



ESTUDIO ENERGÉTICO DE UNA EVAPORADORA Y UNA DEPURADORA EN UNA FÁBRICA DE PRODUCCIÓN DE LEVADURA

**TRABAJO FIN DE MÁSTER
Curso: 2014/15**

Alumno: Beatriz Abia Moral

Tutor académico: Carlos Antonio Blanco Fuentes

Tutor empresa: José María Giralda Sánchez

**Máster en Calidad, Desarrollo e Innovación de Alimentos
E.T.S. Ingenierías Agrarias. Campus de la Yutera (Palencia)**

Universidad de Valladolid

ÍNDICE

1. Resumen/Abstract.....	1
1.1. Resumen	1
1.2. Abstract.....	1
2. Introducción.....	2
2.1. Etapas de producción industrial de la levadura	2
2.2. Co-productos.....	5
2.2.1. Evaporadora.....	5
2.2.2. Depuradora	9
3. Objetivo	12
4. Materiales y procedimiento.....	13
4.1. Materiales.....	13
4.2. Procedimiento de cálculo	13
4.2.1. Procedimiento de cálculo de la evaporadora	15
4.2.2. Procedimiento de cálculo de la depuradora	17
5. Resultados y discusión	18
5.1. Calor intercambiado en la evaporadora.....	18
5.2. Calor intercambiado en el intercambiador E-222	20
5.3. Calor intercambiado en el intercambiador E-221	22
5.4. Calor de los condensados del tanque DP-214	23
5.5. Calor suministrado en calentar los productos de limpieza.....	23
5.6. Calor perdido en el almacenamiento.....	24
5.7. Calor suministrado en calentar el agua para disolver el polímero.....	24
5.8. Vapor suministrado al reactor IC	25
6. Conclusiones	26
7. Bibliografía.....	28
7.1. Libros	28
7.2. Artículos.....	28
7.3. Páginas web	29
8. Diagrama de flujo de la evaporadora-depuradora	30

1. Resumen/Abstract

1.1. Resumen

La gran cantidad de efluentes contaminantes generados durante la fermentación de la levadura hace que se deban implantar medidas para la descontaminación. El mosto sin levadura que contiene nitrógeno orgánico se concentra por evaporación para obtener vinaza despotasificada y sales de sulfato de potasio, mientras que los efluentes más diluidos son tratados por vías biológicas para obtener biogás y fangos.

Debido a la gran cantidad de energía que se suministra en la evaporación, se realiza un estudio en el presente trabajo para eliminar el vapor que se suministra en el área de depuración de aguas residuales.

Se analizan las diversas fuentes de consumo de energía y se realizan balances de materia y energía para contabilizar la energía de las diferentes fuentes para un posible aprovechamiento.

El resultado del estudio es la eliminación del agua y del vapor utilizado en la preparación de polímero y la eliminación del vapor empleado en el reactor IC.

1.2. Abstract

A large amount of polluting effluents are generated during yeast fermentation, decontamination should be implemented. Juice free-yeast, which contains organic nitrogen, is evaporated to obtain vinasse low-potassium concentration and potassium sulphate salts, while the diluted effluent is treated via biological pathways for obtain biogas and sludge.

Due to the large amount of energy the supplied to the evaporation area, this study was carried out to remove the steam supplied in the sewage treatment area.

Various sources of energy are analyzed and material and energy balance are performed to quantify the different energy sources for possible use.

The result of the study is the elimination of water and steam used in the preparation of polymer and the removal of steam used in the IC reactor.

2. Introducción

La levadura de panificación es un hongo microscópico de la especie *Saccharomyces Cerevisiae* que realiza las siguientes funciones en la fermentación de la masa del pan:

- Aumentar el volumen de la masa.
- Desarrollar la estructura de la miga.
- Producir los aromas o precursores de los aromas.

2.1. Etapas de producción industrial de la levadura

La propagación de la levadura se obtiene a lo largo de secuencias de multiplicaciones celulares llevadas a cabo en diferentes condiciones. Tienen dos finalidades que se suceden:

- Aumentar masivamente la población de células para poder sembrar la generación final llamada "comercial" (*Adrian, 1996*).
- Multiplicar la levadura confiriéndole una composición bioquímica y un estado fisiológico que le permitirán responder a las necesidades del cliente (*Adrian, 1996*).

Las etapas pueden diferir sensiblemente según fabricantes, pero el proceso es el mismo. Se trata de producir una cantidad de levadura suficiente para poder sembrar la etapa siguiente (*Adrian, 1996*). Las seis etapas comunes son (*Calaveras, 2004*):

Aislamiento de la cepa: Se realiza en el laboratorio, bajo condiciones de estricta esterilidad. De un banco de células se aíslan aquellas que genéticamente posean ciertas características de rendimiento. Las cepas seleccionadas se conservan en el refrigerador a 4°C en solución al 10% de sacarosa (*Calaveras, 2004*).

Preparación de las materias primas:

Melaza: Contiene grandes cantidades de azúcar que sirven como fuente de carbono y de energía, y también contiene minerales, vitaminas y aminoácidos que son utilizados por la levadura (*Brock, 2009*). La composición puede ser variable según los procesos azucareros, por lo que con el fin de homogenizar la composición del medio nutritivo, se prepara una solución idónea de hidratos de carbono a pH constante y posteriormente se calienta para reducir su viscosidad. A continuación se clarifica mediante centrifugación para separar los limos y por último se esteriliza bajo presión a 130°C durante un tiempo muy corto. Después de enfriar, la melaza se almacena hasta su utilización (*Adrian, 1996*).

Aire: Se filtra y se inyecta en el fondo de las tinas para provocar la agitación del mosto de fermentación. Disminuye la presencia de agitación mecánica (*Calaveras 2004*).

Materias fosfatadas y nitrogenadas: Se añaden para lograr una composición adecuada de levadura en nitrógeno y fósforo (*Calaveras 2004*).

Vitaminas: Se añaden en concentraciones diferentes según las exigencias nutricionales de cada cepa (*Adrian, 1996*).

Antiespumante: Para abatir la espuma que se forma en la superficie de mosto de fermentación provocada por la inyección de aire y la agitación mecánica (*Calaveras 2004*).

Propagación de la levadura: Se procede a la propagación de la levadura seleccionada a través de todas las etapas necesarias de cultivo en “set-batch”, que consiste en suministrar el medio nutritivo de una sola vez (*Adrian, 1996*).

Las primeras etapas de la propagación transcurren en el laboratorio, en medio estéril y en ausencia de aire, hasta que la cantidad de biomasa sea la suficiente para pasar al proceso industrial. En la última etapa de laboratorio, la siembra se realiza en un reactor de 7 litros de medio de cultivo, en presencia de aire, pero en cantidad limitada y en exceso de nutrientes, se produce la fermentación alcohólica necesaria para la síntesis de ciertas enzimas (*Calaveras, 2004*).

La última fase de preparación de levadura madre se lleva a cabo en un “prefermentador” de 50m³ en presencia limitada de aire. Al final de la fermentación, las células de la levadura se concentran por centrifugación. El concentrado de células cosechadas se llama “crema” y se almacena bajo refrigeración (*Calaveras, 2004*). Se usa posteriormente en el sembrado de la cuba de primera generación industrial (G1) (*Adrian, 1996*).

Propagación industrial: Se lleva a cabo en presencia de aire, en reactores de volumen creciente. El tiempo de fermentación es aproximadamente 18 horas y permite la producción de 25 a 30 toneladas de levadura comercial a partir de 3 toneladas de levadura madre (*Calaveras, 2004*).

A partir de esta fase se trabaja en modo “fed-batch”, que consiste en suministrar las necesidades en azúcares gradualmente a la levadura para que se consuman inmediatamente. La melaza se suministra en cantidades progresivas, en función de la masa celular en un instante dado y de la capacidad del medio para disolver el oxígeno. El nitrógeno y el fósforo se aportan al mismo tiempo que la melaza, mientras que los minerales y las vitaminas están presentes en el pie de cuba (*Adrian, 1996*).

El proceso en “fed-batch” permite imponer a la levadura unos parámetros de cultivo:

- Tasa de multiplicación, dependiendo de la cantidad de azúcar suministrada, y en la que el límite superior está definido por la aparición de alcohol (*Adrian, 1996*).
- Contenido de nitrógeno y P_2O_5 que definan el poder fermentativo y la estabilidad de la levadura (*Adrian, 1996*)

Se consigue la optimización de la producción de levadura mediante una mínima variación de la calidad del producto, el máximo rendimiento en materias primas y la mínima producción de productos indeseados (*Hocalar et al., 2006*).

La cosecha obtenida sirve para sembrar la segunda generación industrial (G2), con el objetivo de aumentar la cantidad de células de levadura (*Adrian, 1996*).

En la tercera generación industrial (G3), la levadura adquiere el estado fisiológico y la composición química que le permite responder a las necesidades del cliente:

- El ajuste de su composición bioquímica (nitrógeno, P_2O_5 , trealosa...), del que dependerán el poder fermentativo y la estabilidad (*Adrian, 1996*).
- Aptitud para fermentar en condiciones específicas (*Adrian, 1996*).

La G3 se termina con una fase de maduración, en la que la finalidad es *garantizar la estabilidad de la levadura*. Se trata, al final de la fabricación, de hacer sintetizar, lo más posible, azúcares de reserva y reducir las tasas de generación a un nivel muy bajo. A tal efecto, la levadura se mantiene en carencia de nitrógeno, no suministrándole más que melaza, y se aumenta ligeramente la temperatura por encima de los 32°C, mantenidos como media durante la producción (*Adrian, 1996*).

Separación: Una vez finalizada la propagación, se efectúa la separación de la levadura del medio de fermentación. Esta operación se efectúa en máquinas centrífugas, la crema de levadura se enfría a 7°C y se almacena en depósitos antes de ser enviada a los filtros (*Calaveras, 2004*).

En la mayoría de los casos, la levadura se comercializa bajo forma de pasta con 30% de materia seca, para lo cual se requiere eliminar un 40% de agua de la crema de levadura, que se encuentra en forma extracelular e intracelular. Se extrae el agua intracelular agregando cloruro sódico a la crema de levadura para aumentar la presión osmótica del medio y provocar la migración del agua del interior de la célula al exterior.

La mezcla de crema de levadura más la solución salina pasa a un filtro rotativo bajo vacío, dónde se realiza la deshidratación y se lava la capa de levadura para eliminar el exceso de sal, perjudicial para una buena conservación. Al final de esta etapa se tiene un producto con 30% de materia seca (*Calaveras, 2004*).

Empaquetado: La materia semisólida se conoce como levadura prensada y se envía a silos ubicados encima de las máquinas envasadoras donde se envasa en un paquete impermeable a los gases, luz y vapor de agua. Las diferentes formas de presentación de la levadura son: crema de levadura, levadura líquida, levadura fresca prensada y levadura fresca granulada (*Calaveras, 2004*).

2.2. Co-productos

Preocupados por las exigencias ecológicas de los años 90, los fabricantes de levadura franceses llevaron sus esfuerzos de investigación sobre las técnicas de descontaminación. Después de la separación de la crema de levadura, hay una gran cantidad de efluentes contaminantes que no pueden ser expulsados al ambiente. Los efluentes más diluidos son tratados por vías biológicas, aeróbicas o anaeróbicas. El mosto sin levadura, que contiene todavía nitrógeno orgánico no asimilado (betaína) y sales minerales ricas en sulfato de potasio, se concentra por evaporación. Las vinazas concentradas obtenidas se utilizan como abonos (*Adrian, 1996*) o como materia prima para piensos y los extractos potásicos se utilizan como fertilizante inorgánico. Se puede utilizar también para alimentación del ganado, después de un tratamiento de reducción del contenido de potasio (*Adrian, 1996*), obteniendo vinaza despotasificada.

El diagrama de flujo que se encuentra al final del trabajo, se muestra el área de evaporación y de estación depuradora de aguas residuales industriales (EDARI). En este diagrama, la sección 100 es el área de caldera, la sección 200 es el área de evaporación y la sección 300 es el área de la depuradora.

2.2.1. Evaporadora

El objetivo de la evaporación es eliminar parte del disolvente de una disolución por ebullición de ésta, separando el vapor generado. Así, la disolución resulta concentrada en el soluto no volátil. La evaporación se produce conjuntamente con la cristalización por ebullición, puesto que la vaporización del disolvente da lugar a una suspensión de cristales en el líquido saturado.

La evaporación está estrechamente relacionada con el carácter del líquido que se concentra. A continuación se comentan algunas de las propiedades más importantes de los líquidos que se evaporan:

- **Concentración:** La disolución que entra como alimentación puede estar suficientemente diluida teniendo muchas de las propiedades físicas del agua, a medida que aumenta la concentración, la disolución adquiere cada vez un carácter más individualista. La densidad y la viscosidad aumentan con el contenido de sólido hasta que la disolución o bien se transforma en saturada o resulta inadecuada para una transmisión de calor adecuada (McCabe, 2007).

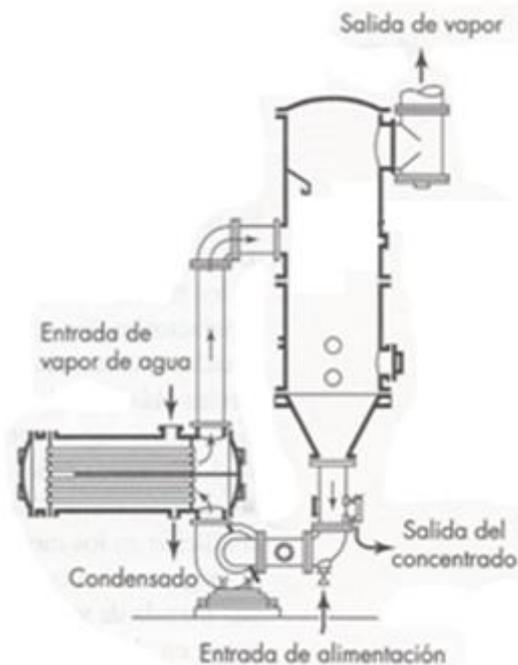


Figura 1 – Esquema de una evaporadora

- **Aumento ebulloscópico:** La temperatura de ebullición de la disolución puede aumentar considerablemente al aumentar el contenido de sólido, de forma que la temperatura de ebullición de una disolución concentrada puede ser mucho mayor que la del agua a la misma presión (Martínez de la Cuesta, 2004).
- **Espuma:** Algunos materiales, especialmente sustancias orgánicas, forman espuma durante la vaporización. Una espuma estable acompaña al vapor que sale del evaporador, causando un fuerte arrastre de líquido con el vapor generado en la cámara de ebullición (McCabe, 2007).
- **Formación de cristales:** La ebullición continuada de una disolución saturada da lugar a la formación de cristales, que es preciso separar, pues de lo contrario obstruyen los tubos (McCabe, 2007).
- **Incrustaciones:** Algunas disoluciones depositan costras sobre la superficie de calentamiento. En estos casos, el coeficiente global disminuye progresivamente hasta que llega un momento en que es preciso interrumpir la operación y limpiar los tubos (McCabe, 2007).

En el diagrama ubicado en el final del trabajo se muestra cinco evaporadores de circulación forzada, el intercambiador tiene tubos horizontales y es de dos pasos por los tubos y un paso por la carcasa, conectados entre sí para formar un sistema de cinco efectos.

Las conexiones entre los efectos se realizan para que el vapor procedente de un efecto sirva como medio de calentamiento para el efecto siguiente. Un eyector y un condensador establecen el vacío en el quinto efecto de la serie y retiran los no condensables del sistema.

La alimentación se realiza en contracorriente, que consiste en introducir la solución diluida por el último efecto y se bombea a través de los efectos sucesivos hasta el primer efecto ya que el flujo tiene lugar en sentido de presiones crecientes.

Los efectos se enumeran siempre en la dirección de disminución de la presión (*Coulson&Richardson, 2002*).

El primer efecto es aquel en que se introduce el primer vapor de calentamiento y en que la presión en el espacio de vapor es más elevada. El último efecto es el que tiene la presión mínima en el espacio de vapor. La presión en cada efecto es menor que la del efecto del cual recibe el vapor y superior a la del efecto al cual suministra vapor.

Cada efecto, por sí solo, actúa como un evaporador de un solo efecto, y cada uno de ellos tiene una caída de temperatura a través de su superficie de calentamiento correspondiente a la caída de presión de dicho efecto (*McCabe, 2007*).

Los evaporadores de circulación forzada cuentan con una bomba centrífuga que impulsa el líquido a través de los tubos. Los tubos están sometidos a una carga estática suficiente para asegurar que no se produce ebullición en los mismos; el líquido comienza a sobrecalentarse a medida que se reduce la carga hidrostática con el flujo desde el calentador hasta el espacio de vapor, y se genera una mezcla de vapor y líquido a la salida del cambiador, justamente antes de entrar en el cuerpo del evaporador. El líquido retorna a la entrada de la bomba, donde se mezcla con la alimentación fresca; el vapor sale por la parte superior del cuerpo del evaporador hacia el condensador. La parte de líquido que abandona el separador se retira de forma continua como concentrado (*McCabe, 2007*).

En la operación en estado estacionario las velocidades de flujo y las velocidades de evaporación son tales que tanto el disolvente como el soluto no se acumulan ni disminuyen en cada efecto. La concentración, temperatura y velocidad de flujo de la alimentación están fijadas, las presiones en la entrada del vapor vivo y el condensador están establecidas, y todos los niveles de las disoluciones se mantienen en cada efecto. Por tanto, todas las concentraciones internas, velocidades de flujo, presiones y temperaturas se mantienen automáticamente constantes por sí mismas durante la operación del proceso mismo. La concentración de la disolución concentrada

solamente se puede modificar cambiando la velocidad de flujo de la alimentación. Si la disolución concentrada es demasiado diluida, se reduce la velocidad de alimentación al primer efecto y, contrariamente, se aumenta si es demasiado concentrada (McCabe, 2007).

Proceso de despotasificación: La despotasificación permite una valoración extrema de los subproductos bajo forma de extractos potásicos comercializables como abono, y de un concentrado proteico líquido, utilizable para la alimentación del ganado.

Por la naturaleza del subproducto obtenido de la fermentación de la levadura, donde la acidificación del medio se realiza con ácido sulfúrico, se concentra por evaporación, cristalizando un precipitado de sulfato de potasio.

La corriente entra a la evaporadora a un pH adecuado para la formación de cristales de sulfato de potasio.

Limpieza CIP de la evaporadora: Se deja de suministrar vapor, se desconecta el vacío y se descomprime el sistema.

La limpieza consiste en hacer circular secuencialmente en un lazo cerrado por el interior de las tuberías y de los equipos, una solución alcalina de sosa cáustica caliente que actúa como disolvente para eliminar suciedad de tipo orgánico y una solución de ácido nítrico que actúa favoreciendo la eliminación de los residuos calcáreos (Berk, 2013). El enjuague para eliminar los restos de ácido nítrico y de sosa cáustica se realiza mediante los condensados almacenados.

Los tres co-productos que se obtienen por evaporación son:

- **Vinaza concentrada:** Se utiliza para abonos o alimentación animal debido al elevado contenido en potasio, materia orgánica (alcoholes, ácidos orgánicos y aldehídos) y en nutrientes (nitrógeno y fósforo). Se puede utilizar para todo tipo de alimentación animal debido al elevado contenido en nitrógeno orgánico, aunque contiene en pequeñas cantidades nitrógeno inorgánico no asimilable por los animales monogástricos (Fundación FEDNA).
- **Vinaza Despotasificada (VD):** Contiene una concentración de potasio menor del 2%. Se utiliza en exclusiva como ingrediente en los piensos para rumiantes (Fundación FEDNA), debido a su alto contenido en nitrógeno inorgánico/no proteico asimilable por la flora microbiana.
- **Extractos potásicos:** Se obtiene al regular el pH de la vinaza. Se utiliza como un componente de los fertilizantes.

2.2.2. Depuradora

La digestión de los efluentes más diluidos se realiza por vía anaerobia y aerobia en la depuradora.

Digestión anaerobia: En este proceso, la materia orgánica contenida en la mezcla de fangos se convierte biológicamente bajo condiciones anaerobias, en metano y dióxido de carbono. El proceso se lleva a cabo en un reactor completamente cerrado. El fango estabilizado tiene bajo contenido en materia orgánica y patógenos y no es putrescible (Metcalf & Eddy, 2007).

En el reactor de Circulación Interna (IC), el influente se bombea hacia el interior del reactor por la parte inferior del mismo y por medio de un sistema de distribución, se mezcla con el lodo granular. En el compartimento inferior del reactor, la mayoría de la materia orgánica se convierte en metano y dióxido de carbono. Este biogás se recoge en la parte inferior del primer separador forzando al líquido a dirigirse hacia la parte superior del reactor o tanque de degasificación. El biogás se evacua del sistema, mientras que el líquido se recircula a la parte baja del sistema. En el segundo compartimento el efluente se clarifica y el biogás formado se recoge en la zona superior del separador, mientras que se produce la salida del efluente tratado (Funcionamiento reactor IC).

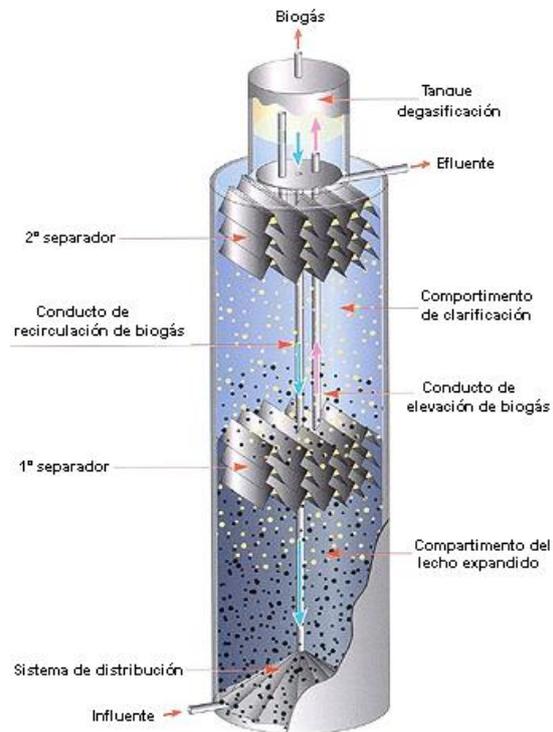


Figura 2 - Esquema de un reactor IC

Para calentar el reactor IC hasta 30°C (Vesilind, 2013) se emplea vapor de agua, que se inyecta en el tanque de recirculación situado aguas arriba del reactor IC.

La conversión biológica de la materia orgánica de los fangos se produce en tres etapas: hidrólisis, fermentación (acetogénesis) y metanogénesis. La hidrólisis comporta la transformación por vía enzimática de los compuestos de alto peso molecular en compuestos que puedan servir como fuentes de energía y de carbono celular. La fermentación implica la conversión bacteriana de los compuestos producidos en la primera etapa en compuestos intermedios identificables de menor peso molecular. La metanogénesis implica la conversión bacteriana de los compuestos

intermedios en productos finales más simples, principalmente metano y dióxido de carbono (Metcalf& Eddy, 2007).

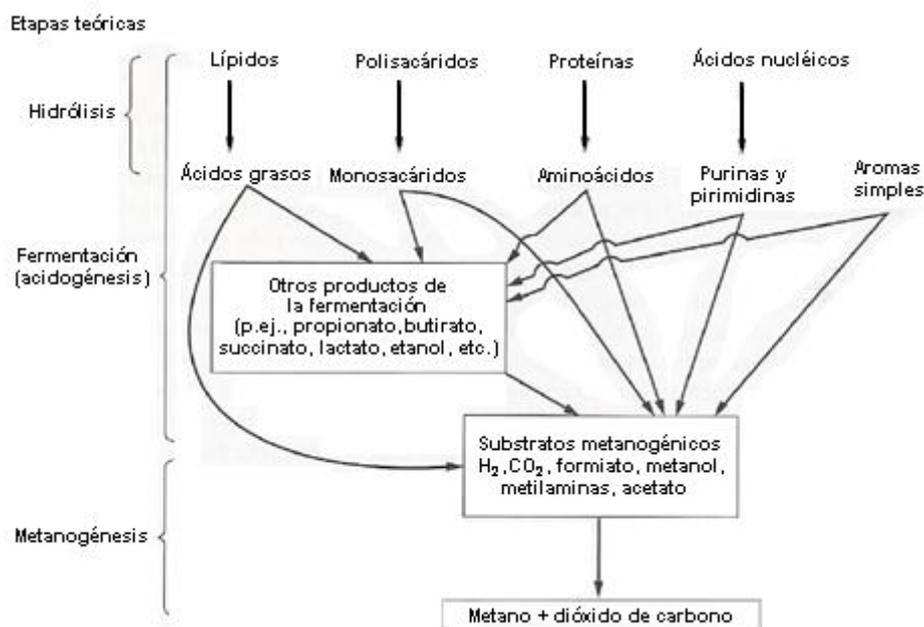


Figura 3 – Esquema del flujo del carbono en el proceso de digestión anaerobia (Metcalf& Eddy, 2007)

En un digestor, la conversión de los fangos orgánicos y de los residuos se lleva a cabo mediante la acción conjunta de diferentes organismos anaerobios. Un grupo de microorganismos se ocupa de la hidrolización de los polímeros orgánicos y de los lípidos para formar elementos estructurales básicos como los monosacáridos, los aminoácidos y los compuestos relacionados con éstos. Un segundo grupo de bacterias anaerobias fermenta los productos de la descomposición para producir ácidos orgánicos simples, de los que el que se presenta con mayor frecuencia en los digestores orgánicos es el ácido acético. Este grupo de microorganismos, que reciben el nombre de no metanogénicos, está formado por bacterias facultativas y anaerobias estrictas, entre las que se encuentran: *Clostridium spp*; *Peptococcus anaerobus*, *Bifidobacterium spp*, *Desulphovibrio spp*, *Cornebacterium spp*, *Lactobactillus*, *Actinomyces*, *Staphilococcus* y *Escherichia coli*. Otros grupos fisiológicos presentes incluyen los que producen enzimas proteolíticas, lipolíticas, ureolíticas o celulíticas (Metcalf& Eddy, 2007).

Los microorganismos responsables de la producción de metano son bacterias anaerobias estrictas, entre las que se encuentran *Methanobacterium*, *Methanobacillus*, *Methanococcus*, *Methanothrix* y *Methanosarcina* (Metcalf& Eddy, 2007).

La composición aproximada de biogás se estima en un 60% de metano, 35% de dióxido de carbono, 4% de vapor de agua y 1% de ácido sulfhídrico. Para poder

quemar el biogás en la caldera, se elimina el ácido sulfhídrico mediante el proceso de biodesulfuración Thiopaq® que consiste en que la corriente contaminada con ácido sulfhídrico entra en contacto en el absorbedor con una disolución de sosa que contiene bacterias *Thiobacillus*. La sosa absorbe el ácido sulfhídrico formado y se transfiere a un tanque ventilado a presión atmosférica donde la bacteria convierte biológicamente el H₂S en azufre elemental (*Biodesulfurización THIOPAQ®*).

Digestión aerobia: El canal de oxidación se emplea para conseguir la nitrificación y la desnitrificación del agua residual. En el canal de oxidación, el líquido mezcla fluye dando vueltas en un canal cerrado, impulsado y aireado por mecanismos de aireación mecánica. Se establece una zona aerobia en la zona situada a continuación del aireador, y una zona anóxica en el tramo anterior a aquél. Al alimentar el caudal de agua residual a tratar en el extremo aguas arriba de la zona anóxica, se consume parte del carbono contenido en el agua residual para la desnitrificación. El efluente del reactor se extrae del final de la zona aerobia para su clarificación (*Metcalf & Eddy, 2007*).

La nitrificación es el primer paso en la eliminación del nitrógeno por el proceso nitrificación/desnitrificación. Son dos los géneros de bacterias responsables de la nitrificación, *Nitrosomas* y *Nitrobacter*. Los *Nitrosomas* oxidan el amoníaco/amonio a nitrito, mientras que los *Nitrobacter* transforman el nitrito a nitrato. Otros géneros de bacterias autótrofas capaces de obtener energía de la oxidación de amoníaco/amonio a nitrato son *Nitrosococcus*, *Nitrosospira*, *Nitrosolobus* y *Nitrosorobrio* (*Metcalf & Eddy, 2007*).

El proceso de desnitrificación consiste en eliminar nitrógeno en forma de nitrato por conversión en nitrógeno gas de forma anóxica por medio de diversos géneros de bacterias heterótrofas. La primera etapa consiste en la conversión de nitrato en nitrito, y a continuación se producen óxido nítrico, óxido nitroso y nitrógeno gas, los tres últimos compuestos son gaseosos y se pueden liberar a la atmósfera (*Metcalf & Eddy, 2007*).

En la etapa de decantación de fangos, aguas abajo del reactor aerobio, se emplea poliácridamida catiónica como polímero floculante para mejorar la decantación de los fangos. El polímero se prepara con agua de proceso, de conductividad de 3000µS. El agua se calienta desde 17°C a 25°C mediante vapor de agua. Se deben controlar los parámetros de conductividad, tiempo de residencia y temperatura de disolución. Se logra mejor disolución del polímero a mayor temperatura y con baja conductividad del agua.

3. Objetivo

Una vez definido el contexto en el que se desarrolla el Trabajo de Fin de Máster y establecida la necesidad de eliminar el vapor que se suministra en el área de depuración, debido a la gran cantidad de vapor suministrado en la etapa de evaporación, se establece como objetivo principal de este trabajo *analizar los flujos de energía de una evaporadora y una depuradora en una fábrica de producción de levadura.*

Para ello se establecieron los siguientes objetivos parciales:

- Identificar cada una de las corrientes de energía implicadas tanto directa como indirectamente en la evaporadora y depuradora.
- Establecer el origen y el destino de las corrientes energéticas.
- Buscar las condiciones para el mayor ahorro energético en la depuradora.

Para lograr los objetivos establecidos se colaboró con el área de depuradora-evaporadora.

4. Materiales y procedimiento

4.1. Materiales

Para lograr el objetivo principal se plantearon balances de materia y de energía, los cuales constituyeron la herramienta fundamental de trabajo.

Los datos necesarios para realizar el estudio energético de la evaporadora y de la depuradora se obtienen de los diferentes sensores de la planta.

La planta tiene implantado el Sistema de Supervisión WINCC de Siemens, software que permite controlar y supervisar los procesos industriales, además de proveer de toda la información que genera el proceso productivo.

Los sensores que no tienen señal analógica debido a que no existe transmisor para ello, los datos se obtuvieron por varias pruebas de campo realizadas en diferentes horas y días; realizadas con un termómetro o un conductivímetro.

En algunos casos, dónde no exista indicador, se recurre a estimaciones que pueden ser realizadas a partir de las características de diseño, estimaciones del fabricante o de extrapolaciones, por lo que la validez de los resultados obtenidos en la cuantificación de los flujos de energía está limitada al grado de confianza de las diferentes estimaciones realizadas.

Partiendo de datos confidenciales de la empresa, se mantiene el origen de entalpía y la unidad temporal “semana” para los intervalos de medidas tomadas.

Se considera que los flujos son continuos debido a la compleja mezcla de procesos continuos, discontinuos y semicontinuos.

4.2. Procedimiento de cálculo

Se considera como origen de entalpía, la temperatura del agua de proceso (temperatura de referencia) de 17°C debido a que es el agua empleado en la planta. De esta forma se evita tener en cuenta el agua de proceso ya que la energía con dicho origen es nula. La entalpía del agua a la temperatura de referencia es 71,351 kJ/kg (entalpía de referencia).

La capacidad calorífica se considera 4,18 kJ/kg°C, en caso contrario se indica el valor.

Se calcula la presión absoluta del vapor suministrado como la suma de la presión relativa (3,5 bar) y la presión atmosférica local (www.worldmeteo.info/es). Se calcula la temperatura ambiente media local de la semana considerada. (<http://www.accuweather.com/en/es/spain-weather>)

Las propiedades físicas de las diferentes condiciones de operación se extraen de la base de datos del NISTWebbook (<http://webbook.nist.gov/chemistry/fluid/>).

El vapor suministrado a las diferentes partes del proceso se produce en la caldera con una presión de 6 bar. La ecuación para calcular el calor cedido por el vapor de agua es:

$$q_{vapor} = m_{vapor} \cdot (h_{vapor} - h_{ref}) \quad [1]$$

Dónde:

- q es calor, kJ/h.
- m es flujo másico, kg/h.
- h_{vapor} es entalpia del vapor, kJ/kg.
- h_{ref} es entalpia de referencia, kJ/kg.

Energía de una corriente: El calor de cada corriente viene dado por la siguiente ecuación:

$$q = m \cdot Cp \cdot (T - T_{ref}) \quad [2]$$

Dónde:

- q es calor, kJ/h.
- m es flujo másico, kg/h.
- Cp es capacidad calorífica, kJ/kg°C.
- T es temperatura, °C.
- T_{ref} es temperatura de referencia, °C.

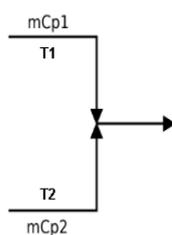
Balance de energía a un intercambiador de calor:

$$q = m \cdot Cp \cdot (T_{inicial} - T_{final}) \quad [3]$$

Temperatura media de dos corrientes: La temperatura media de una corriente viene dado por la siguiente ecuación:

$$q_1 + q_2 = q_3 \quad [4]$$

Siendo:



$$q_1 = m \cdot Cp_1(T_1 - T_{ref})$$

$$q_2 = m \cdot Cp_2(T_2 - T_{ref})$$

$$q_3 = m \cdot Cp_3(T_3 - T_{ref})$$

Sustituyendo q_1, q_2, q_3 en la ecuación [4], se obtiene que:

$$T_3 = \frac{mCp_1T_1 + mCp_2T_2}{mCp_1 + mCp_2} \quad [5]$$

4.2.1. Procedimiento de cálculo de la evaporadora

Se analiza el área de evaporación indicado en el diagrama de flujo, ubicado al final de este trabajo, mediante el esquema simplificado de la figura 5. A continuación se resumen las principales corrientes de entrada y de salida del proceso:

Vapor (V): Vapor con presión 3,5 bar que se suministra a la evaporadora.

Mosto sin levadura (MDL1): Mosto que procede del separador 1, una vez separado de la crema de levadura.

Condensados Limpios Calientes (CLC): Condensados procedentes del vapor a 3,5 bar al ceder el calor latente. El agua condensada atraviesa el intercambiador E-221 para retornar a la caldera.

Condensados Sucios Calientes (CSC): Condensados procedentes del vapor de los efectos 1, 2, 3 y 4 que contiene agua y otras sustancias volátiles cuyo punto de ebullición sea inferior al del agua, como ácidos orgánicos. Representan el 80% de los condensados sucios totales. Los CSC atraviesan el intercambiador E-222, antes de almacenarse en el depósito de condensados (DP-214) y/o se verterse a la depuradora.

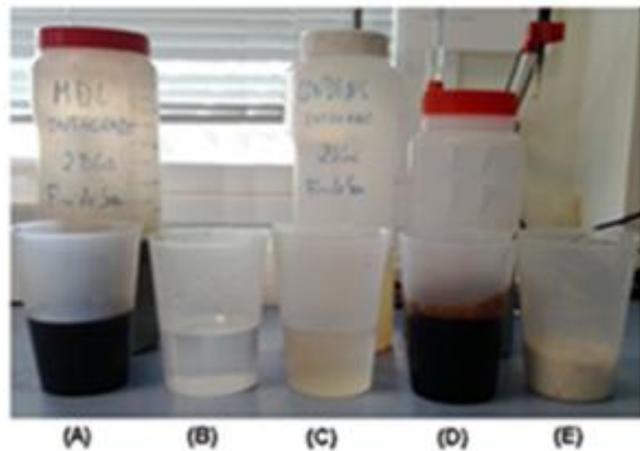


Figura 4.A - MDL1; Figura 4.B - CLC

Figura 4.C - CS; Figura 4.D - VD

Figura 4.E - Extractos potásicos

Condensados Sucios Fríos

(CSF): Condensados procedentes del vapor del efecto 5 que contiene agua y otras sustancias volátiles. Representan el 20% de los condensados sucios totales. Siempre se almacenan en el depósito de condensados (DP-214).

Condensados sucios totales (CST): Suma de los CSC y CSF.

Condensados sucios (CS): Suma de los CSF y parte de los CSC. Se almacenan en el depósito de condensados, DP-214.

Co-productos: Se calcula para los co-productos más producidos: vinaza despotasificada (VD) y extractos potásicos.

Pérdidas del sistema

El esquema simplificado de la evaporadora se muestra a continuación:

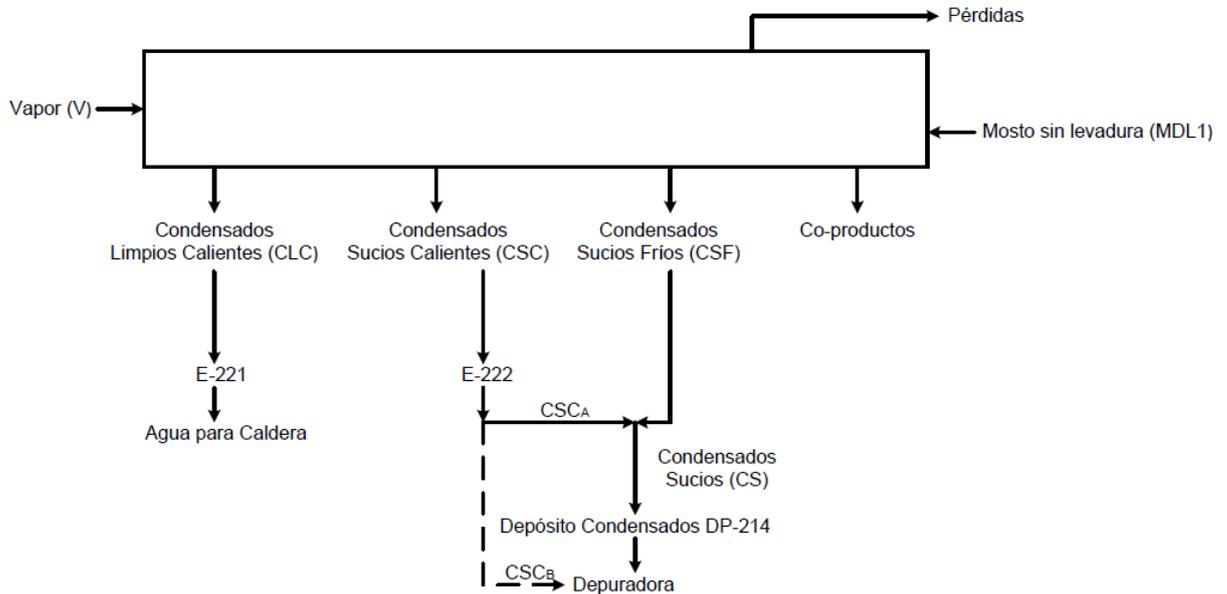


Figura 5 – Esquema simplificado del área de evaporación

Flujo másico de los condensados sucios totales: Se calcula mediante un balance global de materia a la materia seca del co-producto, es decir, a la vinaza despotasificada:

$$MDL1 \cdot X_{MDL1} = VD \cdot X_{VD} \quad [6]$$

Dónde:

- X_{MDL1} es la fracción en materia seca de MDL1, adimensional.
- X_{VD} es la fracción en materia seca de VD, adimensional.

Los condensados sucios totales se calculan mediante la siguiente ecuación:

$$CST = MDL1 - VD \quad [7]$$

La relación de CST producidos a partir de MDL1 se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$Relación = \frac{CST}{MDL1} \quad [8]$$

Condensados sucios (CS): El flujo másico que entra al depósito de condensados viene dado por las siguientes ecuaciones:

$$CS = CSC_A + CSF \quad [9]$$

$$CSC = CSC_A + CSC_B \quad [10]$$

4.2.2. Procedimiento de cálculo de la depuradora

Se analiza el área de digestión anaerobia de la depuradora indicado en el diagrama de flujo, ubicado al final de este trabajo, mediante el siguiente esquema simplificado de la figura 6.

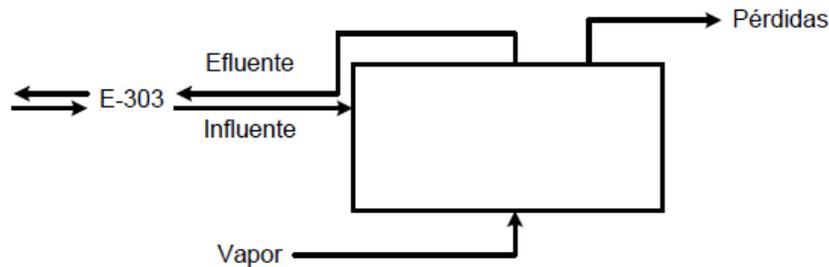


Figura 6 – Esquema simplificado del área de digestión anaerobia de la depuradora

Pérdidas de calor por conducción en Reactor IC: Las pérdidas de calor a través de las paredes, fondo y cubierta del digester, se calcula utilizando la siguiente ecuación (Metcalf& Eddy, 2007):

$$q = U \cdot A \cdot \Delta T \quad [11]$$

Dónde:

- q es calor, kJ/h.
- U es coeficiente de transferencia de calor, $W/m^2\text{°C}$.
- ΔT es la diferencia de temperaturas, °C .

Se considera por separado las características de transferencia de calor de las diversas superficies, empleando los coeficientes de transmisión diferentes para cada una de ellas. Los coeficientes de transferencia considerados son (Metcalf& Eddy, 2007):

- Cubierta expuesta al aire: $U = 0,91 W/m^2\text{°C}$
- Pared expuesta al aire: $U = 0,91 W/m^2\text{°C}$
- Suelo seco: $U = 0,85 W/m^2\text{°C}$

El vapor suministrado se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$q_{\text{influyente}} + q_{\text{vapor}} + q_{\text{pérdidas}} = q_{\text{efluente}} \quad [12]$$

5. Resultados y discusión

Los puntos 5.1 a 5.6 muestran el balance energético a la evaporadora.

5.1. Calor intercambiado en la evaporadora

El vapor producido en la caldera con una presión de 6 bar, se reduce por expansión isoentálpica hasta 3,5 bar mediante una válvula de expansión.

El calor suministrado a la evaporadora se calcula como la suma de calor aportado por el vapor de agua, que se calcula a partir de la ecuación [1] y el calor aportado por MDL1, que se calcula mediante la ecuación [2]:

Tabla 1 – Calor suministrado por V

Tabla 2 – Calor suministrado por MDL1

Calor suministrada por el vapor (V)		Calor suministrado por el MDL1	
Flujo de vapor (t/h)	6,50	Flujo MDL1 (t/h)	26,54
Presión (bar)	4,43	Temperatura MDL1 (°C)	27,63
Hv (vapor de agua 6 bar) (kJ/kg)	2758,8	Temperatura referencia (°C)	17
Calor (kJ/h)	1,75E+07	Calor (kJ/h)	1,18E+06

El calor total suministrado es $1,86 \cdot 10^7$ kJ/h

La figura 7 representa las temperaturas de entrada de MDL1 al sistema a lo largo del tiempo considerado, es decir, una semana. En la gráfica se observa que la temperatura es variable debido a que MDL1 se obtiene de la etapa anterior de fermentación que ocurre en “fed-batch” y el tiempo transcurrido desde que se almacena en el tanque de almacenamiento hasta que se consume en la evaporadora hace que varíe la temperatura. Si el tiempo de almacenamiento en el tanque ha sido elevado, la temperatura de MDL1 a la entrada de la evaporadora es más baja, mientras que si MDL1 está poco tiempo almacenado, la temperatura de MDL1 a la entrada es mayor, por lo que se toma como temperatura media de entrada 27,63°C.

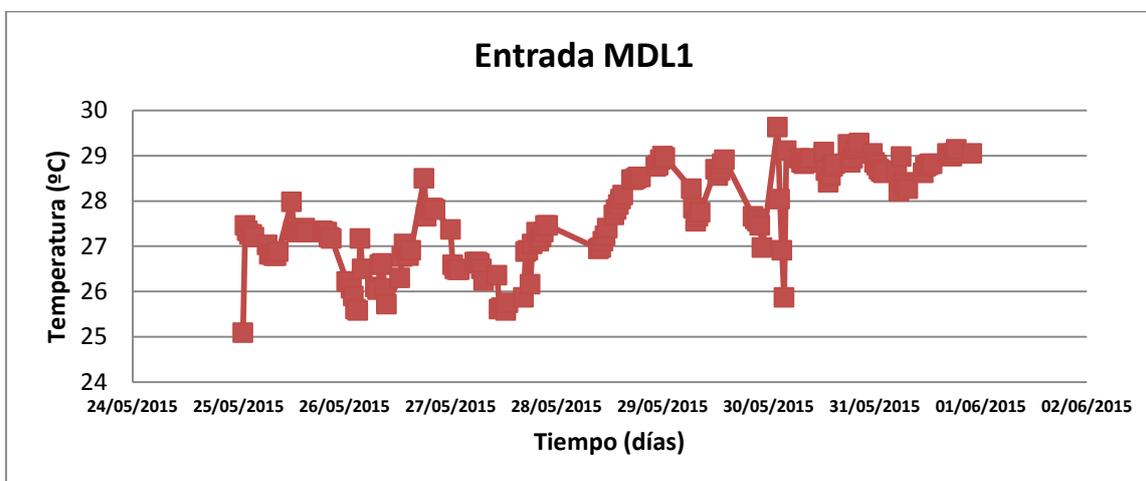


Figura 7 – Temperaturas de entrada MDL1 al E-222

A partir de las ecuaciones [6] a [8] se obtiene la relación de CST a partir de MDL1:

Tabla 3 – Relación CST vs. MDL1

Balance global a la materia seca	
MDL1 (t/h)	26,54
Materia seca MDL (-)	0,065
Materia seca vinaza despotasificada (-)	0,7
Vinaza despotasificada (t/h)	2,46
Condensados sucios totales (t/h)	24,08
Ratio masa seca (-)	0,907

Se supone que el vapor entre los efectos es el mismo, por lo que la proporción de CSC equivale al 80% de los condensados sucios totales, mientras que el 20% corresponden a los CSF.

Tabla 4 – Flujo másico de los Condensados

Condensados	
Condensados sucios totales (t/h)	24,08
Condensados sucios calientes (t/h)	19,26
Condensados sucios fríos (t/h)	4,82

El calor a la salida de la evaporadora se calcula como la suma de calor aportado por los diferentes productos que salen. El calor de los diferentes productos se calcula mediante la ecuación [2]:

Tabla 5 – Calor de los productos generados

Productos generados				
	CLC	CSC	CSF	VD
Flujo másico (t/h)	6,50	19,26	4,82	2,46
Temperatura inicial (°C)	110	63,24	26,85	70
Temperatura referencia (°C)	17	17	17	17
Calor (kJ/h)	2,53E+06	3,72E+06	1,98E+05	5,46E+05

El calor total a la salida es $6,99 \cdot 10^6$ kJ/h, la eficacia del sistema de evaporación es del 38%, el 62% del calor aportado se disipa al ambiente.

Partiendo de los resultados que se representan en la figura 8, se toma como temperatura media de salida de CSF 26,85°C a lo largo del tiempo considerado. La alta variación de las temperaturas se debe a que se emplea agua en el intercambiador procedente de las torres de refrigeración. El agua no mantiene la temperatura porque depende de la temperatura ambiente y de la temperatura de agua de la torre.

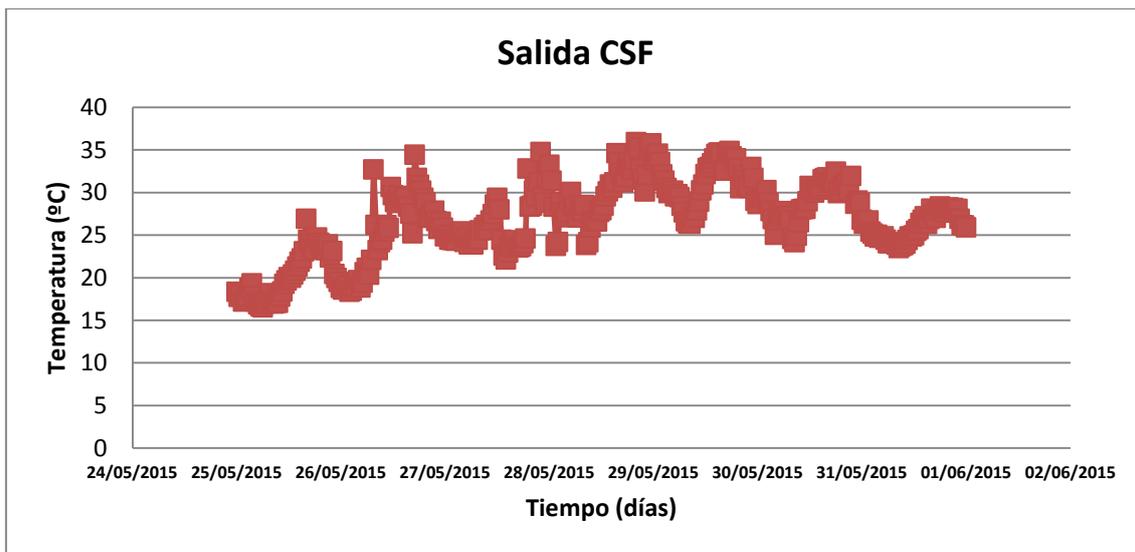


Figura 8 – Temperaturas de salida CSF

Partiendo de los resultados que se representan en la figura 9, se toma como temperatura media de entrada de CSC al intercambiador E-222 63,24°C a lo largo del tiempo considerado. Se observa que la temperatura permanece prácticamente constante.

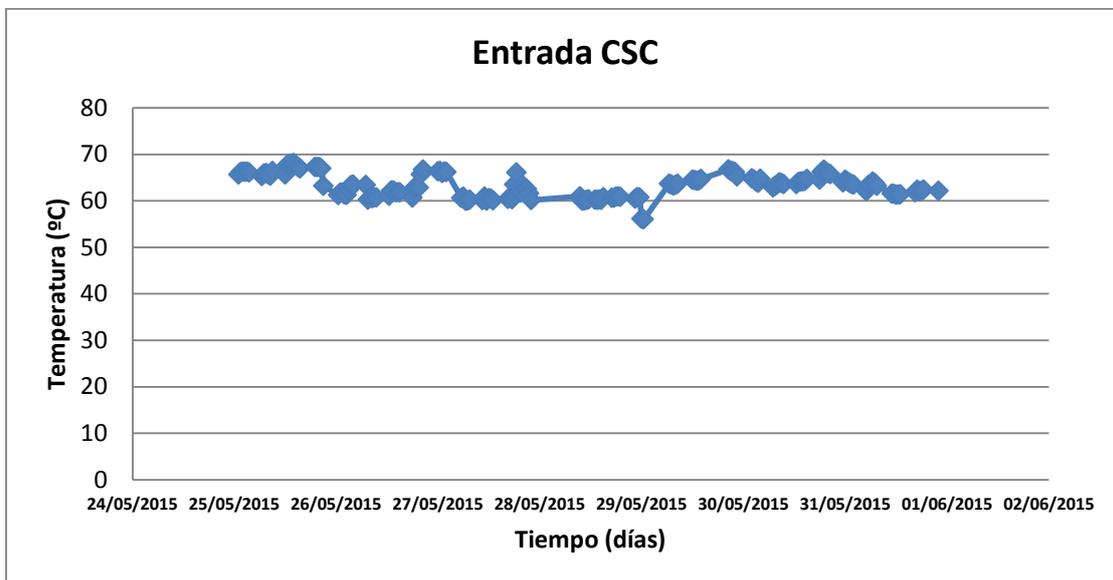


Figura 9 – Temperaturas de entrada CSC al E-222

5.2. Calor intercambiado en el intercambiador E-222

El calor cedido por CSC y absorbido por MDL1 en el intercambiador E-222 se calcula mediante la ecuación [3], el calor a la entrada de CSC se encuentra en la tabla 5, mientras que el calor a la entrada de MDL1 se encuentra en la tabla 2 y el calor de CSC y MDL1 a la salida del intercambiador E-222 se calcula mediante la ecuación [2]:

Tabla 6 – Balance de energía al intercambiador E-222

Intercambiador E-222				
	CSC energía cedida	MDL1 energía absorbida	CSC salida E-7242	MDL1 salida E-7242
Flujo másico (t/h)	19,26	26,54	19,26	26,54
Temperatura inicial (°C)	63,24	27,63	41,05	42,79
Temperatura final (°C)	41,05	42,79	-	-
Temperatura referencia (°C)	-	-	17	17
Calor cedido (kJ/h)	1,79E+06	1,68E+06	1,94E+06	2,86E+06

La eficacia del intercambiador E-7242 es 0,94.

Partiendo de los resultados que se representan en la figura 10 se toma como temperatura media de salida de CSC del intercambiador E-222 41,05°C a lo largo del tiempo considerado. Se observa que la temperatura permanece prácticamente constante.

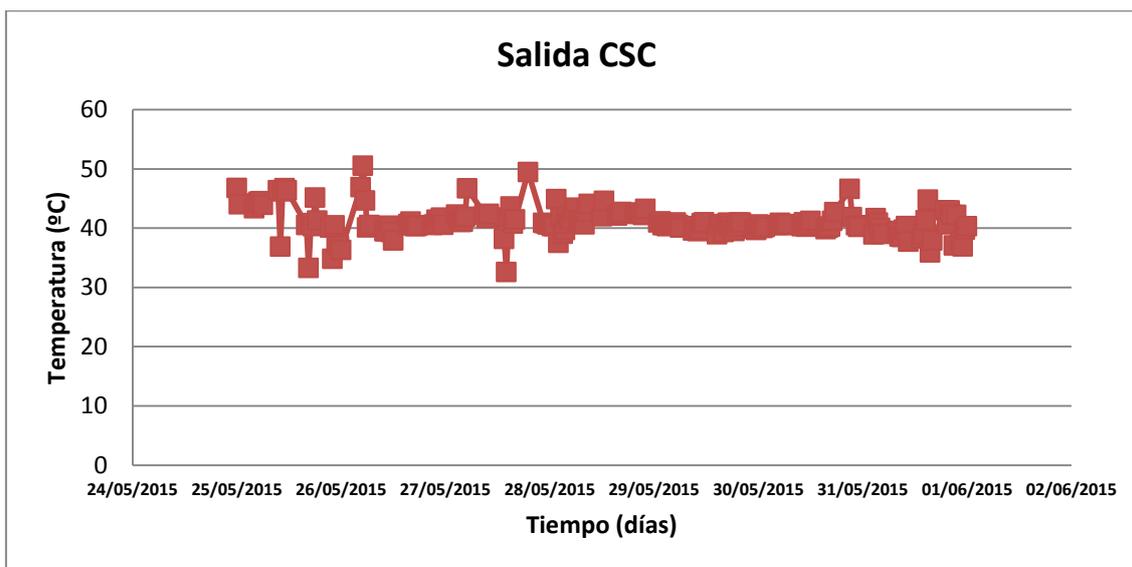


Figura 10 – Temperaturas de salida CSC al E-222

Partiendo de los resultados que se representan en la figura 11 se toma como temperatura media de salida de MDL1 del intercambiador E-222 42,79°C a lo largo del tiempo considerado. Se observa que la temperatura permanece prácticamente constante.

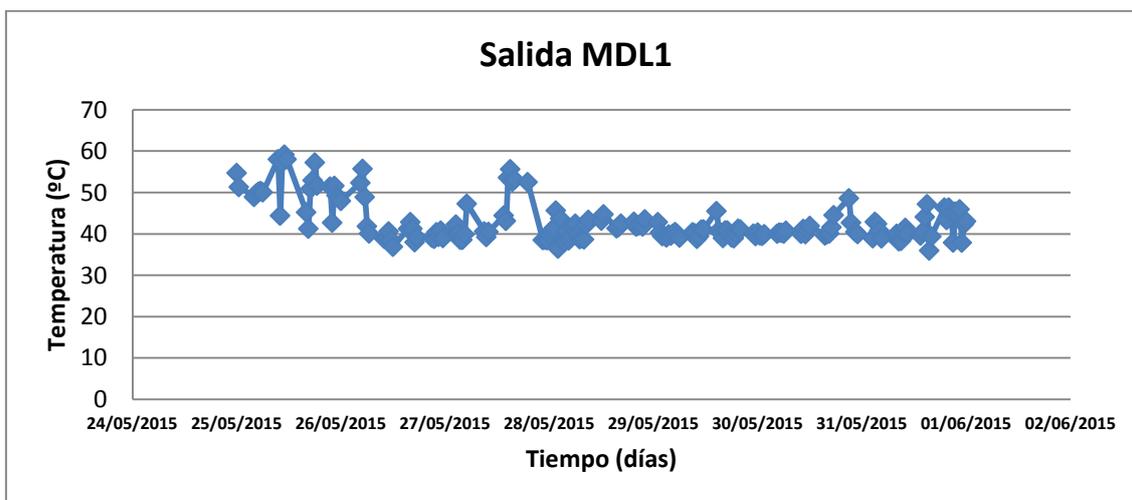


Figura 11 – Temperaturas de salida MDL1 al E-222

5.3. Calor intercambiado en el intercambiador E-221

Se toma como temperatura media de entrada de CLC al intercambiador E-221 de 110°C, debido a que el intercambiador E-221 trabaja a una presión de aproximadamente 1,50 bar (T=111,4°C).

El calor cedido por CLC y absorbido por MDL1 en el intercambiador E-221 se calcula mediante la ecuación [3], el calor de CLC a la entrada se encuentra en la tabla 5, mientras que el calor a la entrada de MDL1 se encuentra en la tabla 6 y el calor de CSC y MDL1 a la salida del intercambiador E-241 se calcula mediante la ecuación [2]:

Tabla 7 – Balance de energía al intercambiador E-221

Intercambiador E-221				
	CLC energía cedida	MDL1 energía absorbida	CLC salida E-221	MDL1 salida E-221
Flujo másico (t/h)	6,50	26,54	6,50	26,54
Temperatura inicial (°C)	110	42,79	62	49,95
Temperatura final (°C)	62	49,95	-	-
Temperatura referencia (°C)	-	-	17	17
Calor cedido (kJ/h)	1,30E+06	7,94E+05	1,22E+06	3,66E+06

La eficacia del intercambiador E-221 es 0,60.

Partiendo de los resultados que se representan en la figura 12 a largo del tiempo considerado, se toma como temperatura media de salida de MDL1 del intercambiador E-221 49,95°C. Se observa que la temperatura permanece prácticamente constante.

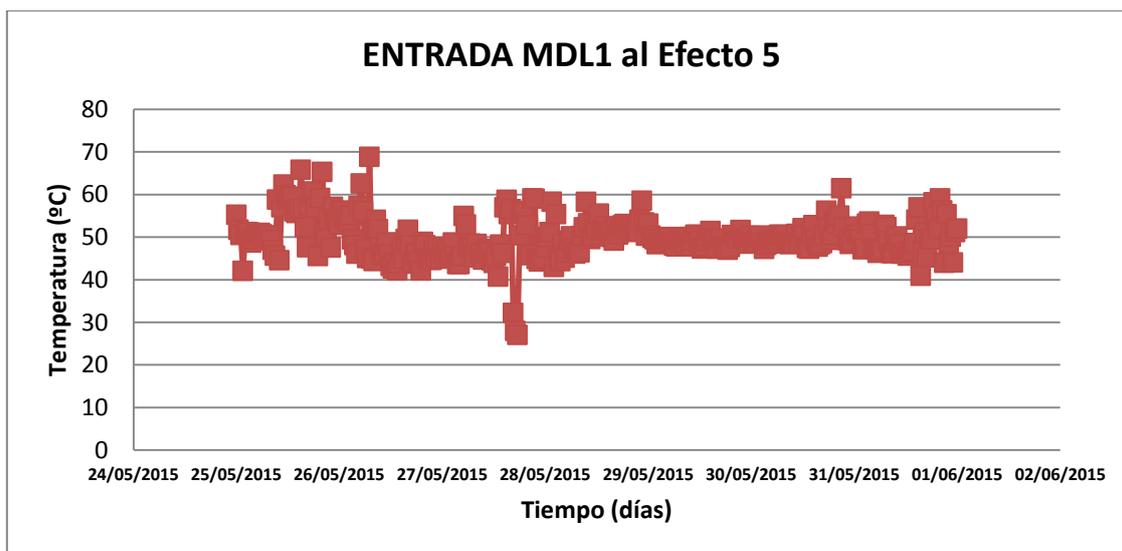


Figura 12 – Temperatura media salida MDL1 al E-221, entrada al efecto 5

En el caso de que el intercambiador E-221 este sucio, es decir, que tenga incrustaciones por el interior de los tubos, los resultados obtenidos fueron idénticos al intercambiador limpio, salvo en la temperatura final de MDL1 que fue de 47°C. Esto es lógico porque disminuye la transferencia de calor de un fluido a otro, la eficacia obtenida en este caso es de 0,36.

5.4. Calor de los condensados almacenados en el depósito DP-214

El calor de los CSF y de los CS se calcula mediante la ecuación [2], los CSC que llegan al depósito DP-214 con una temperatura de 41,05°C se calculan mediante las ecuaciones [9], [10]. La temperatura media de salida de los condensados sucios se calcula mediante la ecuación [5].

Tabla 8 – Balance de materia y de energía a los condensados del depósito DP-214

Condensados en el depósito DP-214					
	CSF a DP-214	CSC	CSC_A	CS	CSC_B
Flujo másico (t/h)	4,82	19,26	14,45	19,26	4,82
Temperatura inicial (°C)	26,85	41,05	41,05	37,50	41,05
Temperatura referencia (°C)	17	17	17	17	17
Calor cedido (kJ/h)	1,98E+05	1,94E+06	1,45E+06	1,65E+06	4,84E+05

5.5. Calor suministrado en calentar los productos de limpieza

Se calcula mediante la ecuación [1] el flujo de vapor de agua de 3,5 bar que se necesita para calentar los productos de limpieza (sosa cáustica y ácido nítrico) por inyección directa, hasta los 85°C y 65°C respectivamente. El calor necesario se calcula mediante la ecuación [2].

Tabla 9 – Calor necesario para calentar los productos de limpieza

Calor necesario para calentar los productos de limpieza		
	Calor necesario en calentar sosa caustica	Calor necesario en calentar ácido nítrico
Flujo másico (kg)	102000	100000
Cp (kJ/kg°C)	2,5	2,2
Temperatura inicial (°C)	85	65
Temperatura referencia (°C)	17	17
Limpieza por semana	0,25	0,25
Calor (kJ/semana)	4,34E+06	2,64E+06
	Vapor empleado en calentar sosa caustica	Vapor empleado en calentar ácido nítrico
Calor (kJ/semana)	4,34E+06	2,64E+06
Calor latente (kJ/kg)	2743,2	2743,2
Flujo de vapor (kg/semana)	1622,5	988,1

5.6. Calor perdido en el almacenamiento

Se mide la temperatura del tanque de MDL1 y en el depósito de condensados para calcular la disminución de temperatura del depósito por hora.

Tabla 10 – Disminución de la temperatura en los depósitos de almacenamiento

Calor perdido en el almacenamiento		
	Disminución de la temperatura en TK-211	Disminución de la temperatura en DP-214
Temperatura inicial (°C)	28	40
Temperatura final (°C)	16	37
Tiempo de espera (h)	16	16
Dism. temperatura (°C/h)	1,25E-01	1,88E-01
	Calor disipado en el tanque TK-211	Calor disipado en el depósito DP-214
Densidad (kg/m ³)	1000	1000
Volumen promedio (m ³)	410	120
Dism. temperatura (°C/h)	1,25E-01	1,88E-01
Calor disipado (kJ/semana)	3,60E+07	1,58E+07

Los puntos 5.7 a 5.8 muestran el balance energético a la depuradora.

5.7. Calor suministrado en calentar el agua para disolver el polímero

El calor necesario para calentar el agua del polímero desde los 17°C a 25°C se calcula mediante la ecuación [2], mientras que el flujo de vapor de agua se calcula mediante la ecuación [1]. El vapor empleado para calentar el agua del polímero tiene una presión de 6 bar.

Tabla 11 – Calor necesario para calentar el agua para disolver el polímero

Agua necesaria para disolver el polímero			
Calor necesario en calentar el agua		Vapor empleado	
Flujo másico (t/h)	0,33	Calor (kJ/h)	1,09E+04
Temperatura inicial (°C)	25	Calor latente (kJ/kg)	2758,8
Temperatura referencia (°C)	17	Flujo de vapor (kg/h)	4,04
Calor necesario (kJ/h)	1,09E+04		

5.8. Vapor suministrado al reactor IC

Mediante la ecuación [11], se calcula la energía disipada en el reactor IC considerando el volumen del reactor de 1000m³.

Tabla 12 – Pérdidas de calor por conducción reactor IC

Pérdidas de calor por conducción reactor IC	
Cubierta expuesta al aire (kJ/h)	1704
Paredes (kJ/h)	26926
Fondo del reactor (kJ/h)	1921
Pérdidas totales (kJ/h)	30551

Para el cálculo anterior se consideran las temperaturas medias locales en la semana considerada. El calor cedido por el efluente y absorbido por el influente en el intercambiador E-303 se calcula mediante la ecuación [2].

Tabla 13 – Balance de energía al intercambiador E-303

Intercambiador E-303				
	Entrada Influyente	Salida Influyente	Entrada Efluente	Salida Efluente
Flujo másico (t/h)	91	91	91	91
Temperatura inicial (°C)	26	28	30	27
Temperatura referencia (°C)	17	17	17	17
Calor (kJ/h)	3,42E+06	4,18E+06	4,94E+06	3,80E+06

La eficacia del intercambiador es del 66,67%. El calor necesario que se debe aportar mediante vapor de agua se calcula mediante la ecuación [12], el flujo másico de vapor utilizado se calcula mediante la ecuación [1]:

Tabla 14 – Vapor necesario en el reactor IC

Vapor necesario en el reactor IC			
Calo necesario		Flujo másico de vapor	
Calor influente (kJ/h)	4,18E+06	Calor (kJ/h)	7,30E+05
Calor efluente (kJ/h)	4,94E+06	Calor latente (kJ/kg)	2758,8
Pérdidas reactor IC (kJ/h)	3,06E+04	Flujo de vapor (kg/h)	271,7
Q vapor (kJ/h)	7,30E+05		

6. Conclusiones

Finalmente, del análisis de flujos de energía se obtienen las siguientes conclusiones:

- Se utilizarán los condensados sucios almacenados en el depósito DP-214, con temperatura de 37,5°C y conductividad 2130µS para disolver el polímero floculante de poliacrilamida catiónica. Se evita utilizar agua de proceso de conductividad 3000 µS y el vapor utilizado en calentarlo desde los 17°C a 25°C. Se usa la ecuación [2] para calcular el calor suministrado por los condensados sucios en la disolución del polímero.

Tabla 15 – Energía suministrada por los condensados sucios

Energía suministrada por los condensados sucios	
Flujo másico (t/h)	0,33
Temperatura inicial (°C)	37,5
Temperatura referencia (°C)	17
Calor cedido (kJ/h)	2,79E+04

- Se enfriará la vinaza despotasificada desde 70°C a 20°C mediante la instalación de un serpentín por el interior del depósito DP-207. Por el interior del serpentín pasarán los condensados sucios calientes que no se almacenan en el depósito de condensados DP-214, denominados anteriormente CSC_B . Se mezclará a la corriente de salida del intercambiador E-303, y ambas corrientes formarán el influente. Por tanto, los CSC_B no se introducirán directamente al tanque de homogenización. Se elimina así el consumo de vapor en el reactor IC.

Tabla 16 –Balance de energía al intercambiador E-303

Intercambiador E-303				
	Entrada corriente E-303	Salida corriente E-303	Entrada Efluente	Salida Efluente
Flujo másico (t/h)	86,18	86,18	91	91
Temperatura inicial (°C)	26	28,11	30	27
Temperatura referencia (°C)	17	17	17	17
Calor (kJ/h)	3,24E+06	4,00E+06	4,94E+06	3,80E+06

Se calcula la temperatura de la corriente de salida E-303, mediante la ecuación [3] al efluente con una eficacia del 66,67% (calculada anteriormente en el apartado 5.8). La temperatura del influente a la entrada se calcula mediante la ecuación [5].

Tabla 17 – Calor del influente

Calor del influente			
	CSC	Salida corriente E-303	Influente
Flujo másico (t/h)	4,82	86,18	91
Temperatura inicial (°C)	66,65	28,11	30,15
Temperatura referencia (°C)	17	17	17
Calor (kJ/h)	9,99E+05	4,00E+06	5,00E+06

El calor que se ahorra se calcula mediante la ecuación [12]:

Tabla 18 – Vapor necesario en el reactor IC

Vapor necesario	
Calor influente (kJ/h)	5,00E+06
Calor efluente (kJ/h)	4,94E+06
Pérdidas reactor IC (kJ/h)	3,06E+04
Q vapor (kJ/h)	-8,80E+04

- Se recomienda aislar el depósito de condensados, que contiene los condensados sucios que se utilizarán para disolver el polímero de poliacrilamida catiónica, debido a que disminuye la temperatura 0,2°C/h.
- No se recomienda aislar el depósito de MDL1 porque aumentaría la temperatura en el interior e impediría que se enfriara por disipación del calor al ambiente. Esto facilitaría que posibles fermentaciones se desarrollaran en el interior del depósito, lo que dificultaría la evaporación posterior.
- El aprovechamiento energético de manera económica de la energía empleada en el calentamiento de sosa y ácido nítrico para la etapa de limpieza de la evaporadora no resulta rentable debido a que la limpieza se realiza mensualmente y que ambos reactivos, aunque diluidos, son corrosivos, por lo que dañarían el intercambiador de calor.
- Se recomienda cambiar el intercambiador E-221 a uno más grande. Si no se cambia, se recomienda limpiar con cierta frecuencia debido a que la eficacia aumenta un 30%.
- Se recomienda efectuar el mismo análisis en condiciones desfavorables.

7. Bibliografía

7.1. Libros

- Adrian, J (1996) La Panificación. Aspectos socioeconómicos, materias primas, agentes de fermentación, tecnología y calidad. Primera Edición; Ed. Montagu editores, Barcelona.
- Berk, Zeki (2013) Food Process Engineering and Technology. Second Edition; Ed. Academic Press, New York.
- Calaveras, Jesús (2004) Nuevo Tratado de Panificación y Bollería. Segunda Edición; Ed. AMV Ediciones, Madrid.
- Coulson, J.M.; Richardson, J.F.; Backhurst, J.R.; Harker, J.H. (2002) Volume 2- Particle Technology & Separation Process. Fifth Edition; Ed. Butterworth-Heinemann, Oxford.
- Madigan, Michael T.; Martinko, John M.; Parker, Jack; Brock Thomas D (2009) Brock. Biología de los microorganismos. Décima Edición; Ed. Pearson Educación, D.L, Madrid.
- Martínez de la Cuesta, Pedro J.; Rus Martínez, Eloísa (2004) Operaciones de separación en ingeniería química: métodos de cálculo. Primera Edición; Ed. Pearson Education S.A, Madrid.
- McCabe, Warren L.; Smith, Julian C.; Harriot, Peter. (2007) Operaciones unitarias en ingeniería química. Séptima Edición; Ed. McGrawHill, Mexico.
- Metcalf & Eddy, revised by Tchobanoglous, George; Burton, Franklin L.; Stensel, David (2003) Wastewater engineering: treatment and reuse. Fourth Edition; Ed. McGrawHill, Boston.
- Vesilind, P. Aarne.; Morgan, Susan M.; Heine, Lauren G (2013) Introduction of Environmental Engineering. Third Edition; Ed. CENGAGE learning, Stanford (USA).

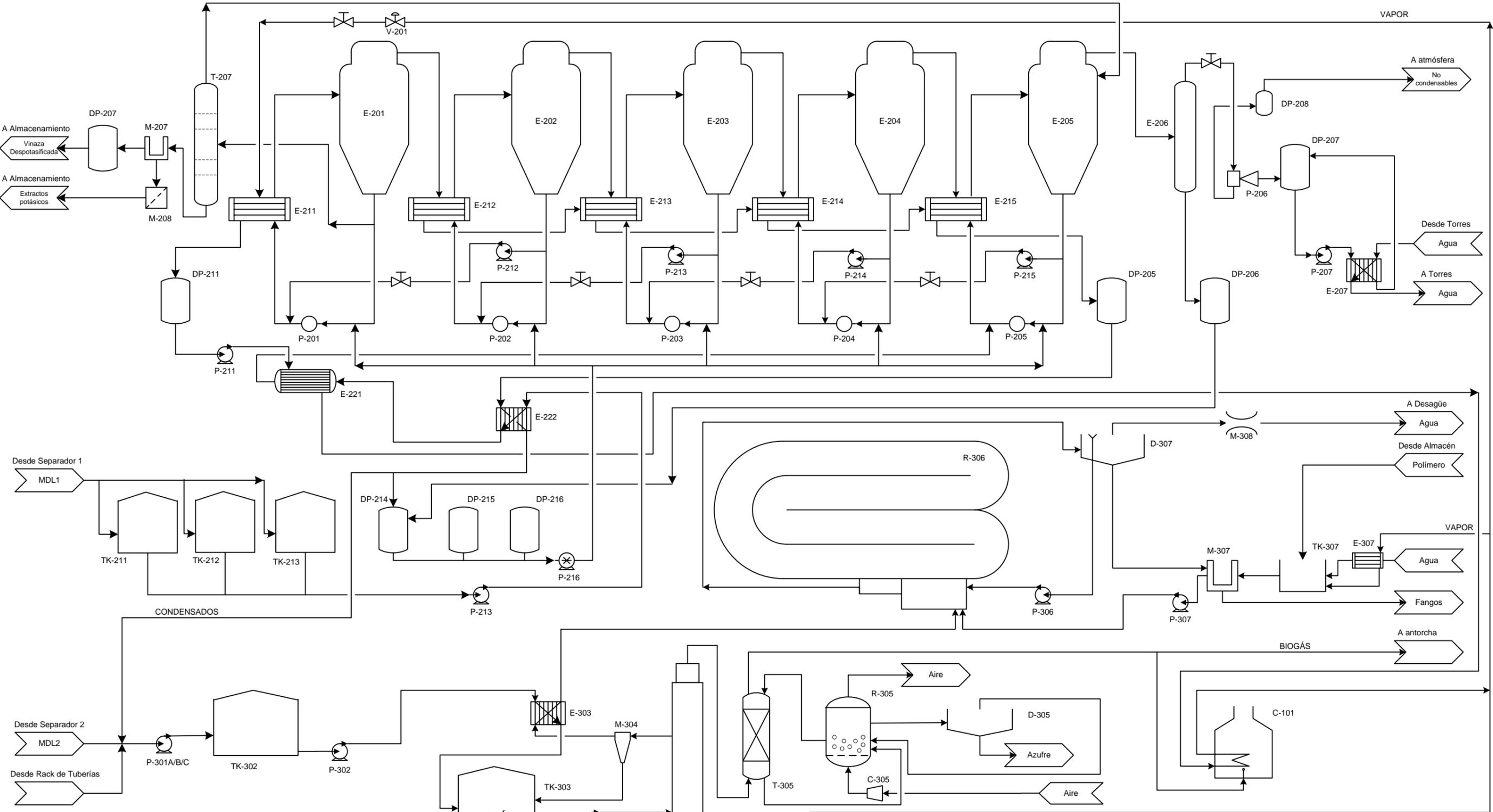
7.2. Artículos

- Hocalar A., Türker M., & Öztürk S. (2006). State estimation and error diagnosis in industrial fed-batch yeast fermentation. AIChEJournal, 52(11), 3967-3980.
- Proceso de BIODESULFURIZACIÓN THIOPAQ®. Eliminación biológica de H₂S del gas natural

7.3. Páginas web

- Fundación FEDNA: http://www.fundacionfedna.org/ingredientes_para_piensos/vinazas-de-remolacha-azucarera
- Funcionamiento reactor IC: <http://en.paques.nl/products/featured/biopaq/biopaqic>
- Presión relativa local: <http://www.worldmeteo.info/es/europa/espana/>
- Temperatura local: <http://www.accuweather.com/en/es/spain-weather>
- Base de datos NistWebbook: <http://webbook.nist.gov/chemistry/>

DP-207 DEPÓSITO PRE-ALMACENAMIENTO M-207 M-208 T-207 FLASH E-211 CONDENSADOR DE CARCASA Y TUBOS, PRIMER EFECTO V-201 VÁLVULA DE EXPANSIÓN ISOENTÁLPICA P-212 BOMBA E-212 CONDENSADOR DE CARCASA Y TUBOS, SEGUNDO EFECTO E-213 CONDENSADOR DE CARCASA Y TUBOS, TERCER EFECTO E-214 CONDENSADOR DE CARCASA Y TUBOS, CUARTO EFECTO E-215 CONDENSADOR DE CARCASA Y TUBOS, QUINTO EFECTO E-221 INTERCAMBIADOR DE CALOR DE CARCASA Y TUBOS E-222 INTERCAMBIADOR DE CALOR DE PLACAS Y MARCOS E-206 CÁMARA DE VAPOR, QUINTO EFECTO P-206 EYECTOR DP-207 TANQUE DE VACÍO DP-205 DEPÓSITO DE CONDENSADOS SUCIOS CALIENTES DP-206 DEPÓSITO DE CONDENSADOS SUCIOS FRIOS E-207 INTERCAMBIADOR DE PLACAS Y MARCOS



Desde Almacenamiento Vinaza Despotasificada
 Desde Almacenamiento Extractos potásicos
 Desde Separador 1 MDL1
 Desde Separador 2 MDL2
 Desde Rack de Tuberías
 TK-211 PRIMER TANQUE MDL1
 TK-212 SEGUNDO TANQUE MDL1
 TK-213 TERCER TANQUE MDL1
 P-213 BOMBA
 DP-214 DEPÓSITO DE CONDENSADOS
 DP-215 DEPÓSITO DE SOSA CAÚSTICA
 DP-216 DEPÓSITO DE ÁCIDO NÍTRICO
 P-216 BOMBA LAZO CERRADO LIMPIEZA
 C-101 CALDERA DE BIOGÁS
 P-301A/B/C FOSO DE BOMBEO
 TK-302 TANQUE DE HOMOGENIZACIÓN
 P-302 BOMBA
 E-303 INTERCAMBIADOR DE PLACAS Y MARCOS
 TK-303 TANQUE DE RECIRCULACIÓN
 P-304 BOMBA
 R-304 REACTOR IC
 M-304 CICLÓN
 T-305 ABSORBEDOR
 R-305 REACTOR REGENERACIÓN NaOH
 C-305 COMPRESOR
 D-305 DECANTADOR
 R-306 CANAL DE OXIDACIÓN
 P-306 BOMBA
 D-307 DECANTADOR
 M-308 CANAL PARSHALL
 M-307 CENTRIFUGA
 P-307 BOMBA
 E-307 INTERCAMBIADOR DE PLACAS Y MARCOS
 TK-307 TANQUE MEZCLA

FECHA	COMPROBADO	NOMBRE DE LA PLANTA
		FÁBRICA DE PRODUCCIÓN DE LEVADURA
ESCALA	TÍTULO DEL DIAGRAMA	BEATRIZ ABIA MORAL
	DIAGRAMA DE FLUJO DE LA EVAPORADORA-DEPURADORA	TRABAJO FIN DE MASTER
		MÁSTER EN CALIDAD, DESARROLLO E INNOVACIÓN DE ALIMENTOS
		ESPAÑA 30 / 30