOS BALANCES DE MASA EN LA FERMENTACIÓN EN ALFICSA PLUS S.A.

Datos	Valor	UM
Producción de alcohol	900	hL/d
Densidad del alcohol (ρ Alcohol)	0,798	kg/L
Rendimiento Industrial	40	%
(ARF miel)	48	%
Brix de la miel de entrada (°Bx Me)	85	°Bx
Brix de la miel de salida (°Bx Mi)	40	°Bx
Densidad del agua (ρ agua)	1000	kg/m^3
Densidad del Ácido Sulfúrico ρ(Ácido Sulfúrico)	1840	kg/m^3
Índice de consumo de Ácido Sulfúrico (Índice As)	2,76	Kg/Hl
Brix mosto fuerte (°Bx Mf)	24	°Bx
Brix mosto débil (°Bx Md)	16	°Bx
Brix Miel diluida que sale de acidificación (°Bx Mdi)	40	°Bx
Brix miel de entrada al segundo mezclador (Md $_2$)	40	°Bx
Brix miel diluida que sale del segundo mezclador (Mc)	16	°Bx

Brix de la miel que entra al tercer mezclador (Md_1)	40	°Bx
Brix de la miel que sale del tercer mezclador (Mf_1)	16	°Bx
Azúcares reductores totales en miel (ART miel)	56	%
Azúcares reductores fermentables en miel que entra a la cuba madre (ARFmiel cm)	52,5	%
Rendimiento en prefermentación (R pf)	42	%
Concentración de la levadura (C lev)	5	kg/m^3
% alcohólico en el pie de siembra (% Al ps)	3,5	%
Densidad del mosto débil (ρ mosto débil)	1 060,37	kg/m^3
Índice de consumo de miel	0,38	t/hL
Índice de consumo de nutrientes (Índice N)	0,21	kg/Hl
Índice de consumo de antiespumante (Índice A)	0,08	kg/Hl
Calor específico de la levadura (Cp lev)	2800	kJ/Kg
Calor específico del alcohol en la cuba madre (Cp Al cm)	117	kJ/Kg
Concentración celular en el prefermentador (Cc pf)	10	kg/m^3
Volumen de trabajo de los fermentadores (V f)	288	m^3
Volumen de prefermento para inocular (Vf inóculo)	10	m^3
Eficiencia fermentación (Ef)	82	%
Concentración de ARF en fermentación (ARF f)	105,65	kg/m^3
Azúcares reductores residuales prefermentación (ARRpf)	40	kg/m^3
Densidad miel (ρ miel)	1450,18	kg/m^3

ANEXO 9: LEYENDA UTILIZADA EN LOS BALANCES DE MASA EN LA ETAPA DE DESTILACIÓN EN ALFICSA PLUS S.A.

Columna Destiladora (C-510)	
Qv:	Flujo volumétrico de vino caliente para destilar.
Fv:	Flujo másico de vino caliente para destilar.
Qm:	Flujo másico de alcohol en el vino
$\boldsymbol{\rho_{vino}}$:	Densidad del vino.
Fl-510:	Flemas alcohólicas (Flemazas) que salen de la columna destiladora.
Vz-510:	Flujo de vinaza residual.
Gv-510:	Flujo de vapor del ebullidor que se alimenta a la columna destiladora.
x Fv:	Composición del vino.
x Fl-510:	Composición de las flemas alcohólicas.
x Vz-510:	Composición de la vinaza.
Ebullidor (E-510)	

A-510:	Agua que sale del ebullidor.
GA-540:	Flujo de agua que sale de la columna rectificadora.
CA-540:	Condensado alcohólico que sale del ebullidor.
R-540:	Reflujo de la columna rectificadora.
$\boldsymbol{\rho}$ $(\boldsymbol{R-540})$	Densidad del reflujo de la columna rectificadora.
H (GA-540):	Entalpía del flujo de agua que sale de la columna rectificadora.
H (A-510):	Entalpía del flujo de agua que sale del ebullidor.
λ (A-510):	Entalpía especifica de vaporización del flujo de agua que sale del ebullidor.
Columna Preconcentradora (C-520):	
Vc-520:	Vapor directo a la columna preconcentradora.
D-520:	Condensado alcohólico que se alimenta a la columna hidroselectora.
W-520:	Vinazas de la columna preconcentradora.
VC:	Vapor producido por la caldera.
x D-520:	Composición del condensado alcohólico.
Columna Hidroselectora (C-536):	
Gv-536:	Vapores que salen por el tope de la columna hidroselectora.
R-536:	Reflujo de la columna hidroselectora.
D-536:	Extracción de cabeza.
x D-536:	Composición de la extracción de cabeza.
AL-536:	Agua que entra a la columna hidroselectora.
Vc-536:	Vapor directo a la columna hidroselectora.
W-536:	Alcohol lavado que sale de la columna hidroselectora.
x W-536:	Composición alcohol lavado.
$\boldsymbol{\rho}$ $(\boldsymbol{R-536})$	Densidad del reflujo de la columna hidroselectora.
Columna Rectificadora (C-540):	
Gv-540:	Vapores alcohólicos que salen por el tope de la columna.
Vc-540:	Vapor directo que entra a la columna rectificadora.
D-540:	Destilado que sale de la columna rectificadora.
x D-540:	Composición del destilado que sale de la columna rectificadora.
P-540:	Extracción de las primas.
x P-540:	Composición de la extracción de las primas.
AF:	Aceite de fusel.
x AF:	Composición del aceite de fusel.
H (Vc-540):	Entalpía del vapor directo que entra a la columna.
H (Gv-540):	Entalpía vapores alcohólicos que salen por el tope de la columna.

H (D-540):	Entalpía del destilado que sale de la columna.
H (W-536):	Entalpía del alcohol lavado que sale de la columna hidroselectora.
H (AF):	Entalpía del aceite de fusel.
Columna Desmetilizadora (C-550):	
M:	Alcohol metílico.
xM:	Composición del alcohol metílico.
AEF:	Alcohol extrafino.
xAEF:	Composición del alcohol extrafino.
$\boldsymbol{\rho}$ $(\boldsymbol{AEF})$:	Densidad del alcohol extrafino.

ANEXO 10: DATOS UTILIZADOS EN LOS BALANCES DE MASA EN LA ETAPA DE DESTILACIÓN EN ALFICSA PLUS S.A.

Columna	Datos	Valor	UM
Destiladora (C-510)	Flujo volumétrico de vino (Qv) (dato fábrica)	64,2	m^3/h
	Composición del vino (x Fv)	0,048	p/p
	Composición flemas alcohólicas (x Fl-510)	0,321	
	Composición de la vinaza (x Vz-510)	0	
Ebullidor (E-510)	Reflujo columna rectificadora (R-540)	25,1	m^3/h
	Densidad reflujo rectificadora (ρ R-540)	719,73	Kg/m^3
	Datos balance de energía para calcular (A-510): H (GA-540) (a 120ºC y 2 atm)	540	kJ/kg
	H (A-510) (a 80ºC y 0,52 atm)	342,61	
	λ (A-510) (a 80ºC y 0,52 atm)	2 304,18	
Preconcentradora (C-520)	Vapor producido por la caldera (VC)	10000	kg/h
	Composición condensado alcohólico (x D-520)	0,7595	p/p
Hidroselectora (C-536)	Reflujo (R-536) (a 60ºC) (dato fábrica)	2,6	m^3/h
	Densidad reflujo hidroselectora (ρ R-536)	755,44	Kg/m^3
	Composición alcohol lavado (x W-536)	0,161	p/p
	Composición extracción de cabeza (x D-536)	0,914	
	H(Vc-536)	2207	kJ/Kg
	H(D-520)	319,224	KJ/Kg
	H(Al-536)	334,4	KJ/Kg
	H(D-536)	1358,5	KJ/Kg
	H(W-536)	407	KJ/Kg
Rectificadora (C-540)	Composición extracción de las primas (x P-540)	0,955	p/p
	Composición destilado que sale (D-540)	0,955	

	Composición del aceite de fusel (x AF)	0,247	
	H (Vc-540)	2207	kJ/kg
	H (GA-540)	504	
	H (Gv-540)	324,69	
	H (D-540)	259,76	
	H (W-536)	407	
	H (AF)	598	
Desmetilizadora (C-550)	Densidad del alcohol extrafino (ρ AEF)	755,44	Kg/m^3

ANEXO 11: LEYENDA UTILIZADA EN LOS BALANCES DE ENERGÍA EN LA ETAPA DE DESTILACIÓN EN ALFICSA PLUS S.A.

Columna Preconcentradora (C-520).Condensador E-526 y E-528.	
D-520:	Condensado alcohólico que se alimenta a la columna hidroselectora.
V tope $_1$:	Vapor que sale por el tope de la columna.
Cond $_1$:	Condensado del calientavinos.
Cond $_2$:	Condensado del condensador principal.
V cond:	Vapores condensable que entran al E-526.
$\boldsymbol{\lambda_{V\ cond\ 1}}$:	Entalpía de los valores condensables que entran al E-526.
R $_1$:	Relación de reflujo de la columna preconcentradora.
Ref $_1$:	Reflujo de la columna preconcentradora.
Cp agua:	Calor específico del agua.
$\boldsymbol{\rho_{agua}}$:	Densidad del agua.
Te $_1$:	Temperatura de entrada del agua de enfriamiento a los condensadores.
Ts $_1$:	Temperatura de salida del agua de enfriamiento a los condensadores.
Hg $_1$:	Entalpía de gas en la columna preconcentradora.
Hl $_1$:	Entalpía del líquido en la columna preconcentradora.
A $_1$:	Agua de enfriamiento empleada en el condensador E-526.
A $_2$:	Agua de enfriamiento empleada en el condensador E-528.
A total $_1$:	Agua de enfriamiento total en la columna.
Columna Hidroselectora (C-536).Condensador E-552.	
Te $_2$:	Temperatura de entrada del agua de enfriamiento del E-552.
Ts $_2$:	Temperatura de salida del agua de enfriamiento del E-552.
Hg $_2$:	Entalpía de gas en la columna hidroselectora.
Hl $_2$:	Entalpía del líquido en la columna hidroselectora.
A $_3$:	Agua de enfriamiento empleada en el condensador E-552.

A total $_2$:	Agua de enfriamiento total en la columna.
Columna Rectificadora (C-540).Condensador E-511.	
Te $_3$:	Temperatura de entrada del agua de enfriamiento del E-511.
Ts $_3$:	Temperatura de salida del agua de enfriamiento del E-511.
Hg $_3$:	Entalpía de gas en la columna rectificadora.
Hl $_3$:	Entalpía del líquido en la columna rectificadora.
A $_4$:	Agua de enfriamiento empleada en el condensador E-511.
A total $_3$:	Agua de enfriamiento total en la columna.
Columna Desmetilizadora (C-550).Condensador E-555 y E-556.	
V tope $_2$:	Vapor que sale por el tope de la columna desmetilizadora.
$\boldsymbol{\lambda_{V\ tope\ 2}}$:	Entalpía de los vapores que salen por el tope de la columna.
R $_2$:	Relación de reflujo de la columna desmetilizadora.
Ref $_2$:	Reflujo de la columna desmetilizadora.
M:	Alcohol metílico.
T Cab:	Tasa de cabezas en la desmetilizadora.
Te $_4$:	Temperatura de entrada del agua de enfriamiento a los condensadores.
Ts $_4$:	Temperatura de salida del agua de enfriamiento a los condensadores.
Hg $_4$:	Entalpía de gas columna desmetilizadora.
Hl $_4$:	Entalpía del líquido columna desmetilizadora.
A $_5$:	Agua de enfriamiento empleada en el condensador E-555.
A $_6$:	Agua de enfriamiento empleada en el condensador E-556.
A total $_4$:	Agua de enfriamiento total en la columna.

ANEXO 12: DATOS UTILIZADOS EN LOS BALANCES DE ENERGÍA EN LA ETAPA DE DESTILACIÓN EN ALFICSA PLUS S.A.

Columna	Condensador	Datos	Valor	UM
Preconcentradora (C-520)	E-526 y E-528	D 520	3993,1	kg/h
		$\lambda_{V\ cond\ 1}$	345,1	kcal/kg
		R $_1$	0,83	-
		Cp agua	1	kcal/kg°C
		Te $_1$	33,5	°C
		Ts $_1$	45	
		$\boldsymbol{\rho_{agua}}$	1000	kg/m^3
		Hg $_1$	380	kcal/kg
		Hl $_1$	70	
Hidroselectora	E-552	Te $_2$	34	°C

(C-536)		Ts $_2$	39	
		Hg $_2$	325	kcal/kg
		Hl $_2$	62	
Rectificadora (C-540)	E-511	Te $_3$	34	°C
		Ts $_3$	36	
		Hg $_3$	300	kcal/kg
		Hl $_3$	62	
Desmetilizadora (C-550)	E-555 y E-556	$\lambda_{V\ tope\ 2}$	266,32	kcal/kg
		R $_2$	16	-
		Te $_4$	34	°C
		Ts $_4$	37	
		Tasa	16	%
		Hg $_4$	300	kcal/kg
		Hl $_4$	62	
		T Cab	0,025	%

ANEXO 13: ANÁLISIS PARA LA GENERACIÓN DE VAPOR POR CONDENSACIÓN – EBULLICIÓN.

Ecuación	**Datos**	**Valor**
$Q = m_{agua} * Cp * \Delta T + m_{vapor} * \lambda\ vapor$	Cp agua	1 kcal/kg ^{o}C
	T ent	34 ^{O}C
	T sal	100 ^{O}C
	$\lambda\ vapor$	642 kcal/kg

Columna de salida de los vapores alcohólicos que pudieran ceder calor	**Columna que recibe el vapor**		
	Destiladora	**Lavadora**	**Rectificatriz**
	Agua (kg/h)	**Agua (kg/h)**	**Agua (kg/h)**
Rectificadora	-121130,72	-9824,79	-35681,32
Lavadora	-115388,63	-	-29939,23
Rectificatriz	-106865,05	4440,88	-
Desmetilizadora	-123833,22	-12527,29	-38383,82
Recuperadora	-123385,84	-12079,91	-37936,45

Columna de salida de los vapores alcohólicos que pudieran ceder calor	Columna que recibe el vapor	
	Desmetilizadora	Recuperadora
	Agua (kg/h)	Agua (kg/h)
Rectificadora	2238,68	2148,77
Lavadora	7980,77	7890,86
Rectificatriz	16504,35	16414,44
Desmetilizadora	-	-553,73
Recuperadora	-16,44	-

Los resultados sombreados, al ser positivos son los posibles a tener en cuenta.

ANEXO 14: MATRIZ DECODIFICADA DEL DISEÑO EXPERIMENTAL 2^3.

N	X1miel	X1 agua	X2	X3	Ganancia (Y)
1	33 802	138 756	48	13,34	15 791 253
2	33 802	138 756	48	8,63	15 792 567
3	33 802	138 756	85	13,34	14 540 573
4	56 313	231 169	48	8,63	14 688 961
5	33 802	138 756	85	8,63	14 541 887
6	56 313	231 169	85	13,34	126 04 080
7	56 313	231 169	48	13,34	14 687 647
8	56 313	231 169	85	8,63	13 407 519

ANEXO 15: ANÁLISIS DE VARIANZA PARA LA GANANCIA.

Fuente	Suma de Cuadrados	Cuadrado Medio	Razón-F	Valor-P
X1: Jugo filtros para fermentación	3,30632E12	3,30632E12	41,11	0,0985
X2: Precio de la miel	8,02263E12	8,02263E12	99,75	0,0635
X3: Índice de agua de enfriamiento	8,1483E10	8,1483E10	1,01	0,4979
X1*X2	8,46927E11	8,46927E11	10,53	0,1903
X1*X3	8,04256E10	8,04256E10	1,00	0,5000
X2*X3	8,04256E10	8,04256E10	1,00	0,5000