

**INTEGRACIÓN ENERGÉTICA ENTRE FLEMAZA, VINAZA Y CONDENSADOS
DE VINAZA EN LA DESTILERÍA MAYAGÜEZ S.A.**

MAILLOL ANDRES MORA CÁRDENAS

**UNIVERSIDAD DEL VALLE
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
CALI
JUNIO 2015**

**INTEGRACIÓN ENERGÉTICA ENTRE FLEMAZA, VINAZA Y CONDENSADOS
DE VINAZA EN LA DESTILERÍA MAYAGÜEZ S.A.**

MAILLOL ANDRES MORA CÁRDENAS

**Trabajo de grado presentado como requisito parcial para
optar al título de Ingeniero Químico**

Director Académico: Nilson Marriaga Cabrales, Ingeniero Químico, M.Sc., Ph.D

Codirector Industrial: Mauricio Tello Medina, Ingeniero Químico

**UNIVERSIDAD DEL VALLE
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
CALI
JUNIO 2015**

DEDICATORIA

Esta tesis se la dedico a mi Dios quién supo guiarme por el buen camino, darme todas las fuerzas para seguir adelante, enseñándome a encarar las adversidades sin perder nunca la dignidad ni desfallecer en el intento.

Para mis padres Livio Mora y Yaqueline Cárdenas que me han dado todo lo que soy como persona, mis valores, mis principios, mi carácter, mi empeño, mi perseverancia, mi coraje para conseguir mis objetivos.

A mi hermano Gustavo y mi abuela Ana por estar siempre presentes, acompañándome en todos los momentos importantes de mi vida.

A mi familia, gracias a la cual soy lo que soy.

A mi novia Natalia Alarcón por su apoyo incondicional, por ser tan importante y especial en el proceso de mi vida.

Maillol Andrés Mora

AGRADECIMIENTOS

Al Ingenio Mayagüez por brindarme la oportunidad de adquirir conocimiento tan valioso y de poder desempeñarme como practicante, aportando buenas ideas para la empresa.

A los Ingenieros Mauricio Tello y César Estrada porque se convirtieron en mis tutores, guías y apoyo, y por compartir desinteresadamente sus valiosos consejos, su amplio conocimiento y experiencia.

Al Profesor Nilson Marriaga por asesorarme y participar en el desarrollo de este proyecto.

A los Profesores de la Escuela de Ingeniería Química por los conocimientos adquiridos.

A mis Amigos por el apoyo y motivación que de ellos he recibido y todas las experiencias compartidas en este periodo.

CONTENIDO

pág.

DEDICATORIA.....	iii
AGRADECIMIENTOS.....	iv
RESUMEN.....	8
INTRODUCCIÓN.....	9
1. MARCO TEÓRICO.....	10
1.1 ANTECEDENTES	10
1.2 MARCO CONCEPTUAL	13
1.2.1 Proceso para la producción de alcohol carburante.	14
2. METODOLOGÍA	25
2.1 EMPLEO DE ASPEN PLUS.....	25
2.2 COMPOSICIÓN DE VINO Y VINAZA	26
2.3 SELECCIÓN DEL MODELO TERMODINÁMICO	27
2.4 SIMULACIÓN DE LA ETAPA DE EVAPORACIÓN DE VINAZA	27
2.4.1 Configuración de la simulación.....	31
2.5 ALTERNATIVAS DE INTEGRACIÓN ENERGÉTICA	34
2.5.1 Descripción de alternativas.	34
3 RESULTADOS Y ANÁLISIS.....	37
3.1 RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN DEL CASO BASE.....	37
3.2 VALIDACIÓN DE LA SIMULACIÓN DEL CASO BASE	39
3.3 RESULTADOS DE SIMULACIÓN PARA LAS ALTERNATIVAS DE INTEGRACIÓN ENÉRGICA	41
4 CONCLUSIONES	47
5 REFERENCIAS	48
6 ANEXOS.....	50

LISTA DE TABLAS

	pág.
Tabla 1. Especificación de intercambiadores de calor tipo placas	32
Tabla 2. Especificación de intercambiadores de calor tipo tubo y coraza	33
Tabla 3. Especificación de los separadores flash de vinaza	33
Tabla 4. Especificación de bombas	33
Tabla 5. Validación del perfil de Temperatura de la simulación con relación a los parámetros de operación normal	40
Tabla 6. Validación del perfil de Presión de la simulación con relación a los parámetros de operación normal	40
Tabla 7. Cuadro comparativo de los principales flujos del proceso de destilación (área vinaza)	41
Tabla 8. Cuadro comparativo de variables entre el valor real de planta y valor simulación alternativas	42
Tabla 9. Cuadro comparativo de los ahorros de energía, vapor y dinero entre las dos alternativas	46

LISTA DE FIGURAS

	pág.
Figura 1. Esquema de la producción de azúcar/etanol/energía	13
Figura 2. Esquema etapa de fermentación	15
Figura 3. Esquema etapa de destilación	17
Figura 4. Esquema etapa de deshidratación	19
Figura 5. Evaporador por circulación forzada	21
Figura 6. Principio del intercambiador de calor con lecho fluidificado auto limpiante	23
Figura 7. Esquema tratamiento de flemaza y condensados de vinaza	24
Figura 8. Composición de vino en Aspen Plus	26
Figura 9. Propiedad termodinámica en Aspen Plus	27
Figura 10. Esquema actual energético entre condensados de vinaza, flemaza y vinaza	29
Figura 11. Diagrama de proceso de la simulación de la integración energética entre condensados de vinaza, flemaza y vinaza	30
Figura 12. Recopilación de datos de operación en el cuarto de control	31
Figura 13. Datos de flujo de alimentación de vino	32
Figura 14. Esquema alternativa 1 integración energética entre condensados de vinaza, flemaza y vinaza	35
Figura 15. Esquema alternativa 2 integración energética entre condensados de vinaza, flemaza y vinaza	36
Figura 16. Esquema resultado caso base integración energético actual entre condensados de vinaza, flemaza y vinaza	38
Figura 17. Esquema resultado alternativa 1 integración energética entre condensados de vinaza, flemaza y vinaza	43
Figura 18. Esquema resultado alternativa 2 integración energética entre condensados de vinaza, flemaza y vinaza	44

RESUMEN

En el 2011 los ingenios azucareros del valle geográfico del río Cauca produjeron cerca de 341.19 millones de litros de bioetanol. En este proceso se generaron entre 9 y 14 litros de vinaza por litro de etanol (Clavijo, Sanabria, & Rodríguez, 2012). Mediante procesos de recirculación y evaporación, la vinaza se concentra hasta una relación de 1 a 3 litros por litro de etanol, y se utiliza para elaborar fertilizantes líquidos e hidratar pilas de compostaje. Sin embargo, la evaporación es una operación que involucran un elevado gasto energético, lo cual ha motivado a establecer alternativas para incrementar los niveles de concentración de vinaza en los evaporadores y cuantificar el calor aprovechable al llevar a cabo la integración energética entre condensados de vinaza, flemaza y vinaza en la destilería de Mayagüez, la cual produce 250,000 litros de etanol por día. Para esto, se realizó una simulación computacional de las etapas de precalentamiento del vino y concentración de vinaza en Aspen Plus. Se simuló un caso base (proceso actual de concentración de vinaza) y se estudiaron distintas alternativas de integración térmica, las cuales fueron implementadas en la planta real, disminuyendo así, el consumo específico de vapor de 2.11 a 2.08 kg por cada litro de etanol rectificado e incrementando la tasa de evaporación de condensados de vinaza de 0.92 a 0.94 kg masa evaporada por kilogramo de vapor consumido. Se encontró que la destilería de Mayagüez ahorraría 1,576.78 millones de kcal/año equivalentes a \$ 65,630,000/año con la implementación de la alternativa 2.

Palabras claves: Destilería, vinaza, condensados de vinaza, flemaza, simulación, consumo de vapor.

INTRODUCCIÓN

Actualmente los combustibles alternativos como el bioetanol derivado de materiales con alto contenido de azúcar, amiláceos o celulósicos, se presentan como una excelente opción frente a los combustibles fósiles. El bioetanol, además de ser una alternativa renovable, produce menor cantidad de monóxido de carbono, óxido de nitrógeno y emisiones totales de hidrocarburos, debido a que su combustión es más limpia.

El proceso de obtención de alcohol carburante en los ingenios azucareros del Valle del Cauca, se inicia con la etapa de fermentación de las mieles y jugos obtenidos en la elaboración del azúcar, donde se convierten en alcohol (etanol) por la acción bioquímica que ejerce la levadura sobre los carbohidratos contenidos en ellos. La recuperación y purificación del etanol se realiza por medio de etapas de destilación y deshidratación, las cuales obtienen su fuente de calor en el vapor generado por las calderas del ingenio, mostrando así la dependencia que existe con la planta de azúcar.

El proceso de destilación, incluye etapas de calentamiento y enfriamiento que requieren alto consumo de vapor y agua. Su costo contribuye (en algunos casos) en más del 50% del valor total de la operación. Por esta razón Mayagüez buscó mejorar la eficiencia de la destilería a través de estrategias que apunten al ahorro energético y a un adecuado tratamiento de efluentes. Para esto se requirió mejorar el proceso de destilación mediante simulación computacional usando el software Aspen Plus.

El propósito de este estudio fue cuantificar el calor aprovechable al llevar a cabo la integración energética entre condensados de vinaza, flemaza y vinaza. Para esto se validaron los resultados obtenidos por medio del software con los valores reales de la planta, y se determinó una alternativa de diseño, la cual mejoró el funcionamiento de ésta.

1. MARCO TEÓRICO

1.1 ANTECEDENTES

A continuación se consignan algunos reportes de estudios sobre integraciones energéticas en plantas industriales de producción de etanol, azúcar y cogeneración de vapor.

Quintero et al. evaluaron el efecto que tiene el tipo de sistema de separación sobre los costos de producción de etanol mediante el uso de simuladores de procesos. Empleó el modelo termodinámico Non-Random Two-Liquid (NRTL) para el cálculo de los coeficientes de actividad de la fase líquida y la ecuación de estado de Hayden-O Conell para la descripción del comportamiento de la fase de vapor (Quintero, Montoya, Sánchez, & Cardona, 2007). Tello desarrolló una herramienta de cálculo utilizando el simulador de procesos químicos Aspen Plus y NRTL-RK como modelo termodinámico. Esta herramienta permite simular el comportamiento en estado estable de la etapa de rectificación en la producción de alcohol carburante para cuantificar el efecto del cambio en el grado alcohólico y el flujo de vino en la demanda térmica y desempeño de la destilería (Tello, 2006).

Marriaga estableció el consumo térmico y algunos indicadores de desempeño de la destilación de bioetanol por medio del simulador de procesos Aspen Plus utilizando como modelo termodinámico NRTL. Encontró que la etapa de destilación demandaba cerca del 30 % del calor que se aprovecha debido a la combustión del alcohol carburante (Marriaga, 2009).

Alvarez desarrolló un modelo matemático para evaluar energéticamente dos tecnologías (producción de biogas y la concentración e incineración de vinaza) como alternativas para el tratamiento de vinazas de destilerías de etanol, debido a que los residuales de las destilerías de etanol presentan una elevada carga orgánica contaminante (DQO de 60 kg/m³), lo cual impide su vertimiento al medio ambiente sin tratamiento adecuado. Se obtuvo un consumo de electricidad de 1,286 kW-h y 1,252 kW-h para la primera y segunda tecnología respectivamente (Álvarez, 2010).

Bastidas presentó la simulación de una destilería para mejorar el desempeño global del proceso, estableciendo el comportamiento hidráulico y térmico de las columnas para evaluar la posibilidad de incrementar la capacidad de producción a 300,000 L/día de etanol anhidro. Estas columnas pueden procesar una mayor cantidad de vino y de vapores alcohólicos, teniendo en cuenta que, de acuerdo al análisis del comportamiento térmico, la temperatura con la que ingresa el vino a la columna mostera fue superior a 60°C, y con respecto al comportamiento hidráulico, el diámetro calculado para las columnas mostera y de aldehídos fue menor que el real. Adicionalmente, los factores de inundación obtenidos fueron de 38% y 69%, respectivamente (Bastidas, 2010).

Diez y Cruz analizaron la producción simultánea de azúcar y alcohol en la industria azucarera de la provincia de Tucumán, Argentina, y establecieron una metodología analítica que permitió determinar los rangos productivos para cada uno de los productos finales, minimizando el consumo energético de la planta. Esta metodología se llevó a cabo bajo un estudio de diferentes opciones productivas: empleo de dos o tres cocimientos, diferentes niveles de uso de los vapores vegetales y cambio en la pureza de la miel final. Se obtuvo como resultado la disminución del consumo de vapor por litro de alcohol, pasando de 4.5 a 3.5 kg de vapor/Litro de etanol (Diez & Cruz, 2011).

Caicedo et al. establecieron que la evaporación es el sistema más viable para la concentración de vinaza en la industria alcohólica, por la eliminación del 85% de los sólidos suspendidos, eliminación del 100 % de la contaminación, y mejor proceso de disponibilidad y factibilidad técnica (Caicedo, Fonseca, & Rodriguez, 2011).

Capiró et al. desarrollaron una simulación de la etapa de hidrólisis ácida del proceso de fraccionamiento del bagazo en el programa Aspen Plus versión 11.1 (Capiró, Machado, & González, 2012).

Díaz desarrolló un programa a partir de un modelo matemático basado en la formulación de balances de materia y energía, y la transferencia global de calor en el sistema, junto con el uso de ecuaciones empíricas que modelan las propiedades de la vinaza, para analizar la

concentración de vinaza en estado estacionario que operaba entre dos y cinco efectos de evaporación. El software se llamó SICOVIN V1,0, el cual constaba de un algoritmo de simulación escrito en lenguaje Visual Basic, el cual permitió efectuar estudios de análisis y diseño de equipos (Díaz, 2013).

Velasco evaluó el desempeño de un tren de evaporación de jugo de caña, compuesto por 12 evaporadores tipo Robert de diferentes dimensiones, organizado de tal forma que del lado del vapor se presentan 5 etapas y del lado del jugo 7. Además provee dos salidas de vapor hacia otras áreas de la planta. El caso base se simuló en Aspen Plus, donde se implementó información mecánica de las unidades de evaporación que lo componen, se utilizó el modelo termodinámico de WILSON, el cual presentó mejor exactitud al simular datos experimentales del sistema agua – azúcar (jugo de caña), y se reportaron errores residuales promedio de hasta 0,84% comparado con otros modelos como UNIFAC y NRTL (Velasco, 2013).

Palacios et al. evaluaron la incorporación de una destilación de doble efecto en la producción de etanol y su impacto en la energía, consumo y producción de excedentes de electricidad en el sistema de cogeneración, por medio del estudio de la integración térmica de condensadores y evaporadores de diferentes columnas. Con esto se muestra que es posible integrar la etapa de concentración del jugo (sistema de evaporación de efecto múltiple) sin un consumo térmico adicional en el proceso general, a través de la selección de un conjunto adecuado de presiones en el sistema de evaporación. Los resultados mostraron una reducción en el consumo de vapor entre 17% y 54%, en comparación con el caso base, permitiendo una reducción significativa en el consumo de energía (Palacios-Bereche & Ensinas, 2015).

El uso de simuladores para las operaciones de calentamiento-evaporación, y la resolución de modelos matemáticos se muestran como metodologías amigables para llevar a cabo análisis de todo tipo, permitiendo visualizar las áreas más importantes en la optimización energética de los sistemas. En el análisis tecnológico de opciones de producción, debe involucrarse fuertemente el concepto de retorno energético, especialmente si el uso del alcohol es como combustible.

1.2 MARCO CONCEPTUAL

La Figura 1 muestra un esquema de la producción de azúcar, etanol y energía. En este esquema se puede observar como el proceso de producción de etanol está vinculada al proceso de elaboración de azúcar. Este esquema se denomina producción de azúcar/etanol/energía, el cual da un mejor aprovechamiento de los subproductos obtenidos en el proceso del azúcar, a través de uso del bagazo de caña como combustible en plantas de cogeneración para la producción de energía térmica y eléctrica (Ensinas & Nebra, 2007), y la melaza (miel B) en conjunto con otros materiales de proceso (por ejemplo jugo claro y meladura), como materias primas para la obtención de etanol. Otro tipo de efluentes que también se producen son las vinazas y flemazas cuyas características dependen en gran medida de la calidad de las mieles obtenidas y de la operación apropiada del proceso de producción de alcohol, que combinados con otros subproductos como la cachaza permite la obtención de nuevos productos como es el compostaje (abono orgánico) (Tello, 2006).

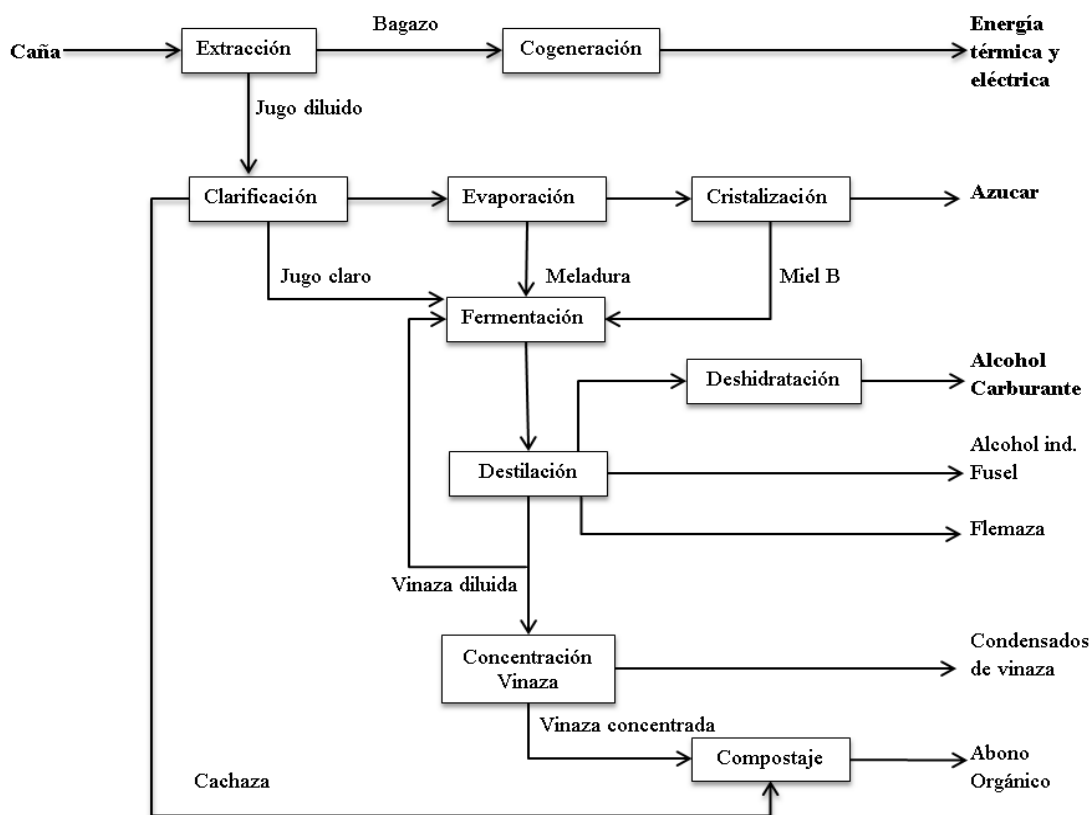


Figura 1. Esquema de la producción de azúcar/etanol/energía.

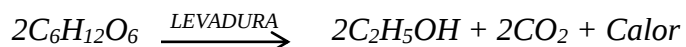
1.2.1 Proceso para la producción de alcohol carburante.

- **Etapas de fermentación.**

Es el proceso mediante el cual se obtiene alcohol etílico, a partir de azúcares fermentables, usando como catalizador organismos vivos (levadura). Para el caso de las plantas de alcohol carburante en Colombia se usa específicamente la levadura *Sacharomyces cerevisiae* en un proceso continuo, con recirculación de levadura y de vinaza.

En este sistema, la alimentación del sustrato y el retiro de producto son continuos. La concentración del alcohol en el reactor está en estado estable, es decir es la misma durante todo el proceso. Este esquema de trabajo presenta ventajas tales como: menor tiempo de residencia, menor tiempo perdido por paradas de planta, menos operaciones de limpieza de equipos, menor consumo de sustrato en reproducción de levadura y menor contaminación.

La reacción bioquímica que se lleva a cabo en la fermentación alcohólica se muestra a continuación:



La Figura 2 muestra un esquema de la etapa de fermentación. Desde la fábrica de azúcar se envía la miel B, el jugo claro, la meladura y agua al tanque de mezclado, en proporciones que varían de acuerdo a la calidad de estos materiales (contenido de sólidos y azúcares) para obtener una mezcla con una concentración de 41° Brix y un contenido de azúcares fermentables (glucosa y fructuosa) entre 30 y 37% (p/p).

A los fermentadores se alimenta la mezcla, agua y 60% de vinaza diluída para disminuir la densidad de la mezcla a un contenido de sólidos entre 16 y 18° Brix, asegurando así una concentración de ácidos volátiles (principalmente ácido acético) menor a 2,500 ppm

garantizando una producción de alcohol en los fermentadores que alcance de 5,5 a 7,0% (v/v) en el fermentador 1, 7 a 8% (v/v) en el fermentador 2, 8 a 9% (v/v) en el fermentador 3 y 9 a 10% (v/v) en el último fermentador. Esto ocurre por el desdoblamiento de la sacarosa a los monosacáridos: glucosa y fructuosa, y la conversión de estos azúcares en alcohol etílico y dióxido de carbono.

Para asegurar la temperatura de la fermentación en 32°C, parte del contenido de cada fermentador se recircula y pasa por un enfriador de placas (acondicionamiento de temperatura). El control de pH se mantiene entre 4.1 y 4.5 por medio de la adición de ácido sulfúrico para evitar la acción de otros agentes biológicos como las bacterias ácido lácticas que pueden producir una disminución en la conversión de la reacción, la cual es aproximadamente de 90%.

El mosto fermentado o vino obtenido en el proceso de fermentación continua se lleva al decantador de levadura, donde se recupera aproximadamente el 70% de la levadura que se encuentra suspendida en el vino y se recircula al tanque de activación. En este se logra la recuperación de la levadura por medio de la alimentación de la mezcla y la adición de oxígeno para asegurar el aumento de población del microorganismo. Los vapores de dióxido de carbono obtenidos en los fermentadores se llevan al lavador de CO₂ donde se recupera el alcohol por medio de una corriente de lavado, que se envía al tanque pulmón en la etapa de destilación (Praj, 2005).

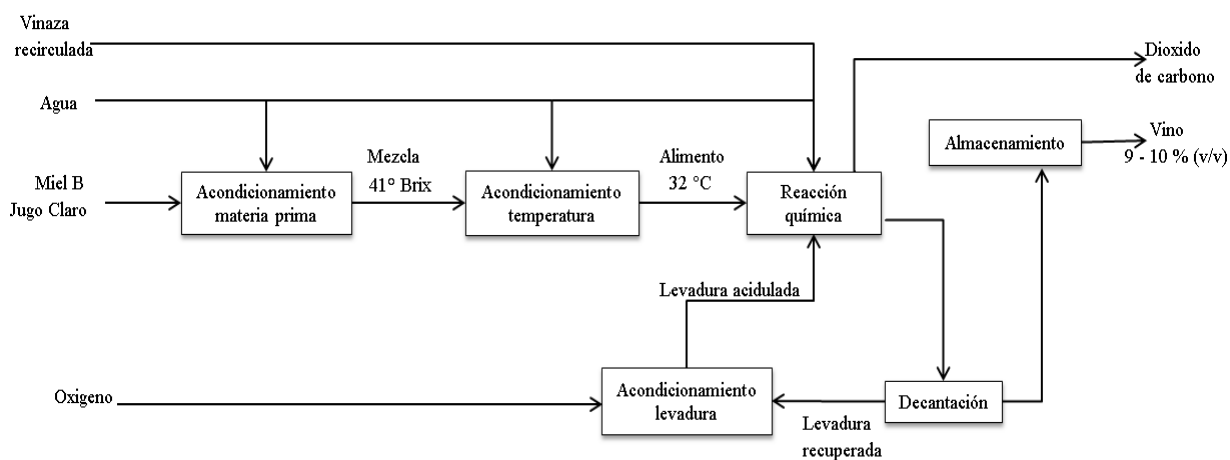


Figura 2. Esquema etapa de fermentación.

- **Etapa de destilación.**

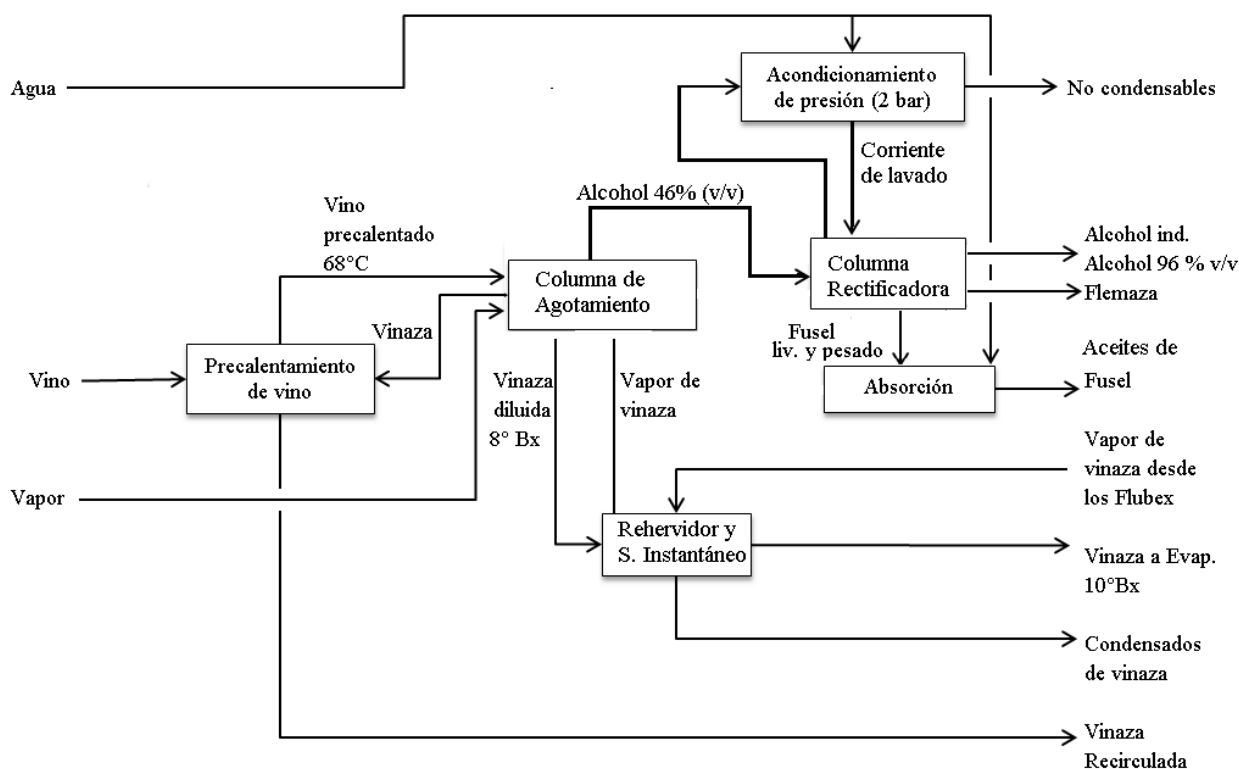
La destilación del vino o mosto proveniente de la fermentación es una de las etapas más importantes en la producción de alcohol. Aquí se consume una cantidad muy significativa de energía en forma de electricidad y vapor, y representa la etapa crítica en la purificación y calidad del producto final.

La Figura 3 muestra un esquema de la etapa de destilación. El vino proveniente de la sección de fermentación con una concentración de 9.5% (v/v) en etanol se precalienta con el flujo de vinaza remanente del tanque instantáneo de vinaza hasta lograr una temperatura de 68°C, obteniendo así una recuperación de energía. El vino precalentado se alimenta a la etapa de separación la cual se compone por un tren de tres columnas de destilación (Columnas de agotamiento y rectificadora) con operación multipresión al vacío, donde se purifica el etanol disuelto en la fase acuosa hasta la concentración del punto azeotrópico de 96% (v/v). Se obtienen dos productos: alcohol rectificado y alcohol industrial, subproductos como los aceites de fusel: liviano y pesado, vinaza y flemaza que corresponden a las corrientes de la fase acuosa agotada con una concentración de etanol de 0.05 y 0.03% (p/p), respectivamente.

Los gases no condensables de la etapa de rectificación se llevan al lavador de gases donde se recupera el etanol hasta producir una corriente de incondensables compuesta principalmente de CO₂. Esta se alimenta a la bomba de vacío, donde se alcanza una presión de 0.21 bar. La corriente de lavado se retorna a la etapa de rectificación.

Para asegurar la calidad del alcohol rectificado en aspectos como la acidez y pureza, se realizan dos extracciones de aceite fusel pesado y liviano, con una concentración alcohólica entre 65 y 75% (v/v) y, 80 y 88% (v/v) respectivamente. Estas se alimentan a un tanque pulmón de fusel y posteriormente a un absorbedor donde se recupera el etanol disuelto en la fase acuosa que se retorna a la etapa de rectificación, mientras la fase orgánica compuesta por los alcoholes superiores (isoamílico, propanol e isopropanol entre otros) se extrae como subproducto (denominada aceite de fusel), el cual puede llegar a ser el 0.03% de la producción total de alcohol anhidro y varía de acuerdo al metabolismo de la levadura y las condiciones en la etapa de fermentación.

La vinaza no recirculada se precalienta con los condensados de vapor utilizados en la destilería hasta una temperatura de 86°C, luego se alimenta al separador instantáneo de vinaza, donde la vinaza se vaporiza a 0.7 bar y alcanza una concentración de sólidos entre 25 a 35° Brix. Los vapores generados en el separador son utilizados como medio de calentamiento para el rehervidor del tanque instantáneo presentándose la principal integración energética entre el área de evaporación de vinaza y rectificación; y cuando estos vapores no son suficientes se alimenta vapor directo a la columna de agotamiento de la sección de rectificación (Praji, 2005).



17

- **Etapa de deshidratación.**

La Figura 4 muestra un esquema de la etapa de deshidratación. Aquí se puede observar que el alcohol rectificado producido en la etapa de destilación se precalienta con los vapores de alcohol anhidro obtenidos de la unidad de deshidratación, y se envía a la columna evaporadora, donde también se recircula el líquido de regeneración, el cual tiene un contenido de alcohol de 80% (v/v). Esto se hace con el fin de agotar el alcohol contenido en la fase líquida hasta lograr una composición de 0.03% (p/p) en el fondo de la columna. Aquí se obtiene un producto con características muy similares a las flemazas obtenidas en la sección de rectificación.

Como producto de cima de la columna evaporadora se obtiene un vapor alcohólico a 1.70 bar y 93°C con una composición azeótropica de 96%(v/v), que se precalienta hasta una temperatura de 118°C antes de enviarse a la columna de adsorción que tiene un lecho compuesto por zeolita 3Å donde se retiene el agua y se recupera el alcohol en fase de vapor. El etanol recuperado se lleva al precalentador de líquido de regeneración y posteriormente se alimenta al precalentador de alcohol rectificado. Finalmente se lleva al condensador de superficie y enfriador para obtener alcohol anhidro a 25 °C.

La fase acuosa retenida en la zeolita, se retira por medio de una operación al vacío a 0,15 bar. Para lograr la operación continua en la etapa de deshidratación se dispone de dos unidades de adsorción que operan en ciclos de presión y vacío para las etapas de adsorción y desorción respectivamente. El agua recuperada en la operación de desorción se mezcla con una pequeña fracción del etanol recuperado formando un subproducto conocido como líquido de regeneración con una concentración alcohólica de 80% (v/v) de etanol, el cual se mantiene en constante recirculación en la unidad de deshidratación y se utiliza para alcanzar el vacío en la unidad de adsorción por medio de un eductor de vacío, el cual se define como un equipo que utiliza un fluido de alta presión para manipular un fluido de baja presión y descargar la mezcla contra una presión intermedia utilizando el principio de venturi.

Las zeolitas utilizadas son partículas esféricas de aluminosilicatos de potasio que tienen un tamaño de poro de 3 Å, las cuales retienen las moléculas de agua (2.8 Å), mientras el etanol

queda en la fase de vapor debido a que su tamaño es mayor al del agua ($4.4 \text{ \AA}$). La operación de adsorción se realiza en fase gaseosa para disminuir el desgaste de las partículas adsorbentes (Praj, 2005).

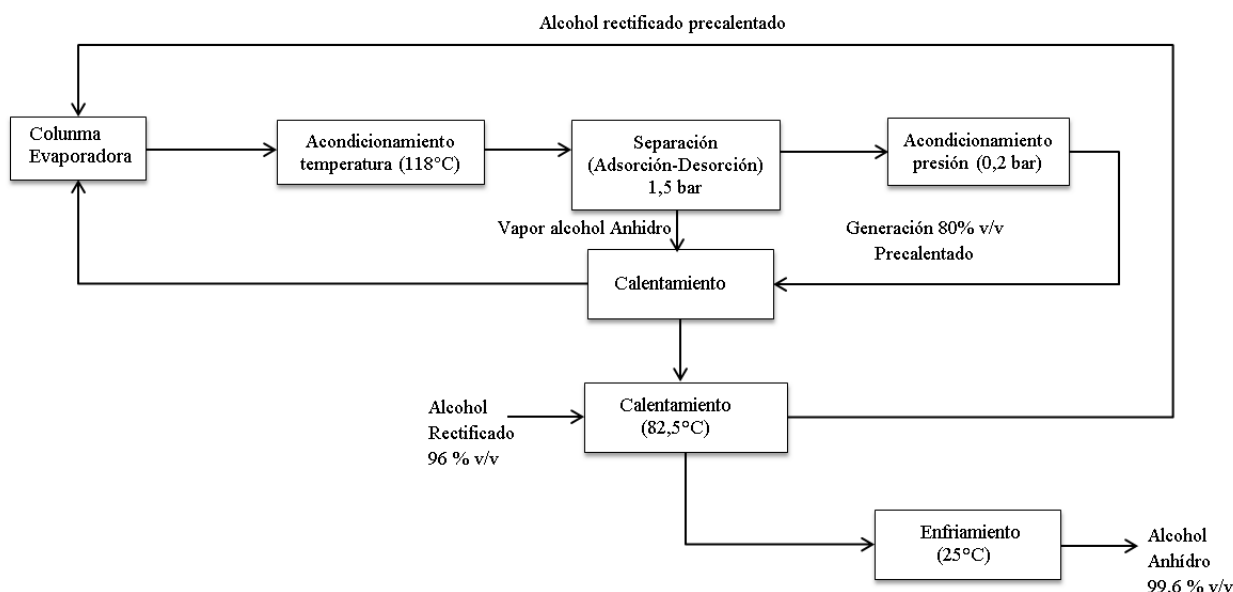


Figura 4. Esquema etapa de deshidratación.

- **Vinaza.**

Con la corriente de fondos de la columna despojadora, conocida como vinaza, se retiran los sólidos que ingresan al sistema de destilación con el vino de fermentación, cuya concentración se encuentra entre 8 y 18% (p/p). Esta puede variar dependiendo del tipo y calidad utilizada, y cantidad de vinaza recirculada (Ramos, 2009).

Se logra una purificación inicial del alcohol mediante la separación parcial de la mayoría de compuestos ácidos como ácido acético, ácido propiónico, ácido butírico, ácido isobutírico, ácido valérico y ácido isovalérico, los cuales se retiran con la corriente de vinaza. A este conjunto de componentes se le denomina comúnmente como acidez volátil.

Debido al contenido de carga orgánica en la vinaza, esta es un efluente que requiere sistemas adecuados para su tratamiento y disposición. Además, se generan entre 4 y 12 litros de vinaza

por cada litro de alcohol producido, convirtiéndose en el mayor efluente de la etapa de destilación. (Chanfón & Acosta, 2014).

El esquema de recirculación de vinaza surge de la necesidad de reducir la generación de efluentes, de reducir el consumo de agua de proceso y de reciclar nutrientes. Además, es una alternativa tecnológica de empleo útil de las vinazas con sustratos de caña concentrados, que ahorra agua y reduce el riesgo de que se conviertan en un residual líquido agresivo al medio ambiente (Gavilánez, 2012). La cantidad de vinaza recirculada, depende de la concentración de sólidos y del nivel de ácidos volátiles en el vino, siendo función de factores como los ácidos volátiles alimentados, la composición del alimento, diseño del proceso y el tipo de levadura utilizada, motivo por el cual la relación litros de vinaza/litros de etanol de la planta puede estar entre 2 y 13 L de vinaza/L de alcohol (Praj, 2005).

La recirculación de vinaza tiene como ventaja la disminución en los costos de producción del etanol, reduciendo aproximadamente en un 15% el consumo de agua y vapor de la destilación. Sin embargo la carga contaminante puede disminuir la relación cantidad de vinaza/ cantidad de etanol en 1 L de vinaza /L de etanol. Los trabajos acerca de la recirculación han girado en torno a la determinación del porcentaje de recirculación y al número de veces que se puede reciclar; esto, sin disminuir significativamente el rendimiento de alcohol (Castro, 2009).

- **Concentración de vinaza.**

La concentración de vinaza se lleva a cabo por medio de los procesos de ósmosis inversa y evaporación. Esto se hace con el fin de disminuir su acción contaminante y de recuperar el agua presente, teniendo en cuenta que su concentración es aproximadamente el 90% del total.(Gavilánez, 2012).

Evaporación por circulación forzada. Generalmente se utiliza para procesar líquidos susceptibles a cristalización. El producto a procesar se recircula a alta velocidad y calienta sólo unos pocos grados cada vez que pasa por el intercambiador, luego pasa a una cámara de separación donde se lleva a cabo la evaporación debido a una disminución de presión (ver Figura 5).

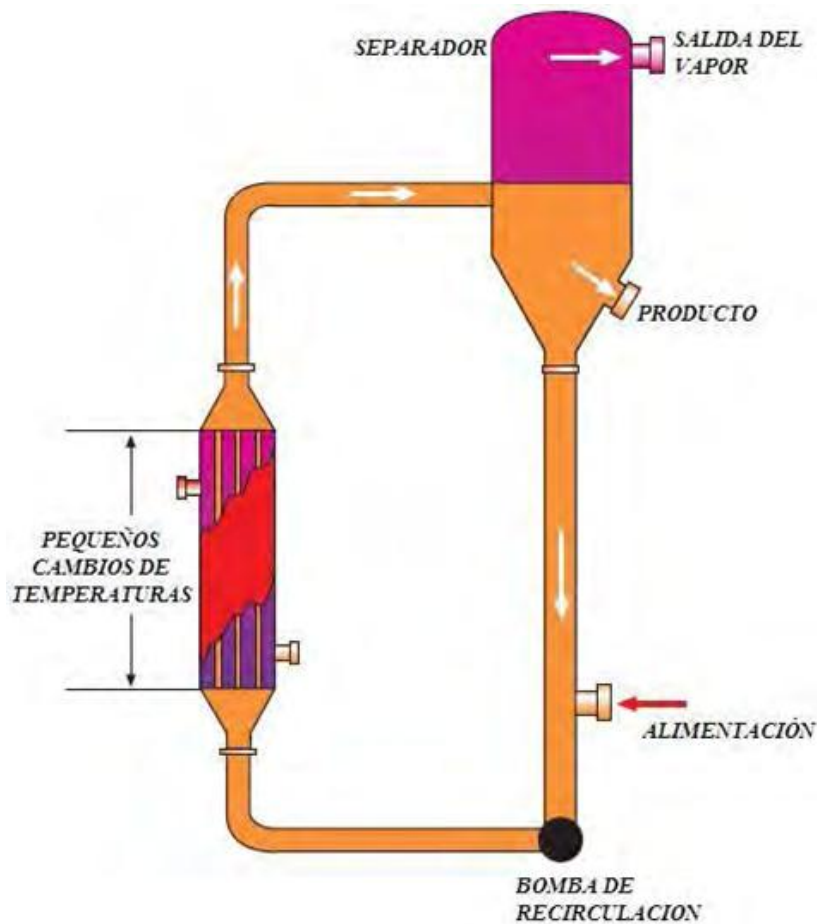


Figura 5. Evaporador de circulación forzada (Reis, 2010).

Evaporación de múltiple efecto. Es un método basado en la operación de evaporadores en serie, utilizado para incrementar la concentración de sólidos de soluciones líquidas, eliminando el solvente por ebullición. La concentración de la vinaza es factible usando una batería de evaporadores de intercambiador externo. Con este método es posible recuperar alrededor del 90% del agua que contiene, mientras que por el fondo se obtiene vinaza concentrada a 60° Brix. Una limitación de esta aplicación es la formación de incrustaciones.

La operación de un evaporador de múltiple efecto minimiza el consumo de energía ya que el vapor extraído en el primer efecto se utiliza como medio de calentamiento del efecto siguiente, y así sucesivamente hasta el último efecto, donde el vapor generado se envía al condensador.

Es importante considerar que los productos de esta alternativa son vinaza concentrada y agua (Mornadini & Quala, 2013).

En el caso del Ingenio Mayagüez se diseñó el sistema de evaporación Flubex. Este consta de un evaporador que emplea partículas metálicas que se fluidifican en el interior del intercambiador y limpian las paredes de los tubos, logrando una operación continua de 45 a 60 días sin requerir limpieza. Por medio de este sistema se obtiene vinaza con una concentración de sólidos de 50%. Dentro de las ventajas de este método se tiene (1) acción auto limpiante que evita problemas de incrustación, (2) no se requiere limpiar frecuentemente, lo cual reduce el efluente químico y (3) no es necesaria una unidad de respaldo.

La Figura 6 muestra el principio del intercambiador de calor con lecho fluidizado. Este intercambiador utiliza un canal de entrada con dos placas de distribución y un canal de salida ensanchado para la separación de las partículas del líquido. Aunque el esquema de la Figura 6 sugiere el uso de un solo tubo descendente para el retorno de las partículas y parte del líquido desde el canal de salida hasta el canal de entrada, en realidad se utilizan más tubos descendentes paralelos del mismo diámetro que los tubos de intercambio de calor. El diámetro de los tubos es de aproximadamente 50 mm, mientras que las partículas están hechas de trozos de alambre de acero inoxidable con un diámetro de 2 a 3 mm. Todos los tubos de intercambio de calor y los tubos descendentes están equipados con extensiones que, en combinación con las placas de distribución, juegan un papel importante en la distribución uniforme del líquido y las partículas.

De acuerdo con las concentraciones de sólidos obtenidos en la vinaza después de la evaporación se pueden dar las siguientes alternativas de tratamiento:

- Concentración de sólidos totales hasta 25 % (p/p) para compostaje.
- Concentración de sólidos totales hasta 30 % (p/p) para incineración.
- Concentración de sólidos totales hasta un rango entre 58 y 60 % (p/p) para caldera.
- Concentración de sólidos totales hasta 60 % (p/p) para alimento animal.
- Concentración de sólidos totales hasta 60 % o 35 % (p/p) para fertilizante líquido.

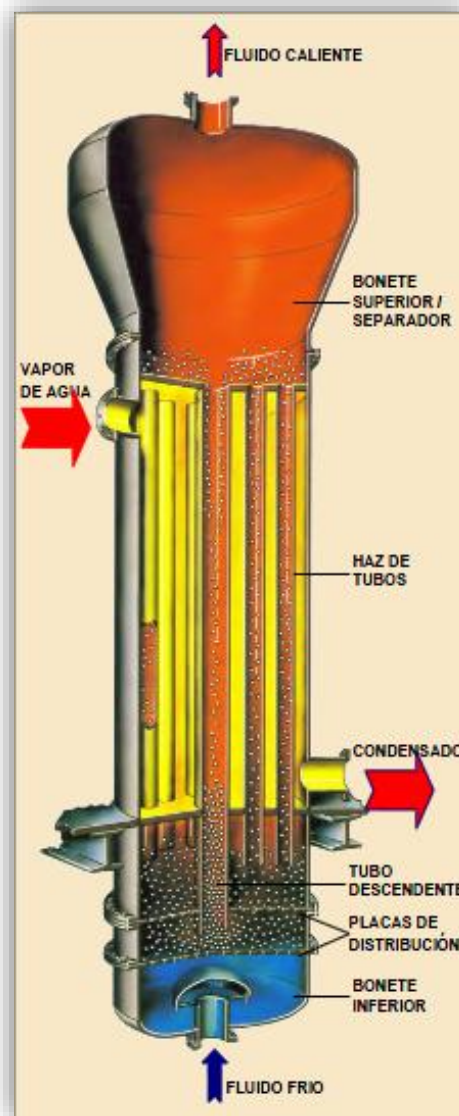


Figura 6. Principio del intercambiador de calor con lecho fluidificado auto limpiante (Klaren,2005).

- **Tratamiento de Flemaza y Condensados de Vinaza.**

Se conoce como flemaza al efluente del fondo de la columna rectificadora, el cual contiene principalmente ácidos orgánicos volátiles como ácido acético, propiónico, butírico. La cantidad de flemaza generada depende de la concentración de alcohol y de la configuración de la destilación, teniendo en cuenta que a mayor concentración de alcohol en el vino, menor cantidad de flemaza. La Figura 7 muestra un esquema del tratamiento de flemaza y condensados de vinaza a 65°C. En un tanque se lleva a cabo la neutralización de la flemaza

mediante la adición de una lechada de cal, posteriormente se enfría la mezcla entre 35 y 36°C en un tanque abierto para que se dé un enfriamiento natural o por medio de agua de torre de enfriamiento. El efluente neutralizado y enfriado se trata en una segunda fase aeróbica para reducir la carga orgánica (DQO Y DBO), a los límites deseados para su disposición final. Esta fase consta de un proceso de hidrólisis, metanización por medio de microorganismos, aireación y clarificación (Praj, 2005).

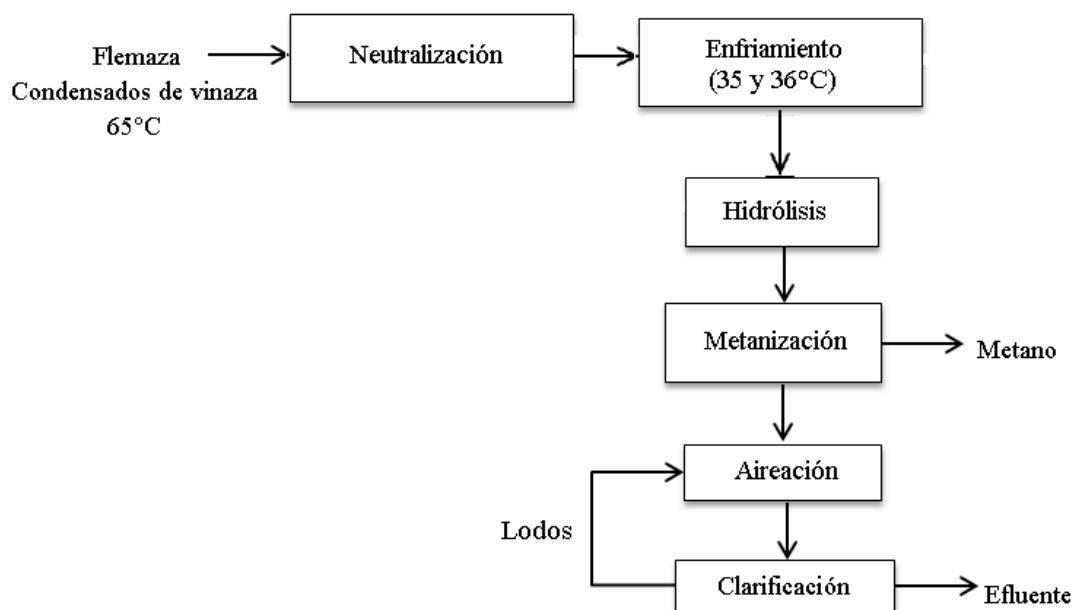


Figura 7. Esquema tratamiento de flemaza y condensados de vinaza.

2. METODOLOGÍA

La metodología para el desarrollo de la simulación incluyó la definición de los componentes que intervienen en el proceso, la selección de un modelo termodinámico y las unidades de procesos, además de definir las condiciones de operación como temperatura, presión, flujo de materiales, entre otras, que fueron tomados de la información de operación de la planta. Adicionalmente se definieron las alternativas de la integración energética entre la vinaza, condensados de vinaza y flemaza.

2.1 EMPLEO DE ASPEN PLUS

La amplia utilización de Aspen Plus como paquete de simulación para procesos químicos y los resultados obtenidos en la industria a partir de él, hace que se considere como uno de los paquetes de simulación más completos. Este paquete posee una amplia base de datos, herramientas tendientes a la optimización como análisis de sensibilidad, estudios de casos y manejo de función objetivo, además de variadas alternativas al implementar la simulación de un equipo en particular, proporcionando herramientas e información idónea al momento de realizar análisis de situaciones particulares, comparando aspectos tanto técnicos como económicos que sustentan de manera sólida la selección de alternativas que mejoren un proceso determinado (Velasco, 2013).

Como se plantea en la revisión bibliográfica, existe una amplia variedad de simuladores que pueden ser implementados en el estudio de procesos. Se seleccionó Aspen Plus por su versatilidad, su robustez y las herramientas de análisis que brinda, minimizando en gran medida el esfuerzo de elaboración y programación de rutas de cálculo complejas que devengarían tiempo considerable. Además permite realizar fácilmente un análisis de sensibilidad con el fin de generar mejoras en los procesos planteados.

Aprovechando las ventajas que ofrece este tipo de simulador, se decidió realizar la simulación para mejorar el proceso de destilación mediante la integración energética entre condensados de

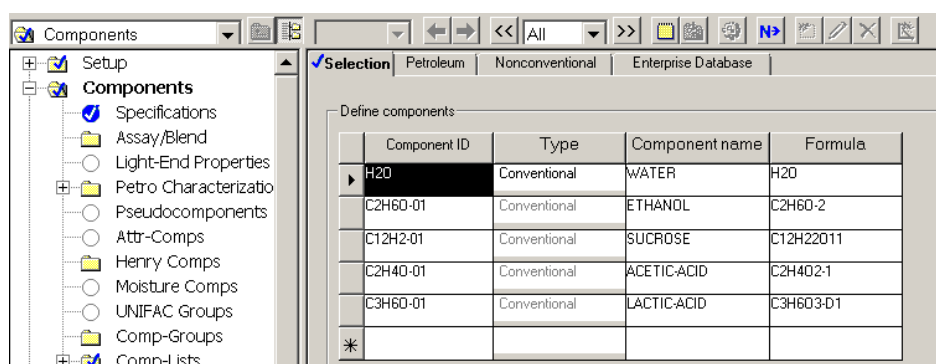
vinaza, flemaza y vinaza, determinando una alternativa de diseño que mejore el funcionamiento de esta planta.

2.2 COMPOSICIÓN DE VINO Y VINAZA

Según las muestras tomadas en el laboratorio de la destilería de Mayagüez, el vino obtenido en la etapa de fermentación está compuesto principalmente por etanol, agua, dióxido de carbono (CO_2), ácido acético, sólidos solubles, además de otros compuestos orgánicos como: ácido butírico, ácido propiónico, y alcoholes superiores como propanol y butanol.

Vadivel y Minhas caracterizaron la vinaza para estudiar la importancia de la gestión de residuos en la agricultura y la revisión de la calidad ambiental. La vinaza obtenida en la etapa de destilación está compuesta de agua, solidos orgánicos, minerales, nutrientes como N, P_2O_5 , K_2O y otros componentes como glicerol, ácido láctico y ácido acético (Vadivel & Minhas, 2014).

Ebri desarrolló un trabajo enfocado en aumentar la producción de etanol y reducir el daño ambiental causado por la generación de residuos líquidos (vinazas) utilizando concentraciones de ácidos orgánicos y alcoholes superiores, menores al 0.05% para estas dos sustancias. Por lo tanto en los estudios sobre la demanda energética en este proceso de evaporación solo se consideraron los compuestos que se encontraron en grandes proporciones, para el vino: etanol, agua, acidez volátil y sólidos solubles (ver Figura 8), y para la vinaza: agua y sólidos solubles (Ebri, 2013).



Component ID	Type	Component name	Formula
H2O	Conventional	WATER	H2O
C2H6O-01	Conventional	ETHANOL	C2H6O-2
C12H22O11	Conventional	SUCROSE	C12H22O11
C2H4O2-01	Conventional	ACETIC-ACID	C2H4O2-1
C3H6O3-01	Conventional	LACTIC-ACID	C3H6O3-1
*			

Figura 8. Composición de vino en Aspen Plus.

2.3 SELECCIÓN DEL MODELO TERMODINÁMICO

Una adecuada elección de las ecuaciones que representen las propiedades termodinámicas y el equilibrio de fases en el proceso de concentración de vinaza es un aspecto crítico para un buen resultado al generar su simulación. Existen muchos modelos termodinámicos, los cuales se filtran con el fin de emplear el más idóneo, usando criterios de selección adecuados, tales como: la polaridad del sistema, el carácter orgánico, el grado de disolución, entre otros.

Se llevó a cabo una validación y evaluación de modelos termodinámicos como Wilson, UNIFAC, Van Laar y NRTL con los datos actuales de la planta, para escoger el más adecuado. Según las condiciones de la mezclas estudiadas (vino y vinaza) y la selección de los modelos termodinámicos realizada por otros autores para representar el equilibrio líquido-vapor en la simulación, se seleccionó el modelo NRTL-RK como el más idóneo para representar la simulación. Este modelo está incluido en la base de datos del simulador, como se muestra en la Figura 9.

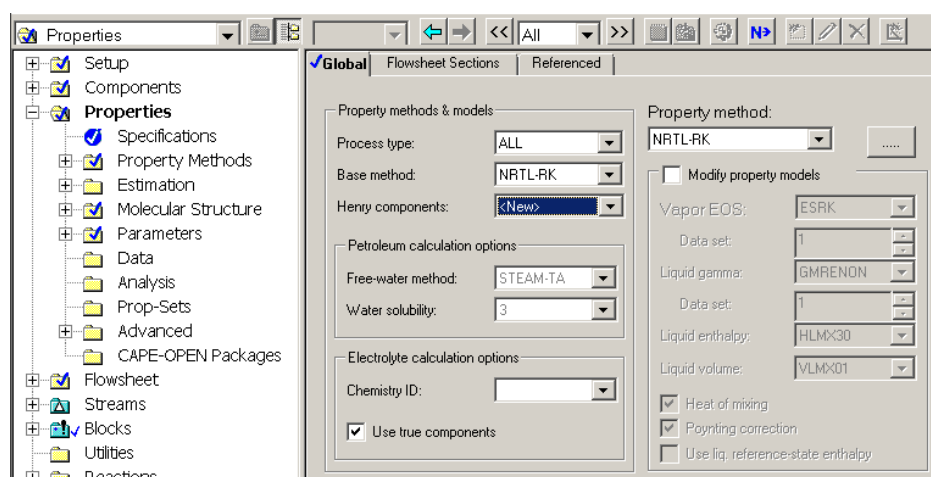


Figura 9. Modelo termodinámico en Aspen Plus.

2.4 SIMULACIÓN DE LA ETAPA DE EVAPORACIÓN DE VINAZA

La Figura 10 muestra un esquema de la etapa de destilación y concentración de vinaza de la destilería Mayagüez. Parte del vino que se alimenta a la columna mostera C-401 se precalienta

con la vinaza que se recircula a fermentación por medio del intercambiador H-401. El vino restante que se alimenta a la columna mostera C-404, se precalienta con la vinaza proveniente del fondo de los tanques de vaporización súbita T-403 y T-428 (Tanques instantáneos) por medio de los intercambiadores H-408 y H-428.

La corriente de vinaza no recirculada, con una concentración de sólidos solubles entre 8 y 10% (p/v), se precalienta por medio de los intercambiadores de placas H-424 y H-431 y se envía a los evaporadores tipo Flubex, los cuales están configurados en paralelo. Los condensados de vinaza recuperados en el tanque T-423 (temperatura 93°C) se utilizan como fluido de calentamiento en el intercambiador H-424, la vinaza concentrada resultante de los Flubex (temperatura 93°C) se utiliza en el intercambiador H-431.

Para la realización de este proyecto se simularon las etapas de precalentamiento de vino y la concentración de vinaza hasta los evaporadores Flubex, sin tener en cuenta las columnas de separación, ya que solo se trabajó la integración energética entre condensados de vinaza, flemaza y vinaza. Las razones son las deficiencias de intercambio de calor que afectan las condiciones de temperatura para la concentración de vinaza en los evaporadores y la eficiencia de operaciones como el calentamiento del vino que entra a las columnas de separación (mosteras) y el enfriamiento de los condensados de vinaza y flemaza que se envían a la planta de tratamientos residuales (ver Figura 11).

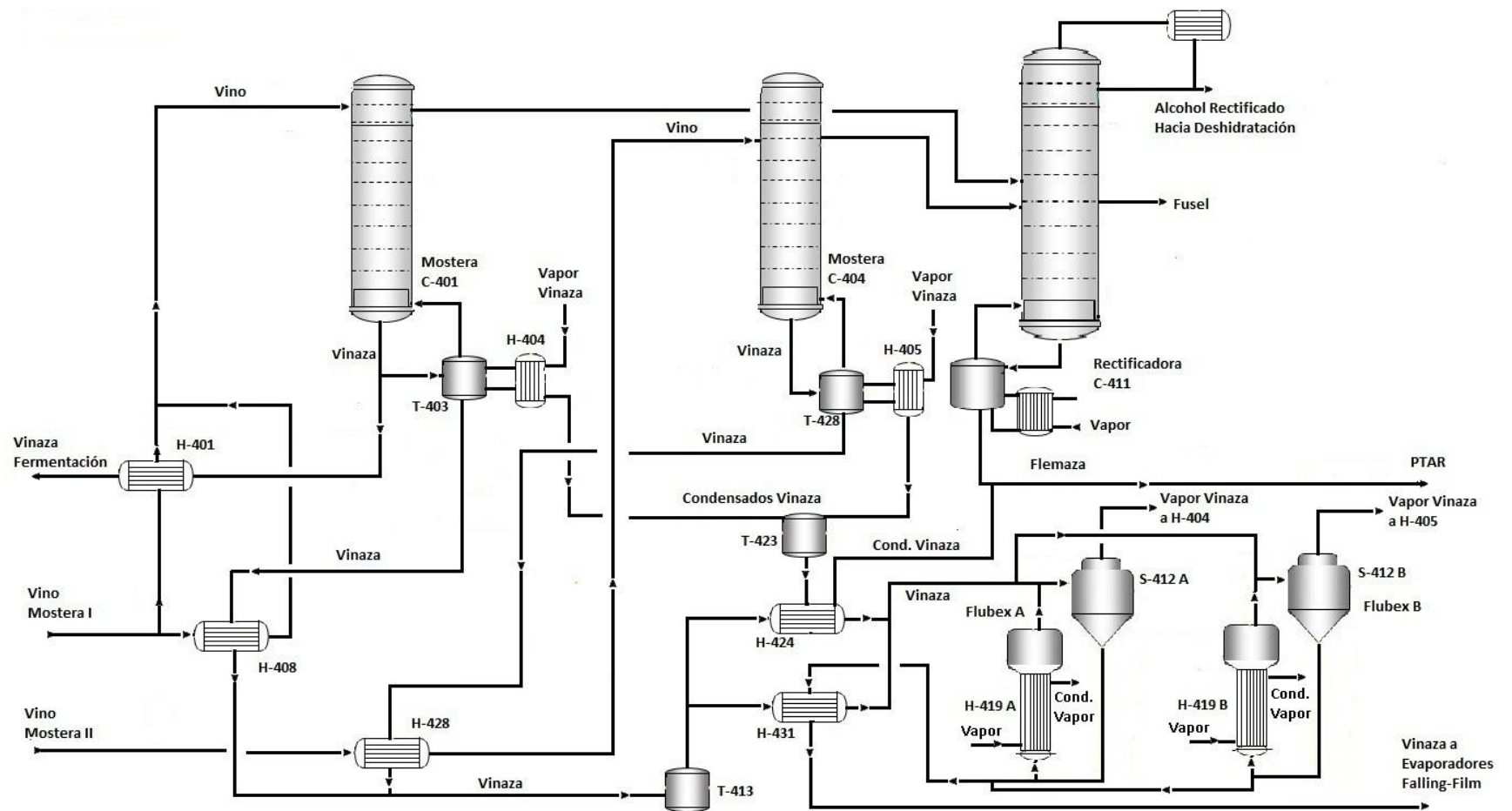


Figura 10. Esquema energético actual entre condensados de vinaza, flemaza y vinaza de la destilería Mayagüez.

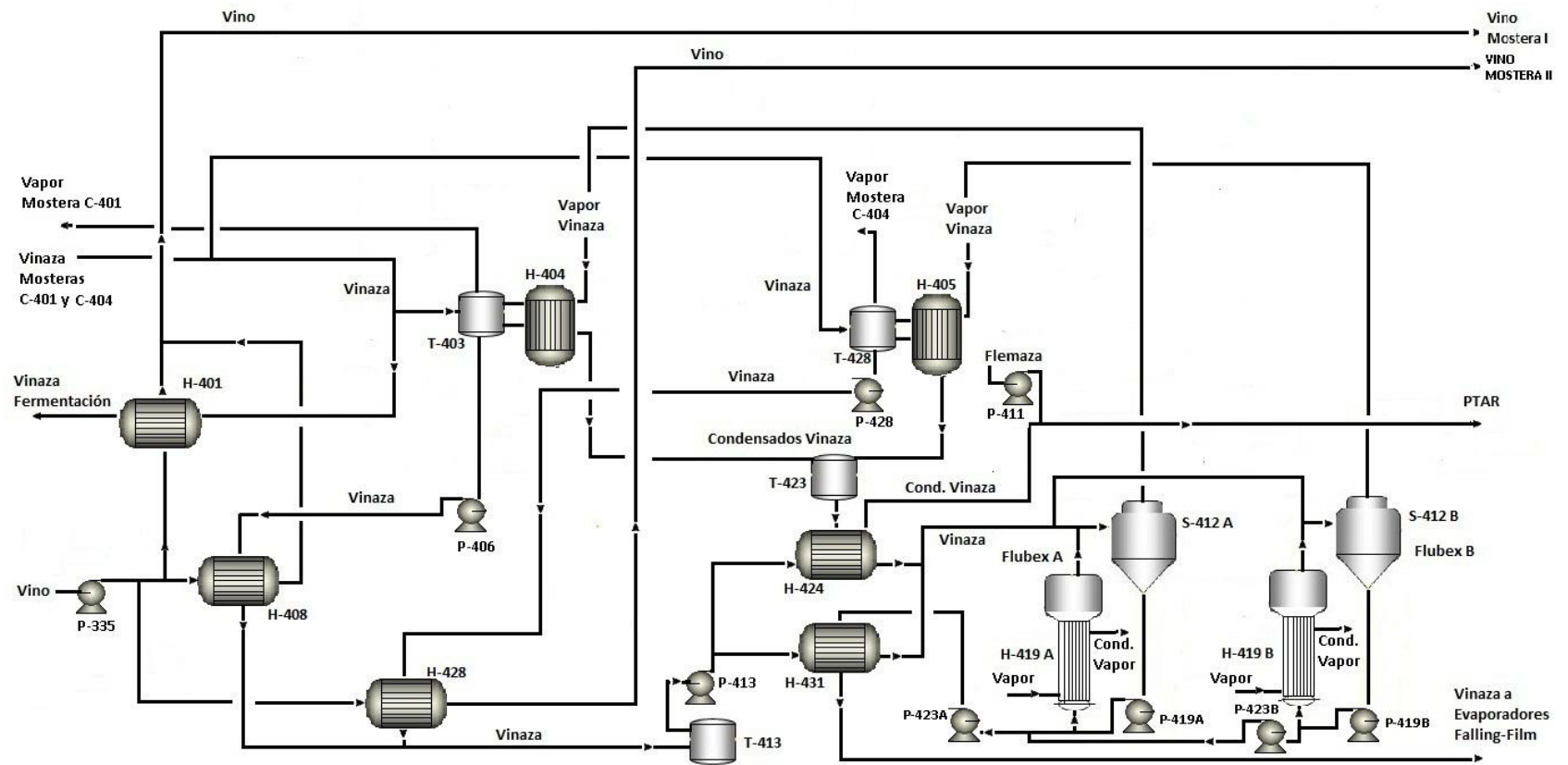


Figura 11. Esquema actual de la integración energética entre condensados de vinaza, flemaza y vinaza en el simulador Aspen Plus.

2.4.1 Configuración de la simulación.

El paquete Aspen Plus cuenta con todos los modelos y componentes para llevar a cabo la simulación de la etapa de concentración de vinaza. Se tuvo como punto de partida los datos de entrada de vino y vinaza. Para el vino: 81.35 % de agua, 10 % de sólidos solubles, 8% de etanol, 4,000 ppm de ácido láctico y 2,500 ppm de ácido acético (composición másica), temperatura de 32°C y flujo de 111,507 kg/h. Para la vinaza: 92% de agua y 8% de sólidos solubles (composición másica). Estos datos se obtuvieron de los muestreos históricos (2013) que se hicieron en el laboratorio de la destilería y se tomaron en el cuarto de control por los transmisores de temperatura y flujo ubicados en la entrada de la etapa de destilación (ver Figura 12).

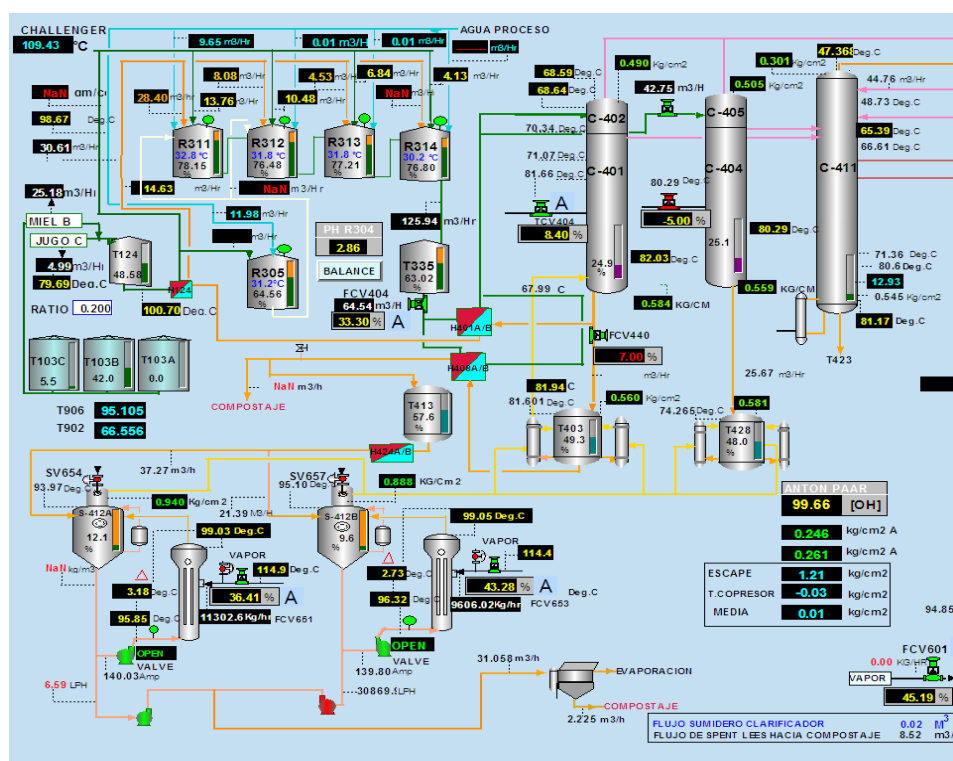


Figura 12. Recopilación de datos de operación en el cuarto de control.

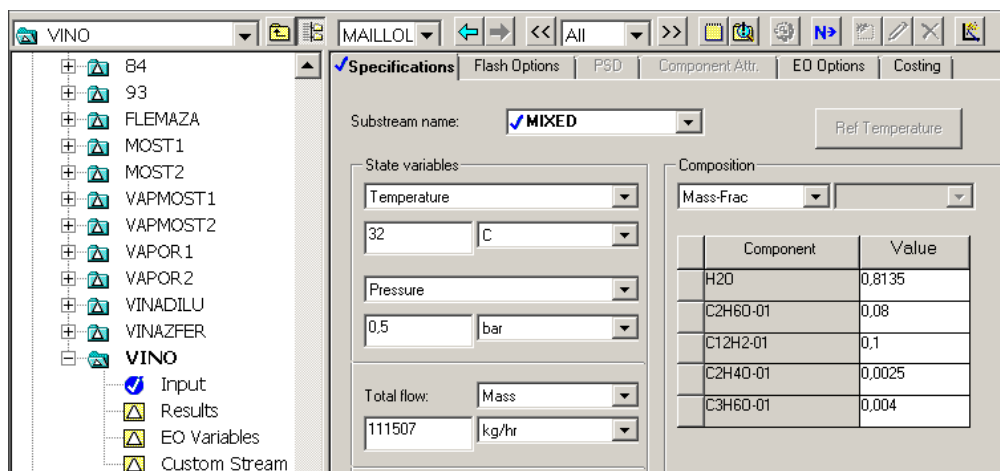


Figura 13. Datos de flujo de alimentación de vino.

En las Tablas 1 y 2 se reportan los parámetros de configuración para los intercambiadores de calor tipo placa y de tubos y coraza respectivamente. En el proceso se encuentran los precalentadores de vino (H-401, H-408 y H-428) y los precalentadores de vinaza (H-424 y H-431), cada uno se configuró con el área y el coeficiente de transferencia de calor, los cuales fueron tomados de las hojas de especificación de cada intercambiador. Para los rehervidores de los separadores instantáneos o Flubex (H-419A y H-419B) y los rehervidores de los tanques instantáneos (H-404 y H-405), se especificó la fracción de vapor a la salida de la carcasa, y la temperatura de operación.

Tabla 1. Especificación de los intercambiadores de calor de placas.

Equipo	Área de transferencia (m ²)	Dirección de flujo
Precalentador de vino (H-401)	144	Contracorriente
Precalentador de vino (H-408)	32	Contracorriente
Precalentador de vino (H-428)	162	Contracorriente
Precalentador de vinaza (H-424)	80	Contracorriente
Precalentador de vinaza (H-431)	48	Contracorriente

Tabla 2. Especificación de intercambiadores de calor tipo tubos y coraza.

Equipo	Temperatura de operación (°C)	Fración salida de vapor
Rehervidor (H-404)	94	0.0
Rehervidor (H-405)	94	0.0
Evaporador Flubex (H-419 A)	80	0.0
Evaporador Flubex (H-419 B)	80	0.0

La Tabla 3 muestra la especificación de los separadores instantáneos de vinaza. La configuración de los separadores instantáneos: tanques instantáneos de vinaza (T-403 y T-428) y separadores instantáneos de vinaza (S-412A y S-412B) se estableció definiendo la presión de operación de estos equipos.

Tabla 3. Especificación de los separadores instantáneos de vinaza.

Equipo	Presión (bar)
Tanque instantáneo (T-403)	0.47
Tanque instantáneo (T-428)	0.47
Separador instantáneo (S 412-A)	0.80
Separador instantáneo (S 412-B)	0.80

La Tabla 4 muestra la especificación de las bombas. La configuración de las bombas involucradas en el proceso de concentración de vinaza, se estableció definiendo la presión de descarga de estos equipos.

Tabla 4. Especificación de las bombas.

Equipo	Presión de descarga (bar)
Bomba de vino (P-335)	3.70
Bomba de flemaza (P-411)	2.70
Bomba de condensados vinaza (P-424)	4.40
Bomba de vinaza diluida (P-406)	4.76
Bomba de vinaza diluida (P-428)	4.08
Bomba de vinaza diluida (P-413)	4.04
Bomba de recirculación vinaza Flubex I (P-419 A)	2.30
Bomba de recirculación vinaza Flubex II (P-419 B)	2.20
Bomba de vinaza salida Flubex (P-422)	4.54
Bomba de vinaza salida Flubex (P-423)	4.54

Para el desarrollo de los balances de energía se consideró una condición adiabática para los intercambiadores de calor y separadores instantáneos, ya que en la planta todos los equipos se encuentran aislados térmicamente.

2.5 ALTERNATIVAS DE INTEGRACIÓN ENERGÉTICA

Las alternativas de integración energética en las empresas son herramientas que responden a la tendencia actual de buscar soluciones que garanticen la obtención de una tecnología más limpia, donde se aprovechen corrientes intermedias de los procesos dentro del mismo proceso. En este caso, se utilizó una integración energética para disminuir el consumo de utilidades en el proceso.

2.5.1 Descripción de alternativas.

En las Figuras 14 y 15 se observan las alternativas de integración energética entre flemaza, vinaza y condensados de vinaza en las etapas de destilación y concentración de vinaza de la destilería Mayagüez.

En la alternativa 1, se utiliza el mismo precalentamiento del vino y la vinaza, pero la configuración de los Flubex es en serie.

En la alternativa 2, Parte del vino que se alimenta a la columna mostera C-401 se precalienta con la vinaza que se recircula a fermentación por medio del intercambiador H-401. El vino restante que se alimenta a la columna mostera C-404, se precalienta con la vinaza proveniente del fondo de los tanques de vaporización súbita T-403 y T-428 (Tanques instantáneos) por medio de los intercambiadores H-408, y con condensados de vinaza recuperados en el tanque T-423 (temperatura 93°C) por medio del H-428.

La corriente de vinaza no recirculada, con una concentración de sólidos solubles entre 8 y 10% (p/v), se precalienta por medio de los intercambiadores de placas H-424 y se envía a los evaporadores tipo Flubex, los cuales están configurados en paralelo. La vinaza concentrada resultante de los Flubex (temperatura 93°C) se utiliza como fluido de calentamiento en el intercambiador H-424. Como consecuencia, el intercambiador H-431 se elimina del proceso.



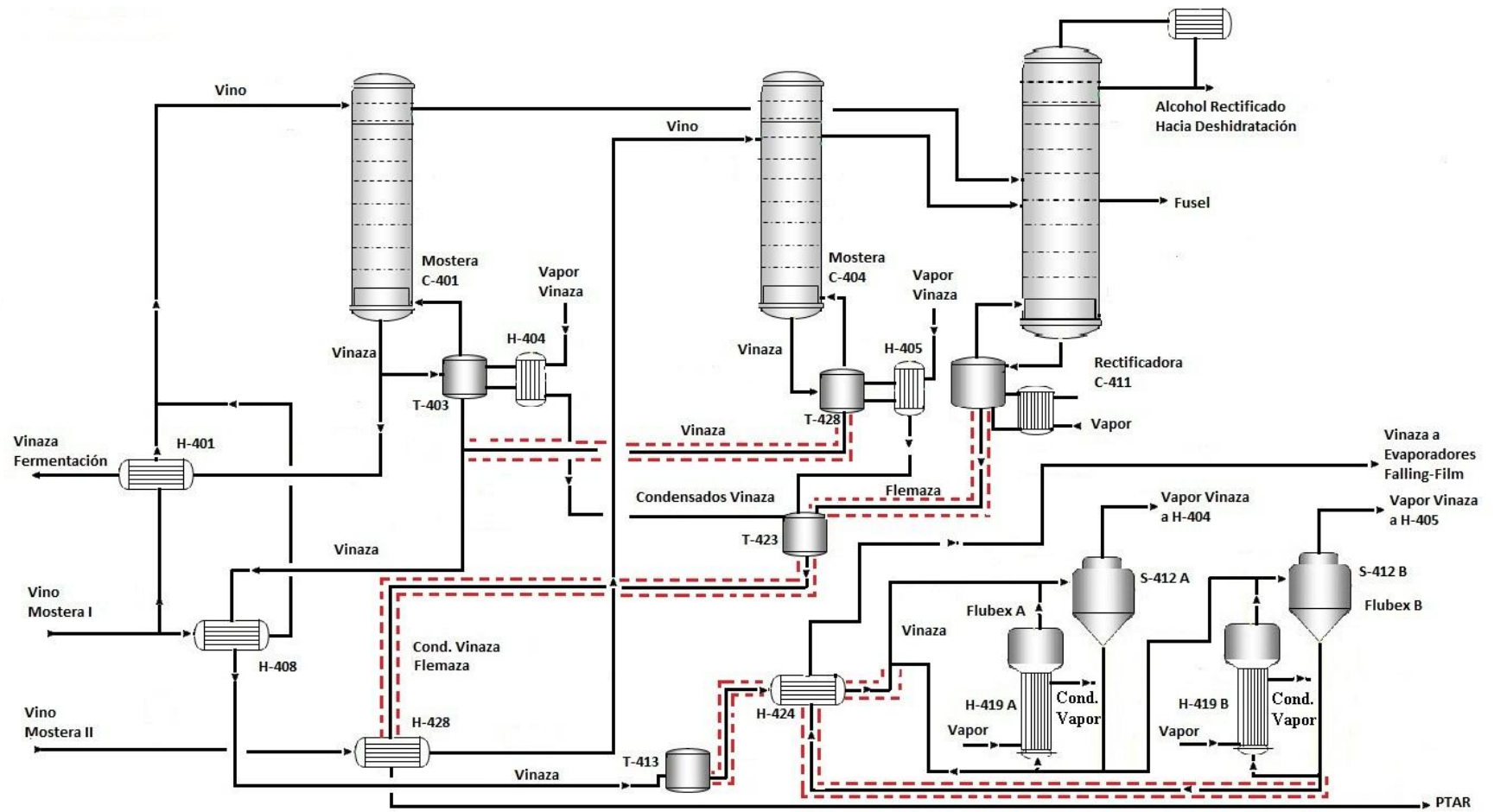


Figura 15. Esquema alternativa 2 integración energética entre condensados de vinaza, flemaza y vinaza.

3 RESULTADOS Y ANÁLISIS

3.1 RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN DEL CASO BASE

A partir de la información de los parámetros de operación de la planta, se desarrolló la simulación para el caso base que corresponde a la producción de 250,000 litros/día de alcohol carburante, para la cual se necesita un flujo de vino de 111,507 kg/h, con un grado alcohólico promedio de 10% (v/v) de etanol y la composición definida en la sección 2.4.1 junto con los parámetros de operación definidos también en la misma sección.

En la Figura 16 se muestran los resultados de la simulación del caso base de la integración energética actual de la vinaza, condensados de vinaza y flemaza. Las variables más influyentes en este estudio fueron la temperatura y flujo, ya que de estas variables depende en gran medida la cuantificación de calor de ese sistema.

El sistema está representado por una zona de precalentamiento de vino con la salida de la vinaza del fondo de las columnas mosteras, por los rehervidores y separadores instantáneos acoplados a las mosteras y el sistema de concentración de vinaza en Flublex. Se logró una eficiencia de 98,9 % y 93,4% de los rehervidores (H-404 y H-405) y los Flubex respectivamente. Estos valores coinciden con la especificación de diseño para cada uno de los evaporadores (Klaren, 2005b).

En la zona de concentración de vinaza se utilizó como entrada el 50% del flujo total de este efluente, ya que el otro 50% se recirculó en la etapa de fermentación. En este caso, se enviaron 47,494 kg/h de vinaza y 19,450 kg/h de vapor de escape (1.1 bar y 120°C) a los evaporadores Flubex. Se obtuvo como resultado una salida de 29,529 kg/h de vinaza hacia los evaporadores de película descendente y una relación de 0.92 kg de masa evaporada por kilogramo de vapor consumido.

El requerimiento energético para el sistema de concentración de vinaza evaluado (caso base), está representado por la demanda térmica en los Flubex del separador de vinaza, los cuales

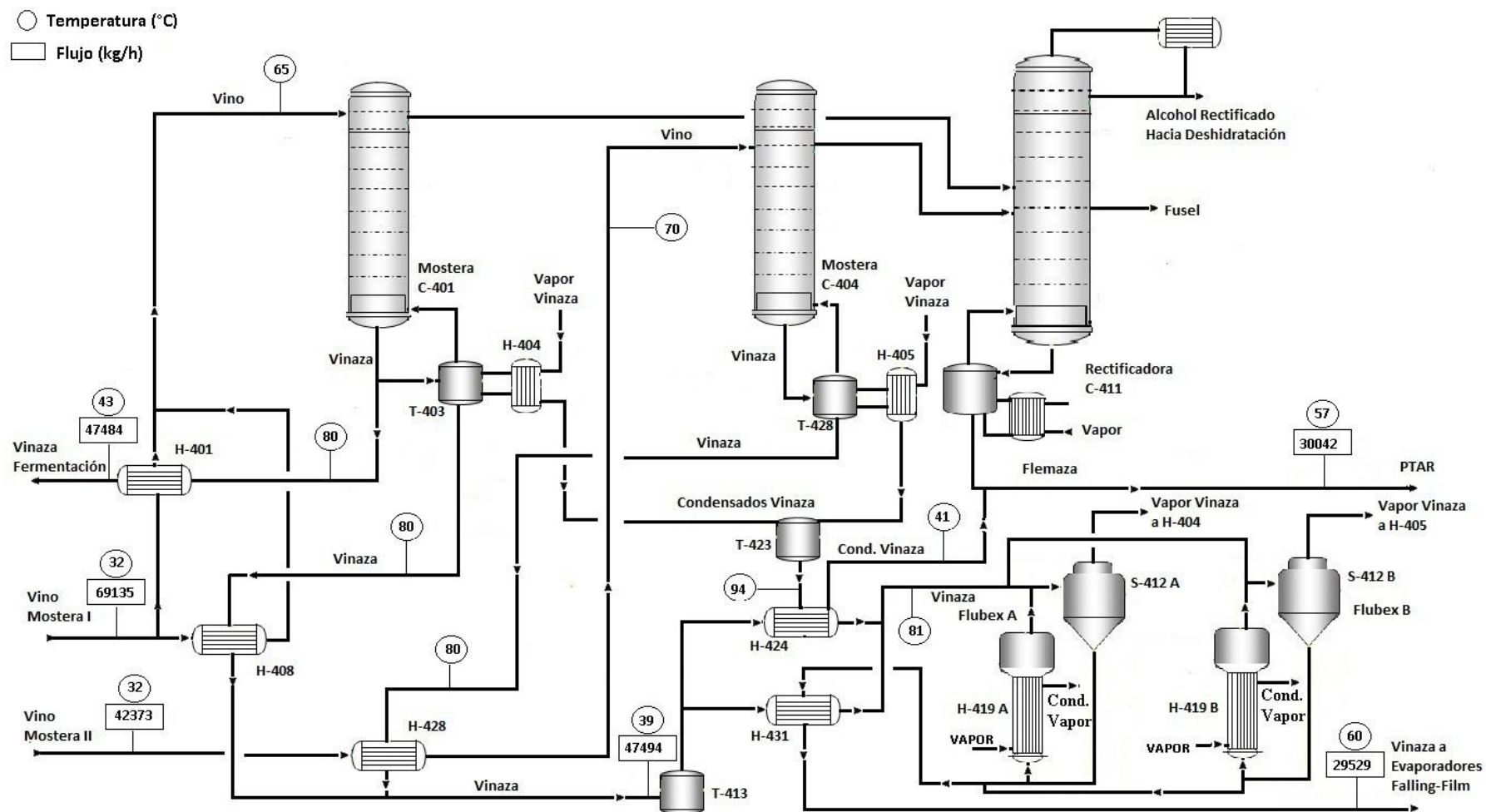


Figura 16. Esquema resultado del caso base de integración energética actual entre condensados de vinaza, flemaza y vinaza en el Ingenio Mayagüez.

necesitan de un flujo de energía de 5,871,830 kcal/h para el Flubex A y 4,605,885 kcal/h para el Flubex B, para una demanda total de 10,477,715 kcal/h de vapor de agua, equivalentes a un flujo de vapor de 19,450 kg/h.

Teniendo en cuenta el vapor consumido por el rehervidor de la rectificadora C-411, cuyo consumo fue de 1,906,998 kcal/h para un total de consumo de vapor de 12,384,713 kcal/h, equivalentes a un flujo de vapor total de 22,990 kg/h. Referida la demanda térmica respecto a la cantidad de alcohol al 96%(v/v) producido (10,850 litros/h, alcohol rectificado), se presenta un consumo específico de 1,141 kcal/litro (1,509 kcal/kg) y en términos de vapor corresponde a 2.12 kg/litro (2.79 kg vapor consumido/kg alcohol rectificado).

3.2 VALIDACIÓN DE LA SIMULACIÓN DEL CASO BASE

Los resultados de la simulación se validaron con los datos de la operación de la destilería y por medio del balance de la planta para una producción de alcohol carburante de 250,000 Litros/día. A continuación, se muestra el análisis comparativo de las temperaturas, presiones y flujos más representativos de la operación de la etapa de destilación (área vinaza) obtenidos por la simulación y los valores del balance de la planta.

En la Tabla 5 se presenta la validación de los perfiles de temperatura para el caso base y se observa que los valores calculados por la simulación se encuentran dentro del rango de variación permitido para cada variable según el criterio de los fabricantes.

Tabla 5. Validación del perfil de temperatura de la simulación para el caso base

Variables	Valor real planta [°C]	Valor Simulación [°C]	Diferencia Relativa (%)
Vino entrada H-401	32.0	32.0	0.0
Vino salida H-401	62.0	65.0	4.8
Vino entrada H-428	32.0	32.0	0.0
Vino salida H-428	68.0	69.8	2.6
Vinaza entrada H-401	80.0	80.0	0.0
Vinaza hacia fermentación	40.5	43.0	6.1
Vinaza entrada H-428	80.0	80.0	0.0
Vinaza salida H-428	40.0	39.4	1.5
Vinaza entrada H-424	41.5	39.4	5.0
Vinaza salida H-424	83.0	82.3	0.8
Condensados vinaza entrada H-424	93.0	93.7	0.7
Condensados vinaza salida H-424	45.0	41.4	5.6
Vinaza entrada H-431	41.5	39.4	5.0
Vinaza salida H-431	83.0	81.4	1.9
Vinaza hacia Evaporadores F. Falling	58.0	60.0	3.4
Flemaza	80.0	80.0	0.0
Cond. vinaza y flemaza hacia PTAR	62.0	57.4	7.4

Las diferencias relativas más notorias referidas al valor normal de operación de cada parámetro ocurren para las temperaturas de los condensados de vinaza y flemaza hacia PTAR (Planta de aguas residuales) con una diferencia relativa de 7.4 %, condensados de vinaza a la salida de H-424 con 5.6 % y vinaza a la entrada de H-424 con 5.0 %. Esta misma tendencia se presenta con la presión como se observa en la Tabla 6.

Tabla 6. Validación del perfil de presión de la simulación para el caso base.

Variables	Valor real planta [bar]	Valor Simulación [bar]	Diferencia Relativa (%)
Tanque de Vinaza T-413	1.10	1.10	0.0
Tanque Flash Vinaza T-403	0.48	0.47	2.1
Tanque Flash Vinaza T-428	0.48	0.47	2.1
Sep. Flash Vinaza S-412 A	0.78	0.80	2.5
Sep. Flash Vinaza S-412 B	0.78	0.80	2.5

Tabla 7. Cuadro comparativo de los principales flujos del proceso de destilación (área vinaza)

Flujo	Valor real planta [kg/h]	Valor simulación [kg/h]	Diferencia relativa (%)
Vino para destilación	111,507	111,507	0.0
Vino consumido mostera C-401	68,313	69,135	1.2
Vino consumido mostera C-404	42,187	42,373	0.4
Vinaza para H-401	45,500	47,384	4.1
Vapor de Vinaza para H-404	10,444	10,172	2.6
Vapor de Vinaza para H-405	7,779	7,893	1.4
Vinaza diluida hacia Flubex	45,235	47,594	5.2
Vinaza hacia Evaporadores F. Falling	29,814	29,529	0.9
Vapor Flubex A	10,900	10,900	0.0
Vapor Flubex B	8,550	8,550	0.0

En la Tabla 7 se muestra un cuadro comparativo de los principales flujos del proceso de destilación, donde se observa que la desviación más notoria ocurre para la vinaza diluida hacia Flubex y para la vinaza hacia el intercambiador H-401, con una diferencia relativa de 5.2 % y 4.1 % respectivamente. Esto se debe a los cambios en la cantidad de vinaza recirculada que se envía a fermentación.

3.3 RESULTADOS DE SIMULACIÓN PARA LAS ALTERNATIVAS DE INTEGRACIÓN ENÉRGICA

En las Figuras 17 y 18 se observan los resultados obtenidos en la simulación para las alternativas 1 y 2, respectivamente.

La Tabla 8 muestra un cuadro comparativo de las temperaturas y flujos más representativos de la operación de la etapa de destilación (área vinaza) obtenidos entre el valor real de la planta y las alternativas 1 y 2. Se puede notar no existen diferencias considerables entre las temperaturas actuales y la alternativa 1, debido al cambio que se hizo en la configuración de los Flubex. Sin embargo, en el flujo de vinaza hacia los evaporadores de película descendente (Falling Film) se presenta una disminución del 0.46 %, equivalentes a 3.3 Ton/día. Además se observó que las temperaturas y flujos de la alternativa 2 poseen diferencias notables con respecto a los valores actuales y la alternativa 1 en los puntos críticos del proceso, tales como:

Tabla 8. Cuadro comparativo de variables entre el valor real en planta y valor simulación alternativas

Variables	Unidad	Valor Real planta	Valor simulación 1° Alternativa	Valor simulación 2° Alternativa
Temperatura Vino entrada Mostera 1	°C	65.0	65.0	68.0
Temperatura Vino entrada Mostera 2	°C	70.0	70.0	73.0
Temperatura Vinaza a Fermentación	°C	43.0	43.0	43.0
Temperatura condensados Vinaza y flemaza hacia PTAR	°C	57.0	56.0	37.0
Temperatura salida Vinaza T-413	°C	39.0	39.0	67.0
Temperatura entrada Vinaza Flubex	°C	81.0	81.0	82.0
Temperatura salida Vinaza Flubex	°C	60.0	61.0	68.0
Flujo vinaza hacia Falling Film	kg/h	29,529	29,391	29,205

- La temperatura de entrada de las mosteras osciló entre 65°C y 70°C para el cas actual y la alternativa 1, respectivamente. Mientras que la alternativa 2 tuvo un aumento de 3°C en las dos columnas, lo cual indica una disminución en el consumo de vapor. Bastidas (2010) comprobó que el consumo de vapor en el tren de destilación se disminuyó en un 5%, cuando la temperatura de entrada del vino fue superior a 70°C (Bastidas, 2010).
- Con la integración energética en la alternativa 2, las torres de enfriamiento se desinstalarán debido a que la temperatura de llegada de estos efluentes será de 37°C, temperatura óptima para el trabajo de descomposición que realizan los microorganismos. Mientras que las torres de enfriamiento operarían normalmente con el valor actual y la alternativa 1, cuyas temperaturas fueron de 56°C y 57°C. Con éste cambio la empresa ahorrará 11,873 kcal/h en energía, equivalentes a un ahorro de \$1,242/h y \$10,880,000/año, con la salida de los dos ventiladores (V-920 A/B) y las tres bombas (P-920 A/B/C), los cuales consumían 2,150 kcal/h y 3,870 kcal/h respectivamente.

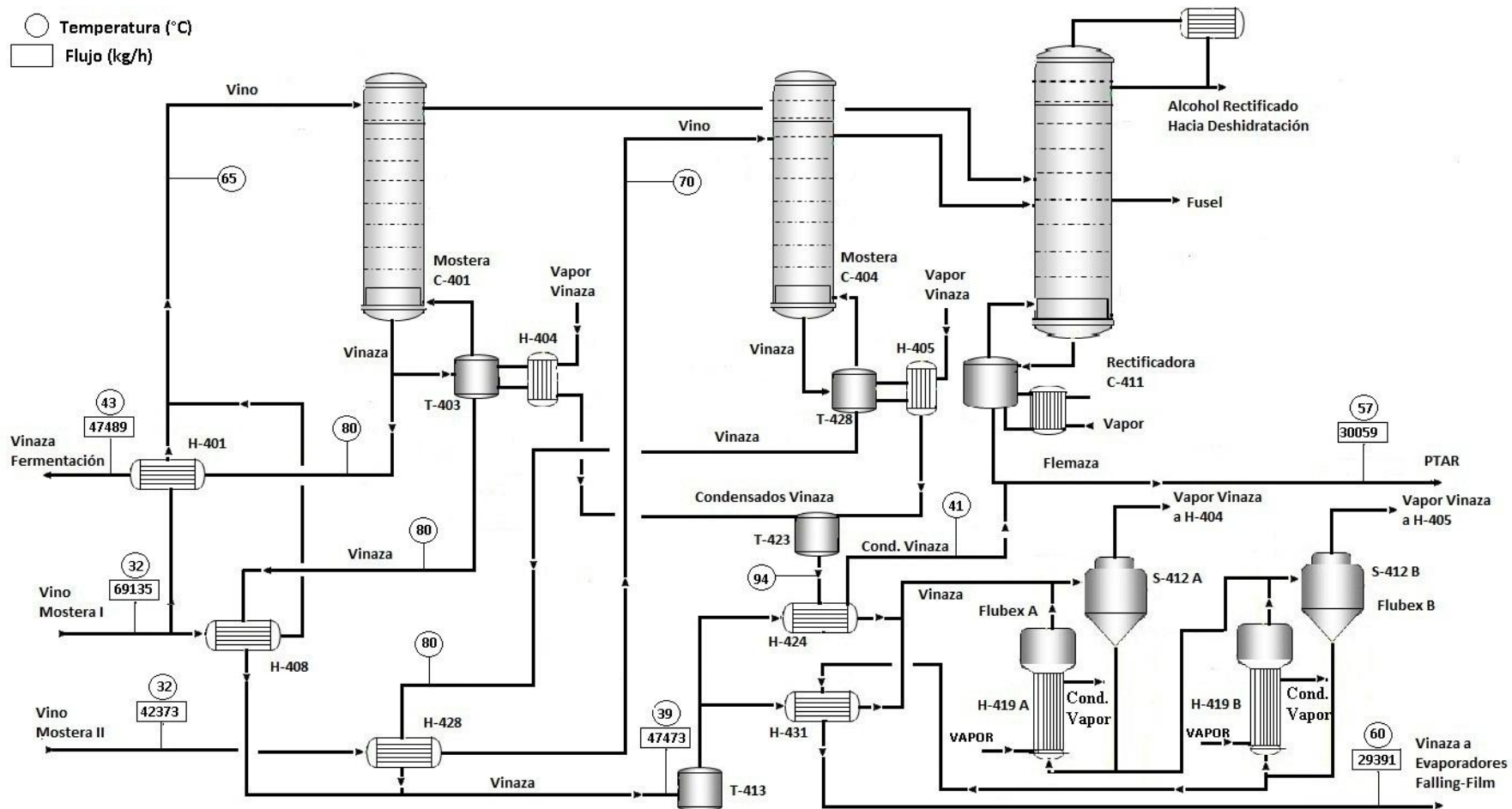


Figura 17. Esquema resultado alternativa 1 integración energética entre condensados de vinaza, flemaza y vinaza.

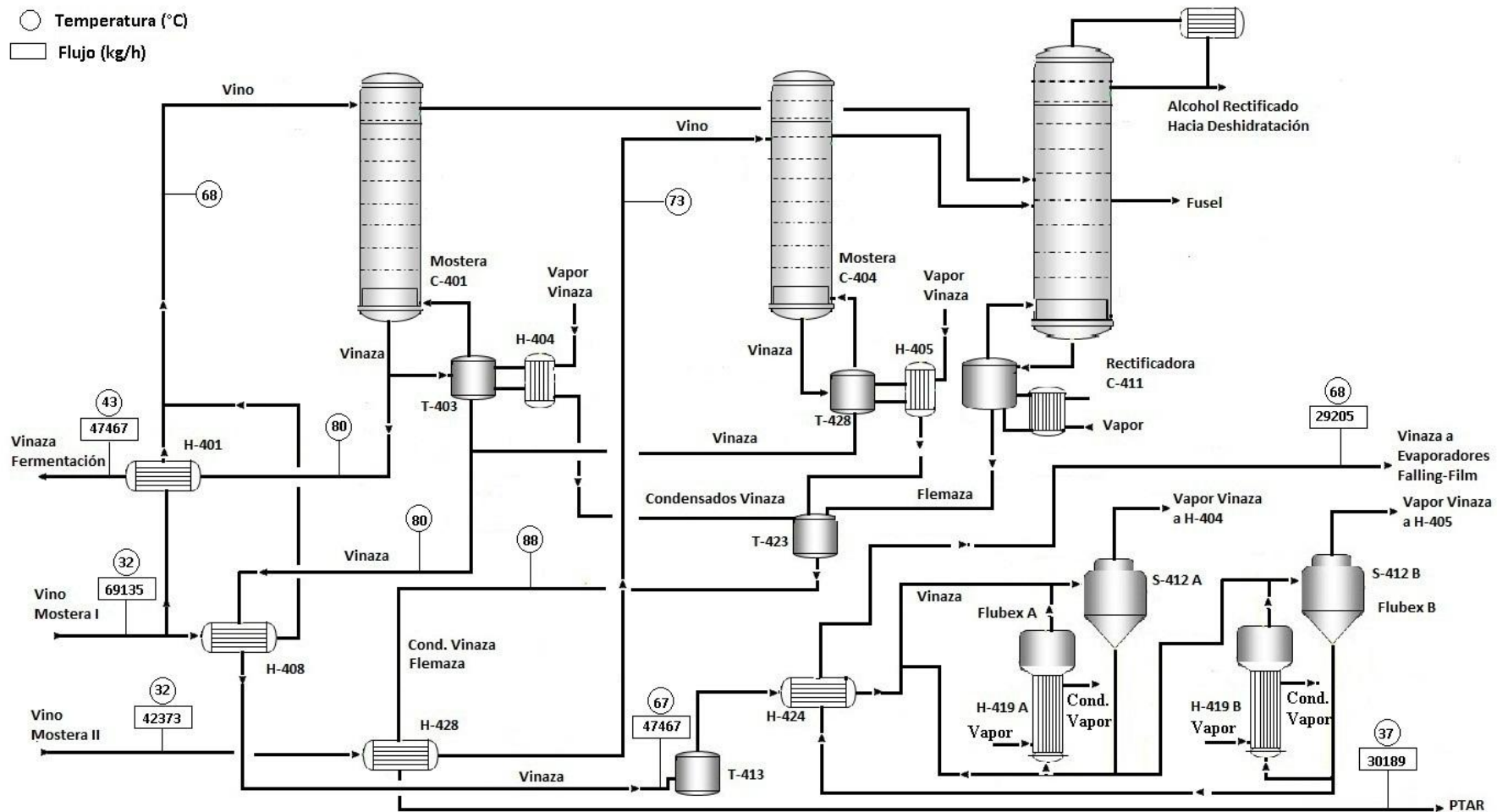


Figura 18. Esquema resultado alternativa 2 integración energética entre condensados de vinaza, flemaza y vinaza.

- La temperatura de salida de los evaporadores Flubex para la alternativa 2 fue de 68°C mientras que para los otros dos casos fueron de 60°C y 61°C respectivamente, lo que indica que con la alternativa 2 se disminuirá el consumo de vapor debido a que esta temperatura es la de entrada de los evaporadores de película descendente.
- La masa evaporada actual es de 17,965 kg/h y se obtuvo un relación de 0.92 kg masa evaporada/kg vapor consumido, mientras en la alternativa 2 se obtuvo una relación de 0.94 kg masa evaporada/kg vapor consumido.

Con las diferencias de temperatura y flujo que se mostraron en la Tabla 8 y los análisis mostrados en los ítems anteriores, la mejor opción es la alternativa 2. Por consiguiente, se muestra el requerimiento energético para dicha alternativa.

El requerimiento energético para el sistema de concentración de vinaza evaluado (alternativa 2), está representado por la demanda térmica en los Flubex del separador de vinaza, los cuales necesitan de un flujo de energía de 10,254,784 kcal/h de vapor de agua, equivalentes a un flujo de vapor de 19,036 kg/h,

Teniendo en cuenta el vapor consumido por el rehervidor de la rectificadora C-411, cuyo consumo es de 1,906,998 kcal/h para un total de consumo de vapor de 12,161,782 kcal/h, equivalentes a un flujo de vapor total de 22,576 kg/h. Referida la demanda térmica a la cantidad de alcohol al 96% (v/v) producido (10,850 litros/h, alcohol rectificado), se presenta un consumo específico de 1,120 kcal/litro (1,481 kcal/kg) y en términos de vapor corresponde a 2.08 kg/litro (2.75 kg vapor consumido/kg alcohol rectificado).

Con la alternativa 2, la empresa ahorrará 7,500 kg/día de vapor, equivalentes a un ahorro de \$ 150,000/día y \$ 54,750,000/año. Además el intercambiador H-431 quedaría disponible para futuros requerimientos energéticos.

Tabla 9. Cuadro comparativo de los ahorros de energía, vapor, dinero y costo de montaje entre las dos alternativas

Variables	Unidad	Alternativa 1	Alternativa 2
Ahorro de energía	Millones kcal/año	648.02	1,576.78
Ahorro de vapor	Ton/año	1,204.5	2,737.5
Ahorro de dinero	\$/año	24,090,000	65,630,000
Costo de montaje	\$	9,500,000	21,250,000

La Tabla 9 muestra un cuadro comparativo de los ahorros de energía, vapor, dinero y costo de montaje de las dos alternativas. Cabe resaltar que el primer año una vez se haya llevado a cabo el montaje de la alternativa 2, el ahorro de dinero neto será de \$ 44,380,000, pero en los siguientes años será de \$ 65,630,000/año. En los costos del montaje se tienen en cuenta los materiales (tubería, válvulas, etc.) y la mano de obra.

4 CONCLUSIONES

- Cuantificando el calor aprovechable al llevar a cabo la integración energética entre condensados de vinaza, flemaza y vinaza se encontró que la destilería de Mayagüez ahorraría 1,576.78 millones de kcal/año equivalentes a \$ 65,630,000/año con la implementación de la alternativa 2, lo cual corresponde a cambios en precalentamiento de vino con vinaza, condensados de vinaza y flemaza, y salida de un intercambiador en el precalentamiento de vinaza hacia evaporación. Esto se debe a que se incrementó la tasa de evaporación de vinaza, pasando de 0.92 a 0.94 kg masa evaporada por kilogramo de vapor consumido, que presentó un ahorro de 7.5 Ton/día de vapor. Adicional a esto, con esta propuesta, no se requerirían en el proceso el intercambiador H-431 A/B, los dos ventiladores V-920 A/B y las tres bombas P-920 A/B/C, logrando una disponibilidad de estos equipos para futuros requerimientos energéticos.
- Una vez implementada esta alternativa en la planta, disminuiría en un 2% la cantidad de vinaza generada del proceso de destilación, equivalente a 7.7 Ton/día, para la producción de 250,000 litros/día de etanol. Esta disminución en la producción de vinaza permitiría incrementar la productividad de la planta de etanol para alcanzar mayores volúmenes de producción.
- La simulación computacional es una herramienta valiosa para redefinir las condiciones de los procesos industriales y mejorar la productividad de las plantas, como se presentó en este estudio donde fue posible atacar desde el proceso una problemática ambiental como es la producción de vinazas de las destilerías.

5 REFERENCIAS

- Álvarez, Y. (2010). Alternativas para el tratamiento de vinazas de destilerías de etanol. *Revista Estudiantil Nacional de Ingeniería y Arquitectura*, pág 42.
- Bastidas, P. (2010). Análisis térmico e hidráulico del proceso de destilación en el Ingenio Providencia S.A. *Revista Técnicaña*, 25, 20–24.
- Caicedo, L., Fonseca, J., & Rodriguez, G. (2011). Criterios para la selección de un sistema de tratamiento de residuos y su aplicación a las vinazas de la industria alcohólica. *Ingeniería e Investigación*, Departamento de Ingeniería Química, Universidad Nacional de Colombia, 2.
- Capiró, O., Machado, O., & González, E. (2012). Simulación de la etapa de hidrólisis ácida del proceso de fraccionamiento del bagazo utilizando el programa Aspen Plus 11.1. *Centro Azúcar*, 39(2), 23-30, pp. 23–30.
- Castro, A. (2009). El tratamiento de las vinazas - la recirculación. *Revista Publicaciones e Investigación*, 51–67.
- Chanfón, J., & Acosta, Y. (2014). Alternativas de tratamiento de las vinazas de destilería. Experiencias nacionales e internacionales. *Revista Centro Azucar*, 41, 56–68.
- Clavijo, J., Sanabria, I., & Rodríguez, J. (2012). Evaluación energética y ambiental de los usos actuales y prospectivos de la vinaza. *Acta Agronómica*, 65–66.
- Díaz, G. (2013). SICOVIN V.1.0: “software” para el análisis de concentración de vinaza. *Revista Industrial y Agrícola de Tucumán*, 90(2), 39–47.
- Diez, O., & Cruz, C. (2011). Optimización energética para la producción simultánea de azúcar y alcohol en Tucumán , R . Argentina. *Revista Industrial y Agrícola de de Tucumán*, 88(2), 27–40.
- Ebri, G. (2013). Ahorro de energía y disminución de efluentes en la producción de bioetanol a partir de caña de azúcar. *VII Congreso Argentino de Ingeniería Química (CAIQ)*, Universidad Nacional de Tucumán.
- Ensinas, A., & Nebra, S. (2007). Analysis of process steam demand reduction and electricity generation in sugar and ethanol production from sugarcane. *Energy Conversion and Management*, 48, 2978–2987.
- Gavilánez, N. (2012). Diseño y construcción de un evaporador de simple efecto para concentrar vinaza en la empresa Soderal S.A. Escuela Superior Politécnica de Chimborazo, Ecuador.

- Klaren, D. (2005a). Compact self-cleaning fluidized bed heat exchangers with em baffles. *Klaren BV*, (31).
- Klaren, D. (2005b). “Zero Fouling” self-cleaning heat exchanger. *Klaren BV*, (31).
- Marriaga, N. (2009). Performance indicators of bioethanol distillation. *Biochemical Engineering Journal*, 85–92.
- Mornadini, M., & Quala, E. (2013). Alternativas para el aprovechamiento de la vinaza como subproducto de la actividad sucroalcoholera. *Estación Experimental Agroindustrial Obispo Colombes*, 34(2), 1–12.
- Palacios-Bereche, R., & Ensinas, A. (2015). Double-effect distillation and thermal integration applied to the ethanol production process. *Energy*, 82, 512–523.
- Praj. (2005). Informe técnico Producción de alcohol carburante. *Curso de Entrenamiento de Tecnología PRAJ*.
- Quintero, J., Montoya, M., Sánchez, Ó., & Cardona, C. (2007). Evaluación de la deshidratación de alcohol carburante mediante simulación de procesos. *Revista de la Facultad de Ciencias Agropecuarias*, 5, 72–83.
- Reis, E. (2010). *Diseño de un preevaporador de vinaza para la destilería de C.A. Ron Santa Teresa*. Proyecto de grado. Universidad Simon Bolivar, Venezuela.
- Tello, M. (2006). Análisis de sensibilidad en el consumo de vapor en la destilería Mayagüez. Trabajo de grado en ingeniería química. Universidad del Valle.
- Vadivel, R., & Minhas, P. (2014). Significance of vinasses waste management in agriculture and environmental quality- Review. *African Journal of Agricultural Research*, 9(38), 2862–2873.
- Velasco, D. (2013). Evaluación del desempeño de un esquema de evaporación de jugo de caña. Tesis de maestría en ingeniería química. Universidad del Valle.
- Ramos A. (2009). *Procesos de elaboración de azúcar y etanol de la caña*, p. 307-311, Colombia.

6 ANEXOS

Anexo 1. Resultado balance de materia y energía simulación caso base.

	VINO	MOS TO 1	MOS TO 2	VAP. MS T1	VAP. MS T2	VZADILU	VZAZFER	5	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Temperatura (°C)	32,0	65,2	70,0	79,7	79,7	80,0	42,8	32,1	32,1	32,1	32,1	32,1	67,6	79,8	57,7	38,9	79,8
Presión (bar)	0,5	3,7	3,7	0,5	0,5	0,5	4,76	3,7	3,7	3,7	3,7	3,7	3,7	4,76	3,7	4,76	4,76
Flujo masico kg/hr	111507	69135	42373	10075	7813	112867	47384	17284	69135	51851	17284	42373	51851	47384	17284	10261	10261
Agua (kg/h)	91274	56590	34684	10075	7813	103837	42931	14147	56590	42442	14147	34684	42442	42931	14147	9297	9297
Etanol (kg/h)	8358	5182	3176	0	0	0	0	1295	5182	3886	1295	3176	3886	0	1295	0	0
Sólidos solubles (kg/h)	11151	6913	4237	0	0	9029	4453	1728	6913	5185	1728	4237	5185	4453	1728	964	964
Acido acético (kg/h)	279	173	106	0	0	0	0	43	173	130	43	106	130	0	43	0	0
Acido láctico (kg/h)	446	277	169	0	0	0	0	69	277	207	69	169	207	0	69	0	0
Flujo volumétrico (m3/h)	112	72	44	35147	27258	118	47	17	69	52	17	42	54	49	18	10	11

	COND VZA	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28
Temperatura (°C)	93,6	80,1	80,0	80,0	79,7	79,7	79,7	79,7	93,5	80,1	79,8	79,7	79,7	38,6	79,7	93,5	80,1
Presión (bar)	4,4	3,2	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,8	3,5	0,5	0,5	0,5	4,1	0,5	0,8	2,7
Flujo masico kg/hr	18065	67720	67720	45147	518807	576453	57645	518807	10172	45147	20103	57436	37333	47594	20103	7893	11977
Agua (kg/h)	18065	62302	62302	41535	470049	522277	52228	470049	10172	41535	18158	51880	33722	43018	18158	7893	11977
Etanol (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Sólidos solubles (kg/h)	0	5418	5418	3612	48758	54176	5418	48758	0	3612	1945	5557	3612	4576	1945	0	0
Acido acético (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Acido láctico (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Flujo volumétrico (m3/h)	20	71	71	47	35491	597	60	538	11	47	27148	59	39	47	21	9	13

	29	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43	44	45	46
Temperatura (°C)	93,5	79,8	79,8	38,5	38,7	38,7	79,8	97,3	93,8	38,7	93,8	93,8	93,8	120,0	93,8	93,8	93,9	93,8
Presión (bar)	1,0	4,8	4,1	4,1	1,1	4,0	4,0	1,7	0,8	4,0	0,8	2,3	1,7	2,0	0,8	0,8	4,5	0,8
Flujo masico kg/hr	18065	57645	37333	37333	47594	47594	23797	1808312	1821937	23797	1808312	1808312	1808312	10900	10172	13625	13625	7893
Agua (kg/h)	18065	52228	33722	33722	43018	43018	21509	1504646	1515983	21509	1504646	1504646	1504646	10900	10172	11337	11337	7893
Etanol (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Sólidos solubles (kg/h)	0	5418	3612	3612	4576	4576	2288	303666	305954	2288	303666	303666	303666	0	0	2288	2288	0
Acido acético (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Acido láctico (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Flujo volumétrico (m3/h)	20	60	39	37	47	47	25	1867	1873	24	1859	1859	1859	12	21407	14	14	16609

	47	48	49	50	51	52	53	54	VINZ FALL.	56	57	58	59	FLEMAZA	PTAR	61	62	63
Temperatura (°C)	96,3	93,8	93,8	93,8	93,8	93,8	120,0	93,9	60,5	38,7	82,0	80,9	41,1	80,0	57,0	80,9	80,9	93,9
Presión (bar)	1,6	0,8	0,8	0,8	2,2	1,6	2,0	4,5	4,5	4,0	4,0	4,0	4,4	1,1	2,7	4,0	4,0	4,5
Flujo masico kg/hr	1889190	1905094	15904	1889190	1889190	1889190	8550	15904	29529	23797	23797	47594	18065	11977	30042	23797	23797	29529
Agua (kg/h)	1617400	1631016	13616	1617400	1617400	1617400	8550	13616	24953	21509	21509	43018	18065	11977	30042	21509	21509	24953
Etanol (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Sólidos solubles (kg/h)	271791	274079	2288	271791	271791	271791	0	2288	4576	2288	2288	4576	0	0	0	2288	2288	4576
Acido acético (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Acido láctico (kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Flujo volumétrico (m3/h)	1964	1974	16	1958	1958	1958	10	16	29	24	25	49	18	13	31	25	25	30