

3. MEMORIA DESCRIPTIVA



3. MEMORIA DESCRIPTIVA

3.1. PROCESO GLOBAL DE PRODUCCIÓN DE BIOETANOL

La unidad de destilación objeto del presente proyecto se encuentra integrada dentro de un proceso de producción de bioetanol.

La producción de etanol a partir de cereal se lleva a cabo mediante la fermentación de dicho cereal utilizando levadura para la conversión del azúcar en alcohol. Este proceso tiene lugar en ausencia de oxígeno de forma que se fuerza a los microorganismos a un proceso metabólico anaerobio. De esta forma se convierte el azúcar en etanol, dióxido de carbono, energía química y calor. La energía química es la usada por los organismos para sus funciones vitales y reproductivas.

La industria del etanol usa este proceso de fermentación para convertir el almidón y los azúcares que poseen las plantas como reserva de energía en etanol. Existen ligeras variaciones en cuanto al rendimiento de dicho proceso según el producto de alimentación utilizado pero el proceso general es prácticamente siempre el mismo. Además de la cantidad de etanol por kilogramo de alimentación, la cantidad y valores de otros productos obtenidos del proceso también varían según el producto utilizado como alimentación y el proceso seguido. Estos productos aportan una mayor rentabilidad al proceso debido a su posterior utilidad. Los productos que pueden usarse para la obtención de etanol incluyen el maíz, sorgo, trigo, avena, cebada, centeno, patata, arroz, melaza, caña de azúcar, suero y celulosa. Esta lista da idea de la diversidad de productos usados en la industria. Teóricamente cualquier sustancia orgánica podría ser utilizada para la producción de etanol pero consideraciones prácticas, económicas y de logística limitan el uso a aquellas sustancias con alto contenido en almidón cuyo proceso puede realizarse a un menor costo.

Debido a que la destilación del fermentado es una etapa del proceso de producción de bioetanol es importante conocer, aunque no se entre en profundidad, el proceso completo.

A continuación se muestra un esquema de dicho proceso correspondiente a la tecnología de molienda húmeda con producción de DDGS (Granos Secos de Destilería Solubles) como subproducto del proceso. [8]

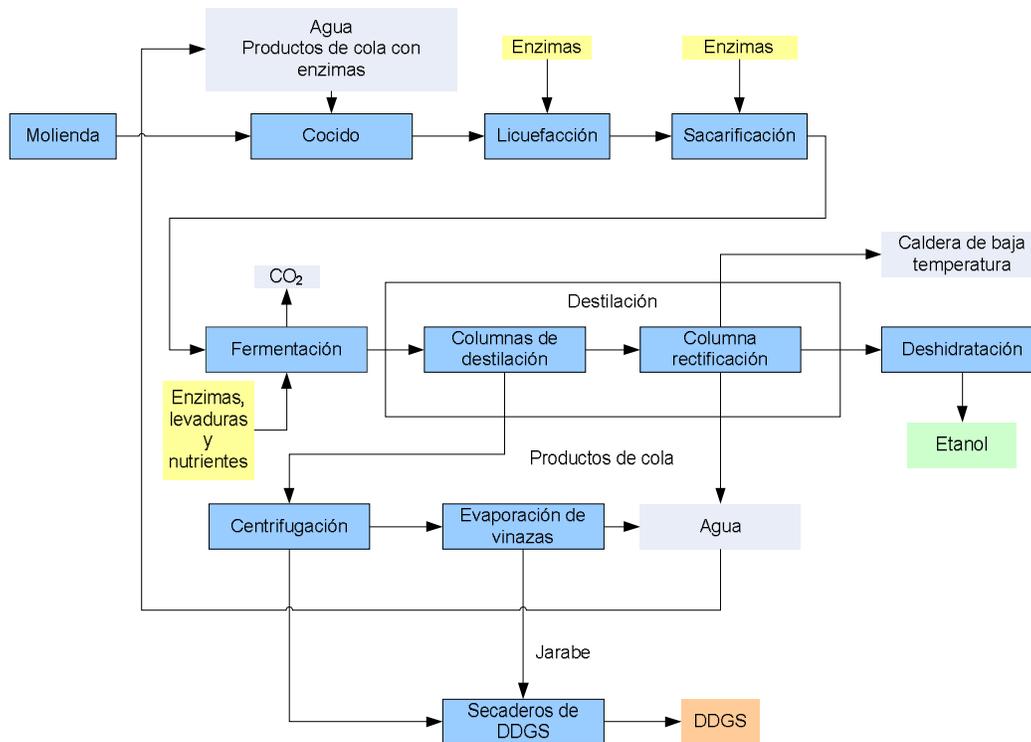


Gráfico 3.1. Proceso de producción de bioetanol [7]

3.1.1. PRELIMPIA

Cuando el grano llega a la planta es descargado en las tolvas de recepción constituidas por dos líneas de descarga de 150 t/h de capacidad cada una. Las tolvas se encuentran dentro de un edificio con cerramiento y están equipadas con un sistema de captación y extracción de polvo dotado de ventiladores centrífugos, filtros de mangas, soplante para limpieza, conductos, etc., que garantizan un nivel de partículas a la salida de 40 mg/Nm³. El polvo recogido en los filtros se lleva a un silo de polvo de 550 m³. El grano descargado en una de las anteriores tolvas es enviado por medio de unos transportadores de cadena de 150 t/h y unos elevadores de cangilones, también de 150 t/h de capacidad, al sistema de prelimpia, equipado con sistema de aspiración de polvo constituido básicamente por un ventilador y filtro encastrable.

La estación de prelimpia posee una capacidad de 300 t/h de funcionamiento en continuo y posee un equipo de aspiración de polvo de caudal de 240 m³/min y un rechazo máximo de 40mg/Nm³/h. Esta estación no permitirá el paso de piedras de tamaño superior a un grano de cereal.



La unidad está formada por:

- 2 imanes rotativos (separadores magnéticos)
- 2 cribas rotativas que separa el grano y rechazo grueso (tamaño superior al grano)
- 2 separadores con tamices oscilantes donde se separa del grano los finos y arenas de tamaño distinto al grano.
- 2 filtros de captación del polvo separado

Tras la prelimpia el grano es enviado a través de dos elevadores de cangilones de 150 t/h de capacidad y de dos transportadores a los silos de almacenamiento.

3.1.2. ALMACENAMIENTO DE CEREAL

El almacenamiento de cereal se lleva a cabo en seis silos metálicos de las siguientes dimensiones: 23.65 m de diámetro y 25.98 m de altura. La extracción de los silos se realiza mediante transportadores de cadenas que alimentan al silo de diario a un régimen de 100 toneladas/hora por línea. Uno de los transportadores sirve de enlace para unir una línea de vaciado con la otra. Los silos están provistos de un sistema de control de temperaturas que permite detectar la temperatura de cada uno así como el incremento de temperatura del cereal almacenado en los mismos. Este sistema está constituido por una sonda central y seis sondas laterales por cada uno de los silos. Además los silos están equipados con:

- 6 rocas barredoras de fondo, para la extracción del cono residual de grano de 100 t/h de capacidad.
- 6 indicadores de nivel máximo.
- Sistema de aireación forzada para evitar fermentaciones anaerobias que pudieran provocar una elevación excesiva de la temperatura del grano y el consiguiente riesgo de incendio o explosión. Para ello se tiene tres ventiladores centrífugos sobre bancada móvil de 650 m³/min
- Pasarelas, escaleras de acceso y puertas de inspección.

3.1.3. MOLIENDA

El cereal procedente del almacenamiento en silos se transfiere a los dos silos de grano de día. El grano se extrae de dicho silo por gravedad a través de dos tornillos sin fin de



100 t/h cada uno con descarga en un elevador de cangilones de 100 t/h que eleva el grano a la cota alta del edificio de molienda, con descarga en un transportador de cadena de 100 t/h de capacidad.

El transportador transfiere el grano limpio a un depósito pulmón de 95 m³, desde el cual del grano se pesa y cae a los molinos de martillos, cada molino lleva incorporado un filtro de mangas autolimpiantes. A la salida de los molinos se obtiene una harina de entre 0,3mm y 0,5 mm de diámetro la cual se envía a la sección de mezcla vía un mezclador de cadena.

El sistema de silos de diario están constituidos por:

- 2 silos de diario, en chapa galvanizada, con volumen útil de 540 m³.
- 2 tornillos sin fin de 100 t/h cada uno.

El sistema de molienda está constituido por:

- 1 elevador de cangilones de 100 t/h de capacidad.
- 1 transportador de cadena para distribución del cereal al depósito pulmón, con una capacidad de 100 t/h.
- 1 depósito pulmón de 95 m³ con 4 entradas y 4 salidas, construido en chapa.
- 1 distribuidor de molinos que incluye los siguientes alimentadores:
 - o 1 distribuidor de alimentación de tipo rotativo.
 - o 1 separador magnético.
 - o 1 tolva despedragadora.
- 1 sistema de regulación automático de caudal en los distribuidores de molinos.
- 4 molinos (3 + 1 en stand-by) de capacidad unitaria 60 t/h con motor de 355 kW cada uno.
- 1 filtro de descarmatados por molino.
- 1 ventilador centrífugo por molino.
- 1 silenciador por molino.
- 1 tolva de bajo molinos.
- 1 Extractor de rosca bajo molinos de capacidad unitaria de 40 t/h.

Se dispone de un silo metálico elevado para el almacenamiento de polvo, de 363 m³ de capacidad. Desde este silo se descarga el polvo recogido en camiones. Esta



descarga se lleva a cabo en un habitáculo cerrado con chapa nervada lateralmente y con lamas de goma a la entrada y salida, de forma que se evita al máximo las emisiones de polvo.

La capacidad equivalente del silo en base al polvo de cereales de $0,25 \text{ t/m}^3$ de densidad es 90,75 toneladas.

Para la recogida y transporte de polvo al silo se tiene un sistema de transporte neumático de 10 t/h.

3.1.4. MEZCLA, COCIDO Y LICUEFACCIÓN

La harina procedente de molienda se premezcla de forma continua con el agua de proceso en un mezclador helicoidal en el cual también se añaden hidróxido cálcico como nutriente y regulador de pH. La mezcla se envía al tanque de mezclado donde se mantiene a una temperatura por debajo de la gelatinización, no sobrepasando los $64 \text{ }^\circ\text{C}$ y se bombea de forma continua a través de una tubería donde se incrementa la temperatura hasta los $125 \text{ }^\circ\text{C}$ haciendo uso de vapor directo, con un tiempo de retención dentro de la tubería de 7 minutos, después del cual el mosto formado es descomprimido en el tanque de licuefacción. En este tanque de licuefacción se añaden las enzimas de licuefacción, enzimas α -amilasa. De este tanque se transfieren al segundo tanque. El tiempo de retención dentro de estos tanques es del orden de 90 minutos a una temperatura de $85 \text{ }^\circ\text{C}$. Los vapores flash del primer tanque de licuefacción son recuperados en el evaporador y los del segundo tanque son condensados en el condensador del evaporador.

El agua necesaria para la conversión de almidón es una mezcla de condensados secundarios provenientes del evaporador, agua de vinazas proveniente de la sección de destilación y agua tratada.

En el tanque de mezcla se añade una pequeña cantidad de α -amilasa con el fin de reducir la viscosidad del fluido a través de las tuberías. Con el incremento momentáneo de temperatura se consigue romper los enlaces de hidrógeno que enlazan las moléculas de almidón, rompiendo de esta forma la estructura granular, convirtiéndola en una suspensión coloidal.



Después del segundo tanque de liquefacción se produce una dilución de la corriente líquida con vinazas claras y condensados secundarios. Las vinazas claras proceden de la unidad de centrifugación.

A la salida del tanque de liquefacción y después de la dilución, se enfría el mosto hasta alcanzar la temperatura de fermentación mediante dos baterías de tres intercambiadores de calor de carcasa y tubo puestos en serie, estando una batería en stand-by, hasta alcanzar una temperatura entorno a los 35°C.

3.1.5. FERMENTACIÓN

El proceso de fermentación y sacarificación tiene lugar simultáneamente en los tanques de fermentación gracias a la enzima de sacarificación (glucoamilasa). En el proceso de sacarificación se rompen las cadenas cortas del almidón hasta convertirlas en moléculas de glucosa. Posteriormente las moléculas de glucosa reaccionan para producir etanol y dióxido de carbono en el proceso de fermentación.

La operación se realiza a un pH entre 3,5 y 4,5, y a una temperatura de 30 a 35 °C. La enzima se adiciona directamente a la entrada de los tanques de fermentación.

Se tienen 6 tanques de fermentación cada uno de los cuales se encuentra en una etapa del proceso de fermentación. Así cuando un fermentador se está vaciando para transferir el mosto fermentado a la siguiente etapa, otros tres tanques se encuentran completando la fermentación, el quinto se está limpiando y el sexto se está llenando.

Para la propagación de la levadura para el proceso de fermentación se disponen de dos tanques separados. La mayor parte de mosto es conducido directamente hacia uno de los seis fermentadores. Sin embargo, una pequeña corriente de mosto es enviada a los tanques de propagación de levaduras. Se dispone de un tanque de mezcla de nutrientes donde se añade levadura seca, agua caliente y nutriente. Una vez mezclado, el contenido de este tanque se envía al tanque de propagación de levaduras donde tras un tiempo de residencia de varias horas se envía su contenido al tanque de fermentación que esté en el proceso de llenado.

Los tanques de fermentado disponen cada uno de enfriadores externos que regulan la temperatura de fermentación.



Como ya se ha indicado, durante el proceso de fermentación se genera gas que en su mayor parte es CO_2 , pero este gas también contiene un 1% en peso de etanol. Para recuperar este etanol los gases de fermentación son enviados desde los fermentadores hacia el tanque *beerwell*. El tanque *beerwell* es el tanque de acumulación de fermentado y es al que se envía el producto proveniente de los tanques de fermentación antes de su envío a la unidad de destilación. Desde el tanque *beerwell* se envía el gas al absorbedor de etanol constituido por una columna rellena de dos etapas. La corriente de CO_2 del absorbedor es ventada, aunque es un producto que puede ser comercializado tras realizarle una serie de operaciones, y la corriente líquida se recupera enviándola al tanque *beerwell*.

3.1.6. DESTILACIÓN

El fermentado contiene alrededor del 10% de etanol, dependiendo del porcentaje de la materia prima utilizada en la planta. En el proceso de destilación se purifica este producto elevando su concentración de etanol hasta un valor aproximado del 93% y eliminando en el mismo proceso el resto de sustancias formadas durante la fermentación y que constituyen impurezas. Para ello se utiliza una unidad de destilación constituida por dos columnas de destilación convencional, una columna de alcoholes ligeros y una columna rectificadora.

Antes de la entrada del fermentado en la primera columna de destilación se añade una solución de ácido sulfúrico al 93% para reducir el pH por debajo del de fermentación.

La primera etapa de la unidad de destilación consiste en una desgasificación. Se tiene para ello un sistema formado por dos columnas flash. La primera de ellas para eliminar el CO_2 residual que posee el fermentado y la segunda para recuperar el etanol que sale por los vapores de la primera de las columnas.

Posteriormente, de las dos primeras columnas de destilación se extrae el residuo de destilación que se conoce como vinaza. Las vinazas constituyen el desecho líquido de esta primera etapa de destilación del etanol y contiene los sólidos no fermentables. Estas vinazas pasarán al proceso de centrifugación para convertir estas sustancias en un subproducto, el DDGS (Distiller's Dried Grains with Solubles). Debido al contenido en nutrientes y proteínas que presenta este subproducto es posteriormente comercializado como alimento para animales. La primera de las columnas de



destilación opera bajo vacío mientras que la segunda de ellas trabaja a una presión ligeramente superior a la atmosférica.

De la columna de alcoholes ligeros se eliminan del fermentado aquellos alcoholes con menor punto de ebullición que el etanol. Estos alcoholes son llevados a un tanque de almacenamiento. Esta columna trabaja a una presión cercana a la atmosférica.

Por último, en la columna rectificadora, que trabaja a presión positiva, se procede a una purificación del alcohol eliminando la mayor cantidad de agua posible por el producto de cola de esta columna. El agua que puede ser eliminada viene limitada por el punto azeotrópico de la mezcla etanol-agua, de forma que llegados a ese punto no podrá eliminarse más agua de la mezcla por este método. Por la corriente de vapores de esta columna se obtiene una corriente con un 93% en peso de etanol. Esta corriente es enviada, para eliminar el resto de agua que posee, al proceso de deshidratación. También se extrae de esta columna los aceites de fúseles como subproducto lateral de la columna. Estos fúseles están compuestos por una mezcla de alcoholes, entre los que están el n-propílico, n-butílico o n-amílico. Una vez extraídos de la columna son diluidos y llevados a un tanque de almacenamiento. Por último, de la corriente del fondo de la columna se extrae el agua de vinazas. Parte de esta corriente, que casi en su totalidad agua, se mezcla con la lechada de harina procedente del tanque de mezcla.

El proceso de destilación será descrito con mayor detalle en posteriores puntos del proyecto.

3.1.7. DESHIDRATACIÓN

Debido a la existencia de una mezcla azeotrópica entre el etanol y el agua, no se puede alcanzar la concentración requerida de alcohol para su uso como combustible a través únicamente de un proceso de destilación. Debido a ello, tras las columnas de destilación, la corriente con aproximadamente una concentración del 93% de alcohol, se lleva a un proceso de deshidratación por tamices moleculares. Estos tamices eliminan el agua de la mezcla por adsorción en zeolita hasta una concentración de alcohol del 99,84% adecuada para su uso como combustible. Existen otras tecnologías que permiten realizar esta deshidratación y que cuyo estudio y análisis se expone más adelante.



La corriente del 93% en peso de alcohol es sobrecalentada hasta los 163 °C después de su extracción de la columna de rectificación y antes de ser introducida en los tamices moleculares. Para ello se usa vapor a 1000 kPa-g. Este sobrecalentamiento tiene su objetivo en prevenir la posibilidad de que pueda entrar agua en los tamices disminuyendo la eficiencia de adsorción. La zeolita de la que están rellenos estos tamices está fabricada con un material sintético de una alta porosidad, la cual da una alta adsorción selectiva por el agua frente al etanol.

El sistema de deshidratación está constituido por dos tamices moleculares que trabajan en paralelo, pero por turnos, mientras uno funciona el otro se está regenerando.

La zeolita que componen los tamices es un material sintético de elevada porosidad cristalina. Los cristales están formados por tetravalentes de los grupos AlO_3 y Si_4O_4 . La criba molecular está formada por esferas de 2-5 mm de diámetro con poros de 3 Å. La deshidratación consiste en la adsorción selectiva de agua en el lecho de la criba molecular cuando el etanol atraviesa el mismo.

La unidad de deshidratación se compone de dos unidades (cada una con dos lechos) de deshidratación paralelas de 30 m³. Mientras la primera torre seca el alcohol a sobrepresión, la segunda se regenera a vacío. El ciclo completo absorción/regeneración dura unos 10 minutos, estando el cambio entre una etapa y otra totalmente automatizado.

El alcohol se extrae deshidratado, 99,5% de etanol, de los tamices moleculares en forma de vapor y se condensa mediante dos condensadores para ser posteriormente almacenado en los tanques de diario. De los tanques de diario es llevado posteriormente a los tanques de almacenamiento formado por 6 tanques de 2.500 m³.

La regeneración de los tamices se realiza con parte de la corriente de alcohol deshidratado que se hace circular a contracorriente por el tamiz que se está regenerando. Este proceso se hace a vacío y se obtiene una corriente de vapor con etanol y agua. Esta corriente es condensada mediante agua de refrigeración.



3.1.8. CENTRIFUGACIÓN

La corriente líquida residual que se obtiene de las dos primeras columnas de destilación constituyen, como ya se ha mencionado anteriormente, las vinazas. Estas vinazas arrastran todos los sólidos no fermentables y constituyen la base para la elaboración del DDGS (Distiller's Dried Grains with Solubles). De esta forma se aumenta la rentabilidad del proceso.

Para ello, estas vinazas son enviadas en primer lugar a un proceso de centrifugación donde son separadas en dos fases, una fase sólida, denominada torta húmeda (40% de sólidos, 60% de humedad), y una fase líquida denominada *vinazas claras*. Estas vinazas claras poseen menor cantidad de sólidos que las vinazas, para recuperar esa cantidad de sólidos que llevan son enviadas al evaporador. Allí son concentradas y posteriormente mezcladas con la torta para su posterior tratamiento de secado.

Las vinazas procedentes del fondo de la primera columna de destilación son bombeadas a las unidades de centrifugación. Se tienen siete unidades de centrifugación y el caudal es dividido por igual entre cada una de ellas.

Las centrífugas están compuestas principalmente por:

- 1 tambor cónico-cilíndrico
- 1 motor eléctrico para accionar el tambor con variador de frecuencias
- 1 tornillo sinfín adaptado al diseño del tambor
- 1 variador de frecuencias con control del par
- 1 medidor de la velocidad diferencial tambor-tornillo

La mezcla es introducida en el distribuidor localizado en el tornillo a través del tubo de alimentación. La mezcla es entonces acelerada circularmente y enviada, a través de las bocas de alimentación situadas en el cuerpo del tornillo, a la sección de separación del tambor.

El tambor tiene forma cónico-cilíndrica y rota a la velocidad de operación preseleccionada. La mezcla gira junto con el tambor a la misma velocidad formando una capa concéntrica a las paredes del tambor. Los sólidos contenidos en la mezcla son depositados en las paredes del tambor bajo la influencia de la fuerza centrífuga.



El tornillo, al girar a una velocidad ligeramente distinta a la del tambor, transporta los sólidos decantados en dirección a las bocas de salida, situadas en el final de la zona cónica del tambor. Desde allí la torta cae por gravedad y a través de un conducto que recoge la torta de las todas las centrífugas es enviada, mediante cinta transportadora, a la mezcladora donde es mezclada con el jarabe previamente a su transporte al secadero. El jarabe en el producto resultante de la concentración de las vinazas claras en el evaporador.

Una vez que la fase líquida ha sido clarificada, esta fluye al final cilíndrico del tambor en dirección a la salida del líquido. El líquido accede a través de unas placas de regulación de nivel a la carcasa de salida donde es bombeada al tanque de almacenamiento de vinazas claras.

3.1.9. EVAPORACIÓN

Las vinazas claras se llevan a un sistema de evaporación con la finalidad de concentrarlas hasta que formen un jarabe espeso. El agua que es evaporada en estos equipos es introducida de nuevo en el proceso de producción de bioetanol. El jarabe es llevado al secadero junto con la torta obtenida en la centrifugación.

El evaporador está formado por cuatro efectos y utiliza como medio calefactor vapor flash del proceso. La unidad trabaja a contracorriente. El primer efecto, según la dirección del vapor, está diseñado para una transferencia de calor de tipo circulación forzada. El segundo, tercero y cuarto efecto están diseñados para la transferencia de calor en forma de película descendente. Los vapores del cuarto efecto se condensan en un condensador de tipo carcasa y tubo conectado a una bomba de vacío.

El evaporador está diseñado para operar un máximo de 96.435 kg/h de vinazas claras con un contenido del 12,1% de sólidos totales, evaporándolas hasta obtener un producto con el 35% de sólidos totales.

Las vinazas claras entran en el cuarto efecto donde se enfrían por expansión y el vapor flash que se produce se condensa en el condensador. Las vinazas claras se evaporan en su paso a través de los intercambiadores de calor de lámina descendente de los efectos cuarto, tercero y segundo. Las vinazas que salen del segundo efecto se concentran en el primer efecto, que es del tipo circulación forzada.



El primer efecto se alimenta de vapor vivo a 1,01 bar absoluto de presión. El condensado que se forma es retornado a la caldera. Los incondensados conjuntamente con el vapor del primer efecto, calientan el segundo efecto. El segundo efecto recibe, además, vapor flash de proceso a 85°C. Estos se enfrían en el segundo efecto y se mezclan con los condensados del primer efecto y con el condensado del vapor flash de proceso.

El condensado que se forma en la carcasa del segundo efecto, se expansiona en la carcasa del tercer efecto. De igual forma, el condensado formado en la carcasa del tercer efecto entra en el cuarto efecto se convierte en vapor. El condensado del cuarto efecto y el producido en el condensador se mezclan y se bombean.

El vapor del segundo efecto se condensa en la carcasa del tercer efecto. el vapor del tercer efecto se condensa en la carcasa del cuarto efecto. El vapor del cuarto efecto se condensa en el condensador. Una bomba de anillo líquido hace el vacío.

En cada efecto, el licor se bombea a la parte superior del intercambiador, donde hay un distribuidor que forma una lámina delgada en el interior de cada uno de los tubos del efecto. La lámina de líquido fluye hacia el fondo del tubo y se calienta por el vapor que se condensa por fuera de los tubos. La película hierve en la superficie de los tubos y produce vapor que fluye hacia abajo por el centro de los tubos, arrastrando por la depresión creada en el condensador por la unidad de vacío. En el fondo del intercambiador la mezcla pasa a la cabeza de vapor, o separador, donde se separan las fases vapor-líquido. El vapor pasa al siguiente efecto como medio calefactor o al condensador, y el líquido o bien vuelve a la bomba de circulación o se bombea al siguiente efecto.

El condensado se transfiere de un efecto a otro debido a la diferencia de presión reinante en el interior de cada efecto, que hace que no se requieran bombas para ello.

3.1.10. SECADO

La torta húmeda de las centrífugas con un contenido en materia seca del 33% se mezcla previamente con el jarabe procedente del evaporador con un contenido de materia seca del 35% de forma que se obtenga una mezcla homogénea, incorporando posteriormente en la misma mezcladora parte del producto seco, recirculando, de



forma que se obtenga una mezcla a la entrada del secadero del orden de un 67% de materia seca.

La instalación de secado está formada por dos secaderos de tipo rotativo tubular. El secado se consigue al pasar la mezcla a través de un flujo de gas caliente. La capacidad total de evaporación de agua es de 54,7 t/h. La mezcla se introduce en el centro del secadero y su rotación mantiene el producto en contacto con los gases calientes. El tiempo de retención del producto en el secadero es de entre 15 y 20 minutos.

A su salida del tambor, el producto seco pasa a una cámara de separación de tipo ciclónico donde se separa por su parte baja el producto seco del agua evaporada con los gases de secado que salen por la parte alta.

Los gases que se utilizan para el secado constituyen un lazo de vapor cerrado y son calentados en un intercambiador de calor gas/gas mediante los gases de escape de las calderas antes de alimentar el tambor de secado. A la salida del intercambiador gas/gas los gases de escape de las calderas aún tendrán una cierta energía térmica que será utilizada en otras zonas del proceso como puede ser el evaporador, constituyendo un aporte adicional de energía en el mismo.

Después de la separación de partículas en un ciclón, los gases de escape de las calderas son alimentados por medio de un ventilador al intercambiador de calor donde son precalentados los gases del secadero. La máxima temperatura de entrada permitida a la entrada de los secaderos es de 400 °C en condiciones de operación máxima carga.

Al final del sistema se dispone de un sistema de refrigeración del producto. El agua evaporada y el aire que se ha filtrado al lazo cerrado de vapor son eliminados antes de recircularlos a las calderas para una combustión secundaria del gas. Para ello se lleva a cabo una termo-oxidación a una temperatura de aproximadamente 800 °C. Por efecto de esta alta temperatura todos los contaminantes tales como polvo, VOCs (Compuestos Orgánicos Volátiles) y monóxido de carbono son eliminados dando lugar a una efectiva reducción de todas las emisiones y olores. La energía cedida en la termo-oxidación junto con la energía de los gases de combustión es utilizada en el intercambiador de calor del proceso de secado.



Los secaderos trabajan bajo leve vacío (de -10 a -20 mm de columna de agua) generado por dos ventiladores de tiro inducido conectados a la cámara de separación. Un sistema de ciclones garantiza un nivel máximo de partículas de 150 mg/Nm³. La sobrepresión a la entrada de los secaderos será de al menos 70 mm.c.a.

Además de los gases de escape de las turbinas de gas, los secaderos están provistos de dos quemadores de gas natural.

A la salida de los secaderos se consigue una humedad del 10% y se tiene una temperatura de aproximadamente 37 °C.

3.1.11. PELETIZACIÓN, ALMACENAMIENTO Y EXPEDICIÓN DE DDGS

La peletización es un sistema diseñado para convertir el DDGS (Distillers Dried Grains with Solubles) pulverulento procedente del secado de los residuos del cereal en pequeños gránulos cilíndricos.

La composición del DDGS es de 88-99% de sólidos totales y de 8-10% de agua. Las principales características del sistema de peletización se muestran a continuación:

- Temperatura a la salida del secadero: 90 °C máximo
- Contenido en azúcar residual: 4% máximo
- Número de prensas: 2 + 1 en stand-by
- Capacidad de producción unitaria: 16,5 t/h
- Funcionamiento continuo: 8.000 h/año
- Humedad gránulos de 8 mm de diámetro: 10% máximo
- Temperatura del gránulo enfriado: 10 °C por encima T_{amb}
- Rechazo polvo: 40 mg/Nm³ máximo
- Peso específico aparente:
 - o DDGS en harina..... 0,5 t/m³
 - o DDGS granulado..... 0,6 t/m³

El sistema consta de los siguientes elementos:

- 1 sistema de transporte neumático de una capacidad de 33 t/h



- 1 transportador de rosca de distribución sobre prensas de una capacidad de 30 t/h
- 2 tolvas pulmón sobre prensas de una capacidad unitaria de 5 m³
- 3 prensas granuladoras (2 + 1 en stand-by) de una capacidad de 16,5 t/h cada una
- Motores de accionamiento de prensas y guías soportes a 1500 rpm
- Matrices
- Filtros de bolsas
- 1 ventilador centrífugo de enfriamiento de un caudal de aire de 52.000 m³/h
- 1 válvula de regulación de aire motorizada
- 1 elevador de cangilones de una capacidad de 33 t/h
- Tamizador de gránulos de una capacidad de 33 t/h
- Aspiración de tamizador
- 1 filtro de bolsas completo
- Circuito de aspiración

Para el almacenamiento de los granos de DDGS o harina del secadero paletizada se tiene una nave de almacenamiento de 24 x 66 m y una capacidad de almacenamiento de 7.700 toneladas.

El llenado de la nave se realiza mediante cinta transportadora desde el edificio de peletización. La expedición se realiza mediante carga en camiones con tractor pala.

3.1.12. ALMACENAMIENTO DE ALCOHOL

El parque de almacenamiento de alcohol almacena diversas sustancias involucradas en el proceso y que se detallan a continuación:

- 4 tanques de alcohol deshidratado de 3.800 m³ de capacidad unitaria
- 1 tanque de desnaturalizante (ETBE) de 1.360 m³ de capacidad
- 1 tanque de alcohol fuera de especificaciones de 206 m³ de capacidad
- 2 tanque de alcohol de diario de 206 m³ de capacidad
- 1 tanque de alcoholes ligeros de 100 m³ de capacidad



Todos los tanques del parque de almacenamiento va provistos de un sistema de inertización con N_2 , dada la afinidad del etanol de alta concentración por el agua contenida en el aire ambiente.

3.2. BASES DE DISEÑO DE LA UNIDAD DE DESTILACIÓN

Dentro del proceso completo de producción de bioetanol descrito anteriormente, el presente proyecto se centra en la unidad de destilación integrada en la planta de producción de bioetanol y que se muestra esquemáticamente en el gráfico 3.3. La unidad de destilación esta compuesta por las dos columnas de desgasificación, y cuatro columnas de destilación: dos columnas de eliminación de vinazas, una columna de eliminación de ligeros y una columna de rectificación.

Se establece que la unidad funcionará dentro del territorio de la UE aplicándole por tanto la normativa y requerimientos de calidad vigentes en la misma en cuanto a las características físico-químicas del producto final.

Se indican a continuación la capacidad de producción tomada para la planta, las características de las materias primas, de los productos y de los subproductos.

3.2.1. CAPACIDAD DE PRODUCCIÓN

La unidad de destilación simulada produce una corriente de 30.154 kg/h (720 kg-mol/h) con un 84,9 % molar de alcohol tras procesar una corriente de fermentado de 226.113 kg/h si se consideran los sólidos no fermentables.

El producto obtenido será la alimentación de los posteriores tamices moleculares en los cuales se lleva a cabo la etapa de deshidratación. Aunque estos tamices quedan fueran de los límites de la unidad de destilación, el diseño del proceso de destilación depende de la posterior etapa de deshidratación como se expone más adelante, ya que el conjunto de ambos procesos, destilación más deshidratación, deben conseguir depurar el etanol hasta conseguir un producto con las características requeridas.



3.2.2. MATERIAS PRIMAS

La materia prima de la unidad de destilación es el fermentado del cereal. Sin embargo, en un sentido estricto, si se consideran como materias prima las corrientes de entrada al volumen de control que forma la unidad de destilación, además del fermentado del cereal se tiene una corriente de reciclo de producto desde los tanques de almacenamiento que es incorporada de forma que sirve para adaptar la corriente de entrada a una de las columnas en casos de que aguas abajo varíen las características adecuadas para dicha corriente. En la siguiente tabla se muestran las características de composición, presión y temperatura de dichas corrientes. Los *ligeros* hacen referencia a todos aquellos alcoholes más volátiles que el etanol y los *aceites de fúseles* constituyen una mezcla de alcoholes cuyo punto de volatilidad se encuentra comprendido entre los del agua y el etanol.

	Fermentado	Reciclo
Corriente	S01	S44
Caudal (kg-mol/h)	10.656	423
Agua (%molar)	95,38	43,50
Etanol (%molar)	4,62	56,50
CO2 (%molar)	0,08	0,00
Ligeros (%molar)	0,00	0,00
Aceites de fúseles (%molar)	0,00	0,00
Sólidos no fermentables (%molar)	0,00	0,00
Temperatura (°C)	35	25
Presión (kPa)	101	239

Tabla 3.1. Corrientes de Materias primas

3.2.3. PRODUCTO

El producto obtenido en la unidad de destilación es un alcohol en la cantidad y características que se indican a continuación.



Producto	
Corriente	S46
Caudal (kg-mol/h)	720
Agua (%molar)	15,28
Etanol (%molar)	84,71
CO2 (%molar)	0,00
Ligeros (%molar)	0,00
Aceites de fúseles (%molar)	0,00
Sólidos no fermentables (%molar)	0,00
Temperatura (°C)	101
Presión (kPa)	239

Tabla 3.2. Corriente de Producto

Este producto deberá pasar posteriormente por un proceso de deshidratación para eliminar el agua hasta tener la concentración de etanol necesaria para satisfacer las condiciones para su uso como combustible.

3.2.4. SUBPRODUCTOS

En el proceso de depuración del alcohol se obtienen las siguientes corrientes, que debido a las posibilidades de uso posterior que poseen no se consideran residuos como tal sino subproductos. Las características de estas corrientes se indican a continuación:

	Venteo de CO ₂	Alcoles ligeros	Vinazas	Aceites de fúseles	Colas de rectificación
Corriente	S09	S36	S17	S47	S48
Caudal (kg-mol/h)	78	4	8.790	202	1.286
Agua (%molar)	46,80	16,90	1,00	89,50	1,00
Etanol (%molar)	49,50	83,10	0,00	10,50	0,00
CO2 (%molar)	3,70	0,00	0,00	0,00	0,00
Ligeros (%molar)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Aceites de fúseles (%molar)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Sólidos no fermentables (%molar)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Temperatura (°C)	64	77	79	110	126
Presión (kPa)	46	239	46	239	239

Tabla 3.3. Corrientes de Subproductos

3.3. PROCESO DE DESTILACIÓN

En el apartado anterior se han descrito las principales corrientes implicadas en la destilación del fermentado. A continuación se muestra un diagrama donde se puede



ver cómo son obtenidas estas corrientes. Se observan en primer lugar las dos columnas de desgasificación *FLASH 1* y *FLASH 2* (en rojo), de donde se obtienen los venteos de CO_2 , posteriormente se tienen las columnas de destilación, *Columna 1* y *Columna 2* (en azul), de las que se eliminan las vinazas, que como ya se ha indicado anteriormente constituyen el residuo líquido de la primera destilación del fermentado, en dicho residuo se tienen los sólidos no fermentables. Posteriormente se tiene la *columna de alcoholes ligeros* (en verde) de la que se extraen los alcoholes más volátiles que el etanol y, por último, se tiene la columna *rectificadora* (en amarillo) que produce el alcohol hidratado y de donde se extraen las colas de rectificación o aguas de vinaza, una corriente compuesta casi en su totalidad por agua.

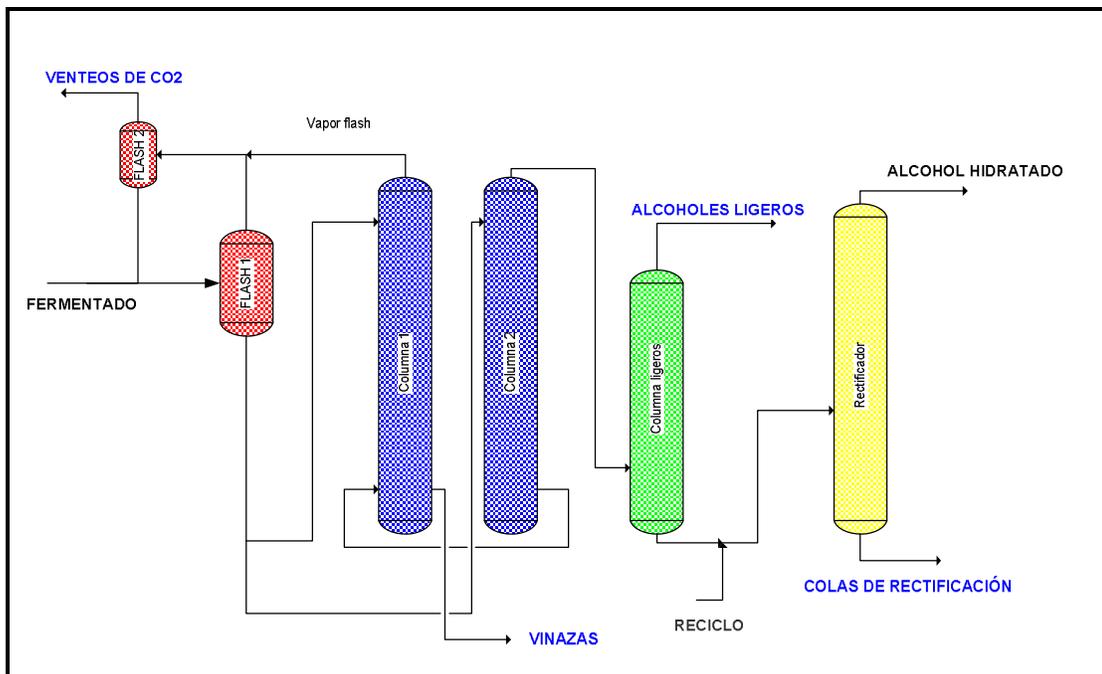


Gráfico 3.2. Diagrama proceso de destilación del fermentado

A continuación se describe en proceso real de la planta de producción de bioetanol tomada como base para la creación del modelo de destilación que se va a proceder a simular. Posteriormente se describirá el proceso que se ha modelado.



3.3.1. DESGASIFICACIÓN. COLUMNAS FLASH F1 Y F2.

El proceso de desgasificación que se realiza en las dos primeras columnas mencionadas anteriormente, se explica más detalladamente según se indica en el siguiente diagrama:

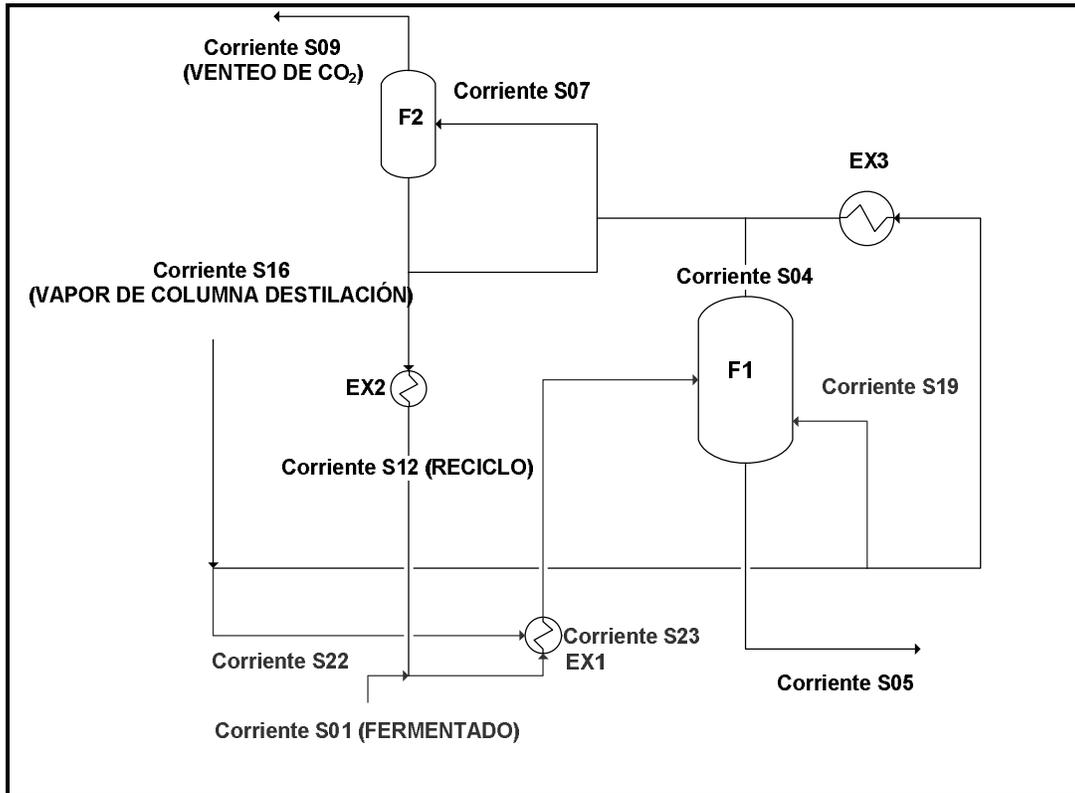


Gráfico 3.3. Proceso de desgasificación

La unidad de destilación es alimentada por la corriente de fermentado (corriente S01) con la composición que se indicó anteriormente. La primera separación que se realiza es una desgasificación en la que se eliminan los gases disueltos en la corriente, fundamentalmente el CO_2 producto de la fermentación del cereal y que no ha sido eliminado previamente en los tanques de fermentado.

Para hacer esta separación la corriente pasa por dos columnas flash según el proceso indicado en el gráfico 3.3.1.1., un diagrama más detallado se encuentra en el Anexo 1, diagrama 2.



A continuación se explica más detalladamente el proceso con la ayuda de diagramas donde se muestran la corrientes involucradas en cada paso.

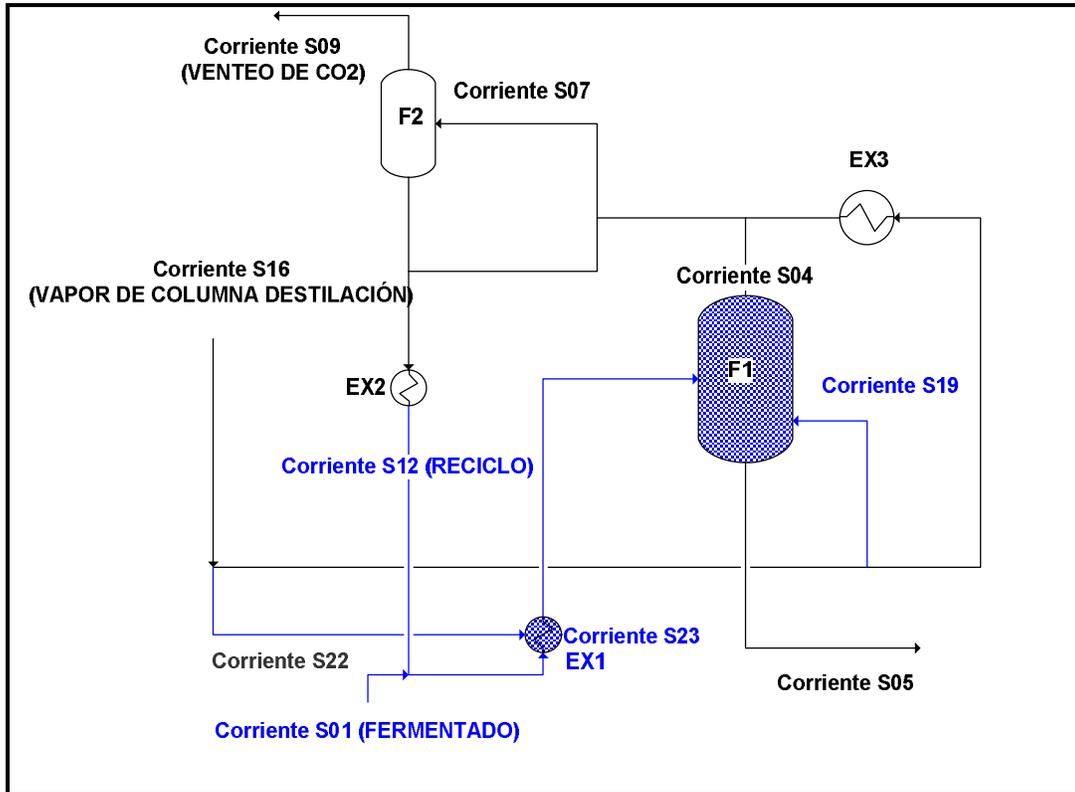


Gráfico 3.4. Corrientes entrada Columna Flash 1

Como se indica en el Gráfico 3.3.1.2., la corriente de alimentación de fermentado (corriente S01), mezclada con un reciclo (corriente S12) proveniente de la corriente líquida del segundo flash es precalentada en el intercambiador de calor EX1 antes de entrar en el primer flash (F1) usando como aporte energético parte de la corriente de vapor de la primera columna de destilación (corriente S22). Esta corriente recirculada es parte de los vapores provenientes de la primera columna de destilación COLUMNA_1 que se describirá más adelante. Con este precalentamiento se disminuye el calor necesario que hay que aportar en el flash para producir la separación aprovechando para ello la energía de los vapores producidos. Como aporte de calor también se introduce en la columna flash F1 una corriente de vapor (corriente S19) también proveniente de los vapores de la primera columna de destilación COLUMNA_1.

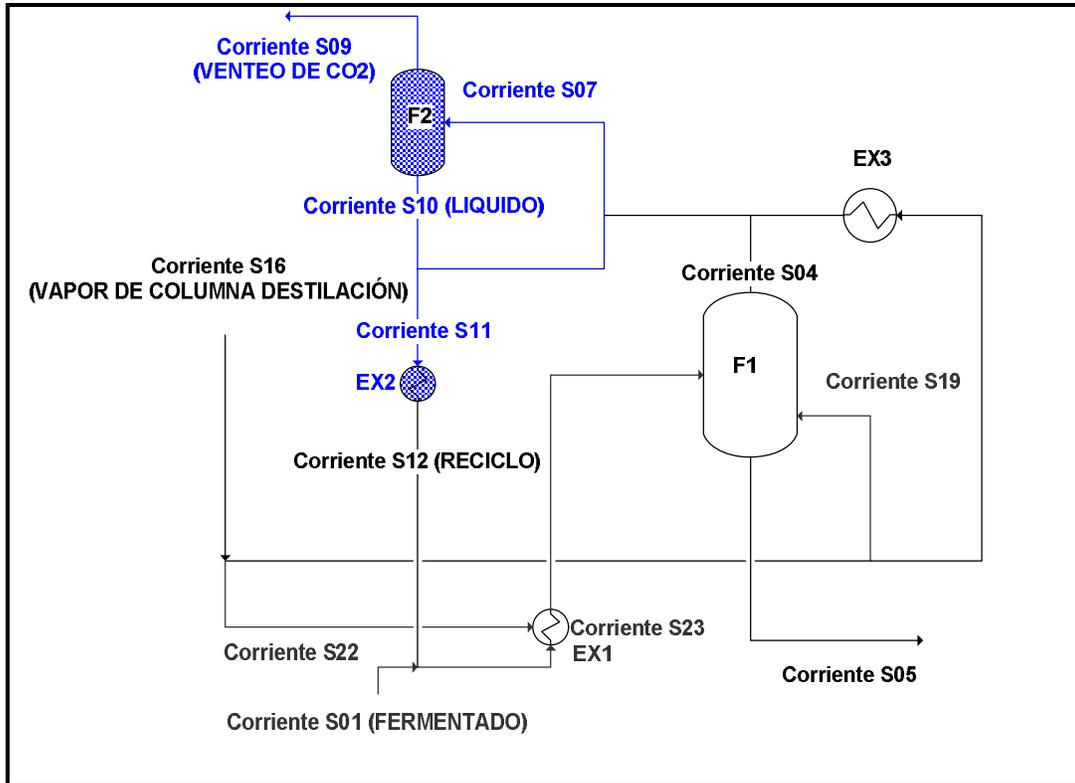


Gráfico 3.6. Proceso en columna Flash 2

En la segunda columna flash el CO_2 se eliminará a través de la corriente de vapor (corriente S09), mientras que buena parte del etanol es recuperado en la corriente líquida (corriente S10). Esta corriente líquida se une con la parte de los vapores de la primera columna flash que no han sido enviados al segundo flash (corriente 08) para ser recirculados a la entrada del proceso. Antes de mezclar la corriente de reciclo (corriente S11) con la alimentación esta es condensada en el intercambiador de calor EX3.

La corriente líquida de la primera columna flash (corriente S05) constituye la corriente principal del proceso y en ella se han eliminado la mayor parte de los compuestos en estado gaseoso que pudieran encontrarse disuelto en la corriente. Una vez desgasificada la corriente pasa a la siguiente etapa de purificación.

3.3.2. SEPARACIÓN DE PESADOS. COLUMNA_1 Y COLUMNA_2.

Una vez desgasificada la corriente, se envía a las columnas de destilación COLUMNA_1 y COLUMNA_2. La función de estas columnas es la de eliminar de la



corriente los componentes más pesados mediante un proceso de destilación. El proceso usado para simular se muestra en el diagrama 3 en el Anexo 1 explicándose a continuación mediante el Gráfico 3.3.2.1

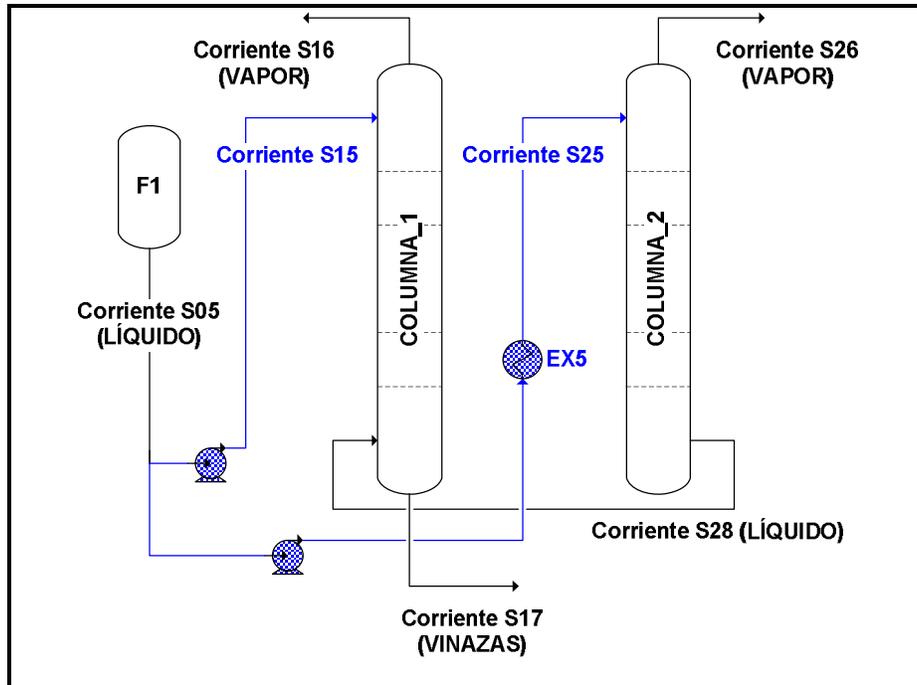


Gráfico 3.7. Destilación de pesados

La corriente líquida que se obtiene de la columna flash F2 (corriente S05) se divide en dos corrientes. Una de ellas se bombea a la parte alta de la columna COLUMNA_1 (corriente S15) y la otra se bombea a la parte alta de la columna COLUMNA_2 (corriente S25). La configuración que presentan estas columnas tiene la finalidad de dividir el proceso en dos etapas con distinta presión de forma que la segunda de ellas (COLUMNA_2) opera a una presión superior a la atmosférica (1,47 atm) mientras que la primera de ellas (COLUMNA_1) opera a vacío (0,45 atm) de forma que la corriente líquida del COLUMNA_2 puede ser enviada al COLUMNA_1. De esta forma el proceso optimiza la energía necesaria tanto en los recalentadores y condensadores de las columnas.



Corrientes producto de la COLUMNA_1

El vapor de cabeza de la columna COLUMNA_1 (corriente S16) con una concentración de 22,8 % molar de etanol, posee una energía que puede ser utilizada en el proceso. Con este fin dicha corriente es utilizada en la etapa primera de desgasificación de la corriente de tres formas diferentes. Una parte de estos vapores se introduce como aporte a la columna flash F1 (corriente S19), otra parte se añade a la corriente que se introduce en la columna flash F2 (corriente S20) y por último, otra parte se utiliza para precalentar la corriente de alimentación a la unidad de destilación (corriente S22) antes de enviarla a la siguiente etapa en la columna de ligeros. Las aplicaciones de estos vapores se muestran en el siguiente gráfico.

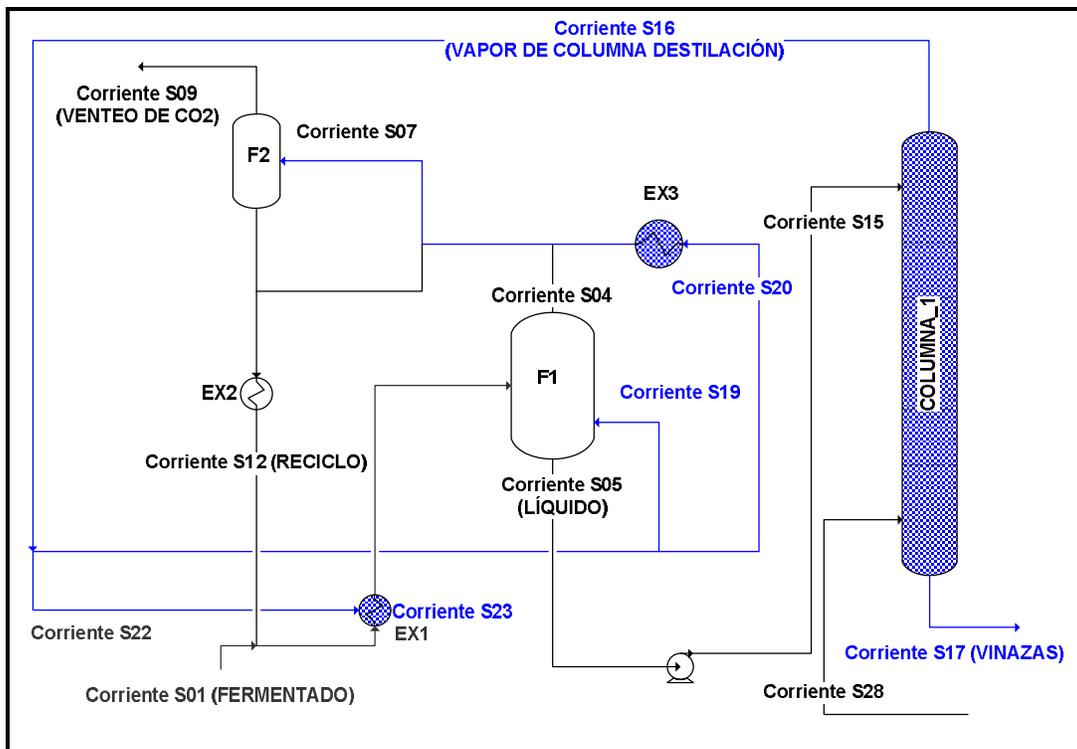


Gráfico 3.8. Corrientes de productos de la COLUMNA_1

El líquido de cola de la columna COLUMNA_1 (corriente S17) separa las vinazas de la corriente. Estas vinazas están compuestas por los componentes líquidos más pesados de la corriente líquida así como por los sólidos no fermentables que esta arrastraba. Estas vinazas constituyen en principio un residuo del proceso de depuración del alcohol, pero su posterior utilidad para producir DDGS (Distillers Dried Grains with Solubles) hace que se considere un subproducto del proceso. De la unidad de destilación serán, por tanto, enviadas al sistema de centrifugación. Este sistema de



centrifugación es un proceso independiente del proceso de destilación por lo que queda fuera del alcance de este proyecto.

Corrientes productos de la COLUMNA_2

El vapor de cabeza de la COLUMNA_2 (corriente S26) tiene una concentración de etanol del 26,2 % molar, mayor que la obtenida en la columna COLUMNA_1 y no contiene compuestos pesados ni sólidos no fermentables. Esta corriente pasa a alimentar la siguiente etapa de purificación en la columna de ligeros.

La corriente líquida que sale como producto de cola de la COLUMNA_2 (corriente S28) se envía a la base de la columna COLUMNA_1. Con ello se pretende aprovechar el calor que lleva esta corriente en la primera de las columnas y recuperar la cantidad de etanol que haya podido salir por el fondo de la columna y no haya sido destilado.

Se muestran las corrientes de salida de la COLUMNA_2 en el siguiente gráfico:

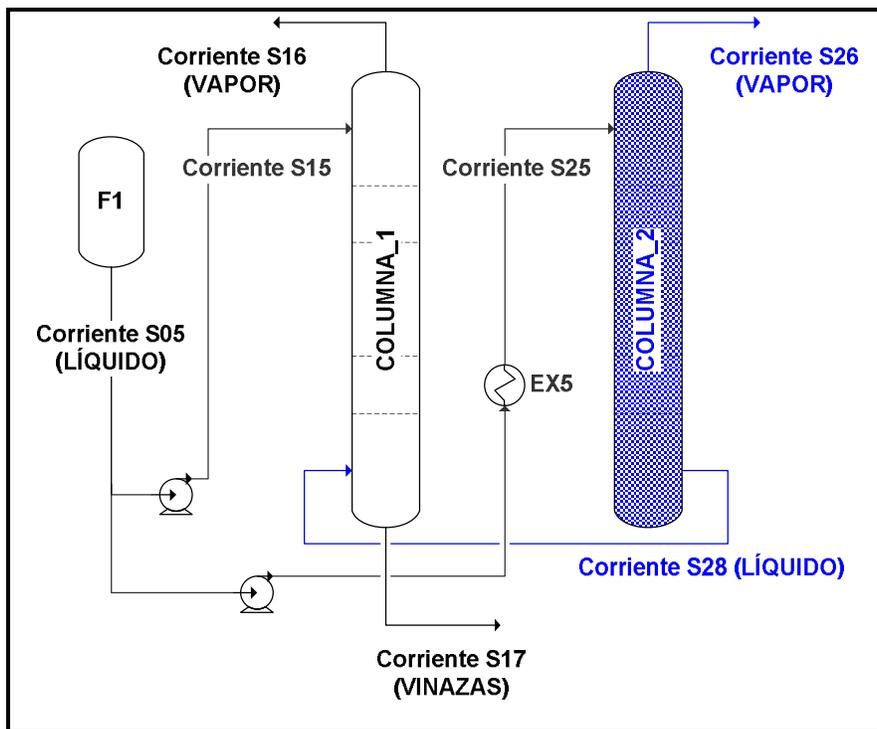


Gráfico 3.9. Corrientes de salida de COLUMNA_2



3.3.3. SEPARACIÓN DE LIGEROS. COLUMNA DE LIGEROS.

El siguiente paso en la purificación del etanol se realiza en otra columna de destilación según se indica en el Diagrama 4 en el Anexo 1 y que se explica a continuación.

La corriente de vapor procedente de la columna COLUMNA_2 (corriente S26) se une a la corriente utilizada para precalentar la corriente de alimentación a la entrada de la unidad de destilación (corriente S23) y se introducen en la columna de ligeros. Esta columna tiene una presión de operación aproximadamente igual a la atmosférica. En esta columna se separan aquellos componentes más volátiles que el etanol. A continuación se muestran dichas corrientes de entrada.

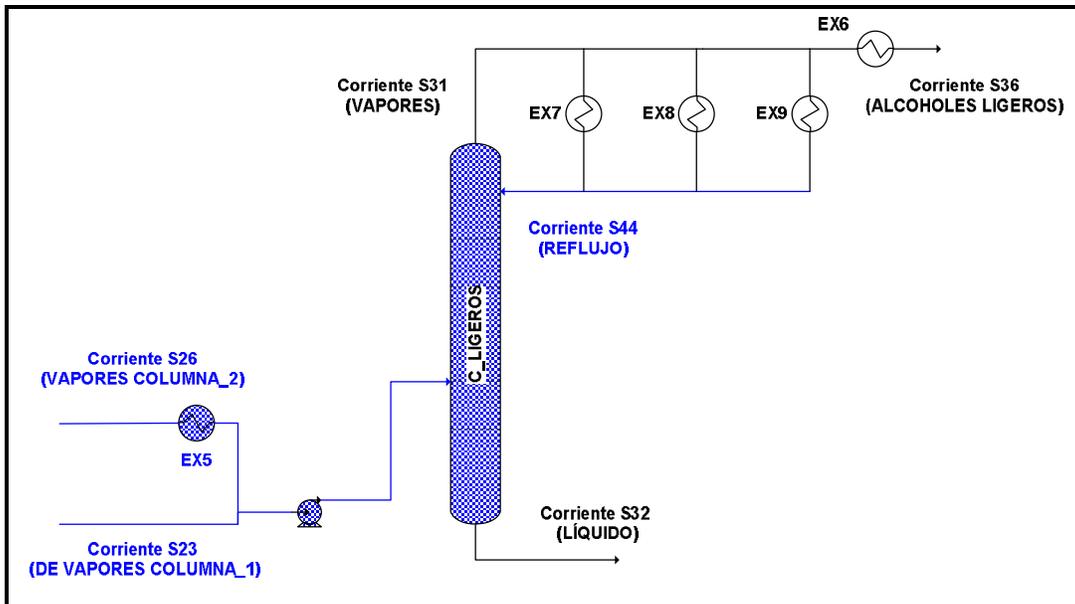


Gráfico 3.10. Corrientes entrada en C_LIGEROS

Los vapores producidos en esta columna (corriente S31) contienen aquellos alcoholes más volátiles que etanol, como puede ser el metanol, pero contiene una gran cantidad de etanol. Por este motivo se tiene un importante reflujo en esta columna volviéndose a introducir una vez condensados. La condensación de este reflujo se hace en distintas etapas consiguiéndose con ello dos objetivos. Por un lado se recupera mayor cantidad de etanol que vuelve a introducirse en el proceso con el reflujo (corriente S44) y por otro lado las sucesivas condensaciones de los flujos en los que se divide la corriente según puede verse en el diagrama constituyen una fuente de energía calorífica que puede ser aprovechada como aporte en otras zonas del proceso de



destilación o incluso en otros equipos de la planta de producción de bioetanol como se justificará más adelante.

La corriente líquida que se obtiene en cola de la columna de alcoholes ligeros (corriente S32) contiene una concentración de etanol muy parecida a la que se obtenía en la columna anterior. En esta columna no se ha producido una elevación significativa en el porcentaje de etanol, limitándose su función en cuanto a la eliminación de las sustancias menos volátiles. Este valor de la concentración es de esperar teniendo en cuenta que en la alimentación se ha mezclado una corriente proveniente de los vapores de la COLUMNA_1 que no pasa por el COLUMNA_2 y que por tanto no tiene el mismo grado de purificación que la corriente con la que es mezclada; y además la proporción de alcoholes ligeros es muy pequeña en la corriente a purificar, siendo el caudal eliminado tras este proceso (corriente S36) muy pequeño, es decir, se realiza una alta recirculación. Las corrientes de salida de la columna de ligeros pueden verse en el gráfico siguiente:

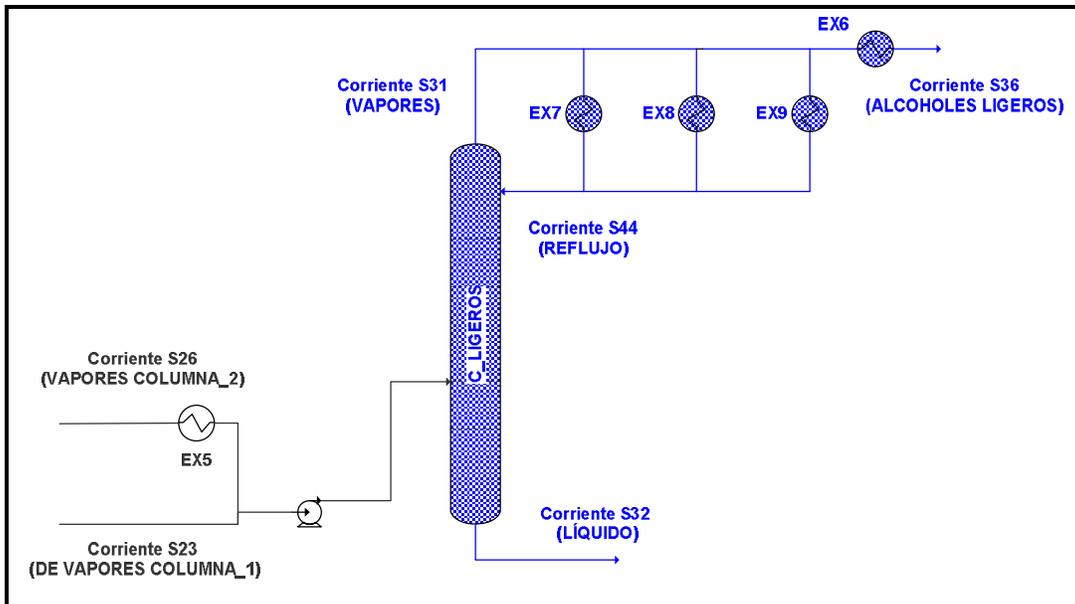


Gráfico 3.11. Corrientes salida de C_LIGEROS



3.3.4. RECTIFICACIÓN

Las corrientes de entrada y salida de la columna de rectificación se muestran en el Diagrama 5 del Anexo 1 según se ha simulado y se describen a continuación.

La corriente líquida que se obtiene en cola de la columna de alcoholes ligeros (corriente S32) se une con una corriente de reciclo (corriente S44) proveniente de los tanques de almacenamiento de producto final y subproductos (mezcla de bioetanol y aceites de fúseles). Controlando el caudal y concentración de esta corriente se mantiene la corriente de entrada en unas condiciones que optimizan el funcionamiento de la columna de rectificación. En los procesos anteriores a esta columna se han eliminado las principales impurezas contenidas en el etanol (gases, pesados y ligeros) de forma que la función de esta última columna de la unidad de destilación será la de aumentar la concentración de etanol eliminando el agua hasta los valores permitidos por la existencia del azeótropo entre el etanol y el agua. Esta columna opera a una presión superior a la atmosférica.

Las corrientes de entrada y salida pueden verse en el siguiente gráfico:

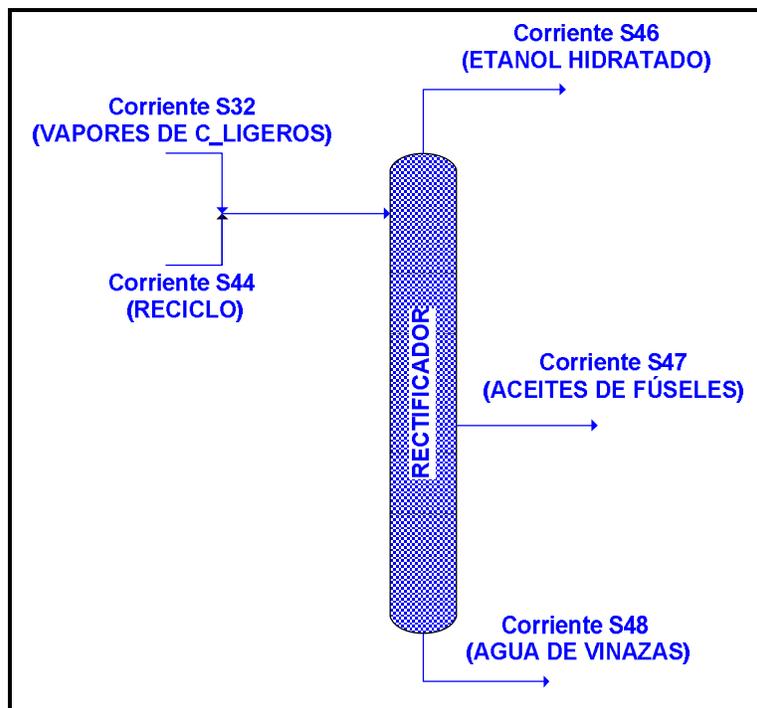
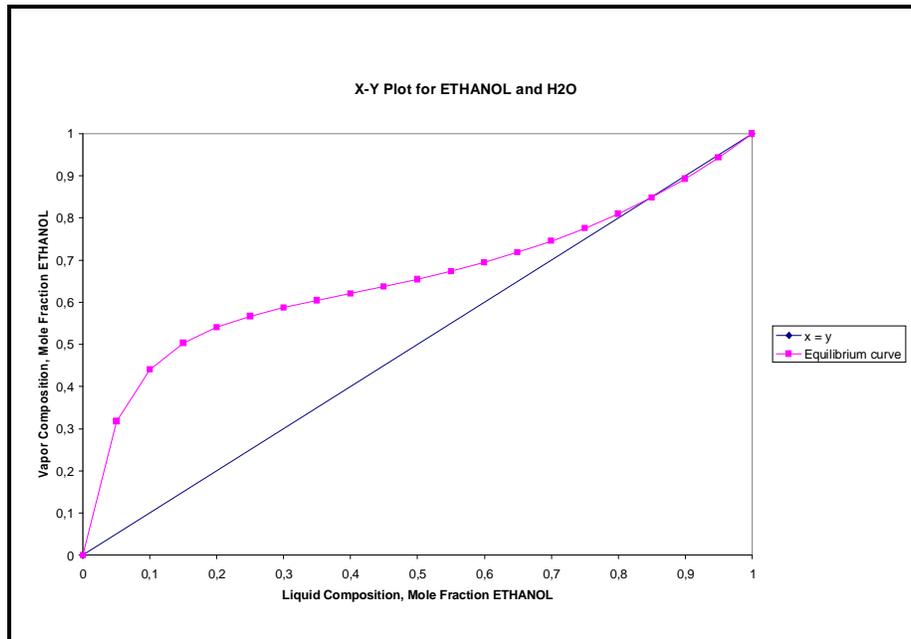


Gráfico 3.12. Corrientes columna Rectificador



De la columna de rectificación se obtiene por cabeza la corriente con el alcohol purificado hasta una concentración cercana al 89,4 % molar (corriente S46). Según se muestra en la siguiente gráfica, esta concentración es la correspondiente al azeótropo entre el etanol y el agua a 1 atm.



Gráfica 3.13. Curva de equilibrio Etanol-Agua para 1 atm

Este es el producto final de la planta de destilación ya que la existencia del azeótropo entre el etanol y el agua hace imposible un grado superior de separación mediante el único uso de la destilación. Para conseguir el grado necesario de etanol en la corriente que permita su uso como combustible se tendrá que realizar una operación adicional de deshidratación que queda fuera de límite de la planta de destilación.

Además del producto final donde se ha conseguido purificar el etanol, de esta columna se extrae una corriente intermedia (corriente S47) en la que se eliminan los aceites de fúseles. Estos aceites de fúseles están constituidos por una mezcla de alcoholes, como son el n-propílico, el n-butílico y el n-amílico que tienen la propiedad de tener una volatilidad comprendida entre la del etanol y la del agua lo que hace que se concentren en los platos intermedios de la columna de rectificación. Estos aceites de fúseles son eliminados mediante una extracción lateral y llevados a almacenamiento.



Por último se tiene la corriente líquida que se obtiene de cola de la columna de rectificación (corriente S48), compuesta casi en su totalidad por agua y que recibe el nombre de agua de vinazas. Esta corriente pasa, dentro del proceso global de producción de bioetanol, al sistema de evaporación donde se aprovecha como aporte calorífico a dicho proceso. Debido a ello se puede considerar como un subproducto de la unidad de destilación y no un residuo.

3.4. EQUIPOS

A continuación se muestran las características de diseño y las condiciones de operación de los equipos de la unidad real de destilación. Posteriormente se muestra la lista de equipos que son usados en la simulación.

3.4.1. CARACTERÍSTICAS DE DISEÑO

FLASH F1

<u>DATOS MECÁNICOS</u>	
Diámetro (mm)	2.300
Altura (mm)	2.000
Número de platos	0
Código de diseño	ASME Sección VIII
Presión de diseño (kPa)	207
Temperatura de diseño (°C)	250
Peso vacío (kg)	8.095
Peso lleno de agua (kg)	58.140
Peso en operación (kg)	21.480
<u>MATERIALES</u>	
Carcasa	Acero inoxidable A240 TP-304
Soportes	Acero al carbono con aislamientos de acero inoxidable
Tornillos	A193 con tuercas de A194
Protección a corrosión	2 mm en superficies de acero al carbono



FLASH F2

DATOS MECÁNICOS

Diámetro (mm)	1.000
Altura (mm)	1.800
Número de platos	0
Código de diseño	ASME Sección VIII
Presión de diseño (kPa)	103/-3.5
Temperatura de diseño (°C)	65
Peso vacío (kg)	1.175
Peso lleno de agua (kg)	2.800
Peso en operación (kg)	1.900

MATERIALES

Carcasa	Acero inoxidable A240 TP-304
Soportes	Acero al carbono con aislamiento de acero inoxidable
Tornillos	A193 B7 con tuercas A194 2H
Protección a corrosión	Ninguna

COLUMNA_1

DATOS MECÁNICOS

Diámetro (mm)	3.400
Altura (mm)	29.860
Número de platos	90
Distancia entre platos (mm)	245
Código de diseño	ASME Sección VIII
Presión de diseño (kPa)	207
Temperatura de diseño (°C)	149
Peso vacío (kg)	47.230
Peso lleno de agua (kg)	455.120
Peso en operación (kg)	124.250



MATERIALES

Carcasa	Acero inoxidable A240 TP-304
Soportes	Faldón de acero al carbono
Tornillos	A193 B7 con tuercas A194 2H
Protección a corrosión	2 mm en superficies de acero al carbono

COLUMNA_2

DATOS MECÁNICOS

Diámetro (mm)	2.600
Altura (mm)	24.420
Número de platos	90
Distancia entre platos (mm)	60 inferiores a 190, 30 superiores a 235
Código de diseño	ASME Sección VIII
Presión de diseño (kPa)	207
Temperatura de diseño (°C)	149
Peso vacío (kg)	29.790
Peso lleno de agua (kg)	228.980
Peso en operación (kg)	73.900

MATERIALES

Carcasa	Acero inoxidable A240 TP-304
Soportes	Faldón de acero al carbono
Tornillos	A193 B7 con tuercas A194 2H
Protección a corrosión	2 mm en superficies de acero al carbono

C_LIGEROS

DATOS MECÁNICOS

Diámetro (mm)	2.200
Altura (mm)	23.400
Número de platos	45
Distancia entre platos (mm)	800



Código de diseño	ASME Sección VIII
Presión de diseño (kPa)	345
Temperatura de diseño (°C)	149
Peso vacío (kg)	21.000
Peso lleno de agua (kg)	100.000
Peso en operación (kg)	43.000
 <u>MATERIALES</u>	
Carcasa	Acero inoxidable A240 TP-304
Soportes	Faldón en acero al carbono A36
Tornillos	A193 B7 con tuercas A194
Protección a corrosión	2 mm en superficies de acero al carbono

RECTIFICADOR

<u>DATOS MECÁNICOS</u>	
Diámetro (mm)	3.200
Altura (mm)	39.750
Número de platos	70
Distancia entre platos (mm)	900
Código de diseño	ASME Sección VIII
Presión de diseño (kPa)	1034
Temperatura de diseño (°C)	186
Peso vacío (kg)	59.000
Peso lleno de agua (kg)	382.000
Peso en operación (kg)	149.000
 <u>MATERIALES</u>	
Carcasa	Acero inoxidable A240 TP-304
Soportes	Faldón en acero al carbono
Tornillos	A193 B7 con tuercas A194 2H
Protección a corrosión	2 mm en superficies de acero al carbono



INTERCAMBIADOR DE CALOR EX1

<u>CONDICIONES DE DISEÑO</u>	
Código de diseño	Tema B / ASME VIII Div.1
Presión diseño carcasa (kPa)	828
Presión diseño tubos (kPa)	1035
Temperatura diseño carcasa (°C)	121
Temperatura diseño tubos (°C)	121
Número de tubos	744
Diámetro tubos (mm)	32
Longitud tubos (mm)	6.000
<u>MATERIALES</u>	
Carcasa	Acero inoxidable A240 TP-304
Tubos	Acero inoxidable A249 TP-304

INTERCAMBIADOR DE CALOR EX2

<u>CONDICIONES DE DISEÑO</u>	
Código de diseño	E-522
Presión diseño carcasa (kPa)	690
Presión diseño tubos (kPa)	1379
Temperatura diseño carcasa (°C)	121
Temperatura diseño tubos (°C)	260
Número de tubos	356
Diámetro tubos (mm)	25
Longitud tubos (mm)	3.000
<u>MATERIALES</u>	
Carcasa	Acero al carbono A516
Tubos	Acero inoxidable A249



INTERCAMBIADOR DE CALOR EX3

CONDICIONES DE DISEÑO

Código de diseño	Tema B / ASME VIII Div.1
Presión diseño carcasa (kPa)	1035 vapor
Presión diseño tubos (kPa)	828 condensado
Temperatura diseño carcasa (°C)	260
Temperatura diseño tubos (°C)	177
Número de tubos	2.120
Diámetro tubos (mm)	25
Longitud tubos (mm)	3.000

MATERIALES

Carcasa	Acero al carbono A516
Tubos	Acero inoxidable A249

INTERCAMBIADOR DE CALOR EX4

CONDICIONES DE DISEÑO

Código de diseño	Tema B / ASME VIII Div.1
Presión diseño carcasa (kPa)	1379
Presión diseño tubos (kPa)	828
Temperatura diseño carcasa (°C)	204
Temperatura diseño tubos (°C)	204
Número de tubos	124
Diámetro tubos (mm)	25
Longitud tubos (mm)	3.000

MATERIALES

Carcasa	Acero inoxidable A312 TP-304
Tubos	Acero inoxidable A249 TP-304



INTERCAMBIADOR DE CALOR EX5

CONDICIONES DE DISEÑO

Código de diseño	Tema B / ASME VIII Div.1
Presión diseño carcasa (kPa)	1379
Presión diseño tubos (kPa)	690
Temperatura diseño carcasa (°C)	204
Temperatura diseño tubos (°C)	121
Número de tubos	1120
Diámetro tubos (mm)	25
Longitud tubos (mm)	3.000

MATERIALES

Carcasa	Acero inoxidable A312 TP-304
Tubos	Acero inoxidable A249 TP-304

INTERCAMBIADOR DE CALOR EX6

CONDICIONES DE DISEÑO

Código de diseño	Tema B / ASME VIII Div.1
Presión diseño carcasa (kPa)	1379
Presión diseño tubos (kPa)	690
Temperatura diseño carcasa (°C)	204
Temperatura diseño tubos (°C)	121
Número de tubos	248
Diámetro tubos (mm)	25
Longitud tubos (mm)	1.500

MATERIALES

Carcasa	Acero inoxidable A312 TP-304
Tubos	Acero inoxidable A249 TP-304



INTERCAMBIADOR DE CALOR EX7

CONDICIONES DE DISEÑO

Código de diseño	Tema B / ASME VIII Div.1
Presión diseño carcasa (kPa)	552
Presión diseño tubos (kPa)	690
Temperatura diseño carcasa (°C)	149
Temperatura diseño tubos (°C)	121
Número de tubos	44
Diámetro tubos (mm)	25
Longitud tubos (mm)	3.000

MATERIALES

Carcasa	Acero inoxidable A312 TP-304
Tubos	Acero inoxidable A249 TP-304

INTERCAMBIADOR DE CALOR EX8

CONDICIONES DE DISEÑO

Código de diseño	Tema B / ASME VIII Div.1
Presión diseño carcasa (kPa)	552
Presión diseño tubos (kPa)	690
Temperatura diseño carcasa (°C)	149
Temperatura diseño tubos (°C)	121
Número de tubos	44
Diámetro tubos (mm)	25
Longitud tubos (mm)	3.000

MATERIALES

Carcasa	Acero inoxidable A312 TP-304
Tubos	Acero inoxidable A249 TP-304



INTERCAMBIADOR DE CALOR EX9

CONDICIONES DE DISEÑO

Código de diseño	Tema B / ASME VIII Div.1
Presión diseño carcasa (kPa)	552
Presión diseño tubos (kPa)	690
Temperatura diseño carcasa (°C)	149
Temperatura diseño tubos (°C)	121
Número de tubos	44
Diámetro tubos (mm)	25
Longitud tubos (mm)	3.000

MATERIALES

Carcasa	Acero inoxidable A312 TP-304
Tubos	Acero inoxidable A249 TP-304

3.4.2. CONDICIONES DE OPERACIÓN

A continuación se indican las condiciones de operación de los equipos de la instalación según se muestran en el siguiente gráfico:

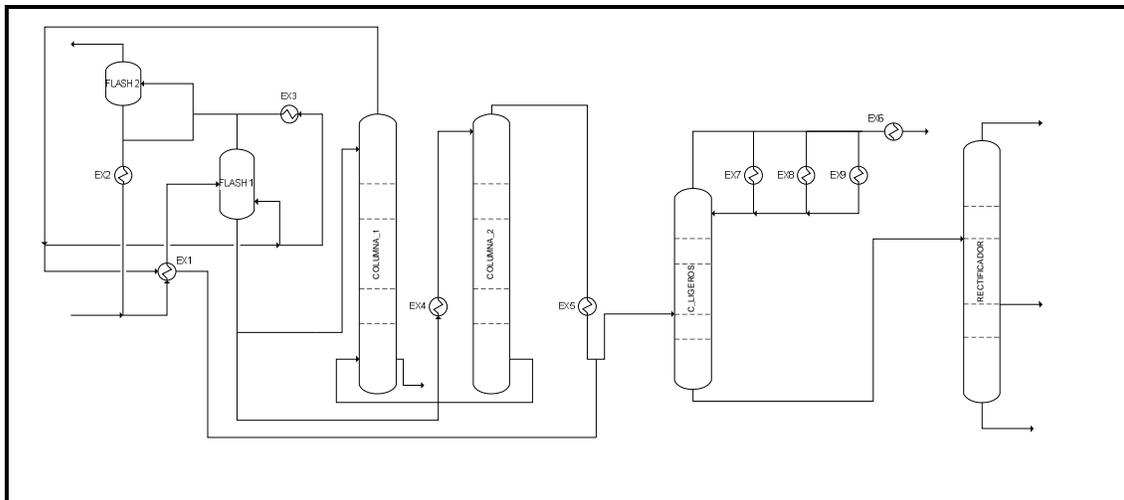


Gráfico 3.14. Diagrama básico de la planta de destilación



FLASH F1

Temperatura (°C)	70
Presión (kPa)	46,325
Flujo (kg/h)	225.087

FLASH F2

Temperatura (°C)	64
Presión (kPa)	46,325
Flujo (kg/h)	6.485

COLUMNA_1

Temperatura (°C)	79
Presión (kPa)	46,32
Flujo (kg/h)	186.909

COLUMNA_2

Temperatura (°C)	111,2
Presión (kPa)	391,317
Flujo (kg/h)	123.907

C_LIGEROS

Temperatura (°C)	105,2
Presión (kPa)	41,394
Flujo (kg/h)	60.536



RECTIFICADOR

Temperatura (°C)	121
Presión (kPa)	207
Flujo (kg/h)	57.513

INTERCAMBIADOR DE CALOR EX1

Fluido carcasa	Vapores de fermentado condensados
Fluido tubos	Alimentación líquida
Temperatura carcasa (°C)	73,8
Temperatura tubos (°C)	58,3
Flujo carcasa (kg/h)	11.706
Flujo tubos (kg/h)	217.677

INTERCAMBIADOR DE CALOR EX2

Fluido carcasa	Agua de refrigeración
Fluido tubos	Vapores de fermentado condensados
Temperatura carcasa (°C)	28
Temperatura tubos (°C)	64
Flujo carcasa (kg/h)	11.797
Flujo tubos (kg/h)	136.990

INTERCAMBIADOR DE CALOR EX3

Fluido carcasa	Agua de refrigeración
Fluido tubos	Vapores de fermentado condensados
Temperatura carcasa (°C)	28
Temperatura tubos (°C)	73
Flujo carcasa (kg/h)	437.981
Flujo tubos (kg/h)	9.473



INTERCAMBIADOR DE CALOR EX4

Fluido carcasa	Vapor
Fluido tubos	Fermentado
Temperatura carcasa (°C)	195,1
Temperatura tubos (°C)	69,8
Flujo carcasa (kg-mol/h)	18,27
Flujo tubos (kg/h)	123.907

INTERCAMBIADOR DE CALOR EX5

Fluido carcasa	Agua de refrigeración
Fluido tubos	Vapores de fermentado
Temperatura carcasa (°C)	28
Temperatura tubos (°C)	103
Flujo carcasa (kg/h)	1.461.817
Flujo tubos (kg/h)	33.283

INTERCAMBIADOR DE CALOR EX6

Fluido carcasa	Vapores cabeza C_LIGEROS
Fluido tubos	Agua de refrigeración
Temperatura carcasa (°C)	101
Temperatura tubos (°C)	28
Flujo carcasa (kg/h)	158
Flujo tubos (kg/h)	3.900

INTERCAMBIADOR DE CALOR EX7

Fluido carcasa	Agua de refrigeración
Fluido tubos	Vapores cabeza C_LIGEROS
Temperatura carcasa (°C)	28



Temperatura tubos (°C)	101
Flujo carcasa (kg/h)	65.796
Flujo tubos (kg/h)	2.917

INTERCAMBIADOR DE CALOR EX8

Fluido carcasa	Agua de refrigeración
Fluido tubos	Vapores cabeza C_LIGEROS
Temperatura carcasa (°C)	28
Temperatura tubos (°C)	101
Flujo carcasa (kg/h)	207.296
Flujo tubos (kg/h)	9.190

INTERCAMBIADOR DE CALOR EX9

Fluido carcasa	Agua de refrigeración
Fluido tubos	Vapores cabeza C_LIGEROS
Temperatura carcasa (°C)	28
Temperatura tubos (°C)	101
Flujo carcasa (kg/h)	77.591
Flujo tubos (kg/h)	3.440

3.4.3. EQUIPOS EXISTENTES EN LA SIMULACIÓN

Cuando se procede a realizar el modelo de la unidad de destilación, se incluyen una serie de unidades mezcladoras, de separación y bombas, que no existen como tal en la unidad real pero que son necesarias para la creación del modelo de las distintas líneas de proceso. En las siguientes tablas se enumeran todos los equipos utilizados para hacer la simulación. Los diagramas a los que se hace referencia en dichas tablas se encuentran en el Anexo 1.



Equipo	Diagrama	Función
Columnas		
F1	2	Primera columna Flash
F2	2	Segunda columna Flash
STRIPPER_1	3	Primera columna de destilación para eliminar los compuestos pesados
STRIPPER_2	3	Segunda columna de destilación para eliminar los compuestos pesados
C_CABEZAS	4	Columna de destilación para eliminar los compuestos ligeros
RECTIFICADOI	5	Columna de rectificación para purificación del etanol

Tabla 3.15. Columnas existentes en el modelo simulado

Equipo	Diagrama	Función
Intercambiadores		
EX1	2	Pre calentador de corriente líquida S2 usando corriente de vapor S22
EX2	2	Condensador de la corriente S11
EX3	3	Condensador de la corriente S20
EX4	3	Pre calentador de la corriente S24 de entrada al STRIPPER_2
EX5	3	Condensador de la corriente S26 de vapores del STRIPPER_2
EX6	4	Condensador de la corriente S35
EX7	4	Condensador de la corriente S37
EX8	4	Condensador de la corriente S39
EX9	4	Condensador de la corriente S41

Tabla 3.16. Intercambiadores de calor existentes en el modelo simulado

Equipo	Diagrama	Función
Bombas		
P1	3	Bomba de alimentación al STRIPPER_1
P2	3	Bomba de alimentación al STRIPPER_2
P3	4	Bomba de alimentación a la columna de cabezas C_CABEZAS

Tabla 3.17. Bombas existentes en el modelo simulado



Equipo	Diagrama	Función
Mezcladores		
MEZC1	2	Unión de las corrientes S01 y S12 en la corriente S02
MEZC2	2	Unión de las corrientes S04 y S21 en la corriente S06
MEZC3	2	Unión de las corrientes S08 y S10 en la corriente S11
MEZC4	4	Unión de las corrientes S23 y S27 en la corriente S29
MEZC5	4	Unión de las corrientes S38, S40 y S42 en la corriente S43
MEZC6	5	Unión de las corrientes S32 y S44 en la corriente S45

Tabla 3.18. Mezcladores existentes en el modelo simulado

Equipo	Diagrama	Función
Separadores		
SP1	2	Separación de la corriente S06 en las corrientes S07 y S08
SP2	3	Separación de la corriente S05 en las corrientes S13 y S14
SP3	2	Separación de la corriente S18 en las corrientes S19 y S20
SP4	2	Separación de la corriente S16 en las corrientes S18 y S22
SP5	4	Separación de la corriente S31 en las corrientes S33 y S37
SP6	4	Separación de la corriente S33 en las corrientes S34 y S39
SP7	4	Separación de la corriente S34 en las corrientes S35 y S41

Tabla 3.19. Separadores existentes en el modelo simulado