

Proyecto Fin de Grado

Grado en Ingeniería Química

Diseño de una planta de desalcoholización de cervezas en microcervecerías con una producción de 18,5 l/h.

Autora: Celia Muñoz Esquivel

Tutora: Mónica Rodríguez Galán

Custodia Fernández Baco

Dep. de Ingeniería Química y Ambiental
Escuela Técnica Superior de Ingeniería
Universidad de Sevilla

Sevilla, 2017



Proyecto Fin de Grado
Grado en Ingeniería Química

**Diseño de una planta de desalcoholización de
cervezas en microcervecerías con una producción
de 18,5 l/h.**

Autora:

Celia Muñoz Esquivel

Tutora:

Mónica Rodríguez Galán

Custodia Fernández Baco

Dep. de Ingeniería Química y Ambiental

Escuela Técnica Superior de Ingeniería

Universidad de Sevilla

Sevilla, 2017

Proyecto Fin de Grado: Diseño de una planta de desalcoholización de cervezas en microcervecerías con una producción de 18,5 l/h.

Autora: Celia Muñoz Esquivel

Tutora: Mónica Rodríguez Galán
Custodia Fernández Baco

El tribunal nombrado para juzgar el Proyecto arriba indicado, compuesto por los siguientes miembros:

Presidente:

Vocales:

Secretario:

Acuerdan otorgarle la calificación de:

Sevilla, 2017

El Secretario del Tribunal

Agradecimientos

Antes de finalizar esta etapa, me gustaría aprovechar este momento para agradecer a todas las personas que de una manera u otra han sido especiales para mí.

A mis padres, por haberme dado la oportunidad de comenzar y terminar este camino, por apoyarme y comprenderme siempre, incluso en los momentos más difíciles y por demostrarme que pase lo que pase siempre están ahí.

A mis hermanos, porque siempre han sabido guiarme con sus consejos y me han enseñado que disfrutar del tiempo libre también es necesario, demostrándome así que la vida son momentos y hay que aprovecharlos todos.

A Jose, por ser mi pilar fundamental estos últimos años, por enseñarme a disfrutar de las pequeñas cosas de la vida, por ayudarme siempre sin importar el lugar ni la hora, pero sobre todo por saber hacerme feliz.

A Martina, Malena y Arturo, porque a pesar de lo pequeños que son con ellos es imposible no tener una sonrisa en la cara, son capaces de alegrar cualquier día triste.

A Silvia y Rosa, por estar desde el principio, por los momentos de agobios y de risas, y porque sin ellas todo este camino habría sido mucho más complicado, porque la vida es mucho mejor con amigas como ellas alrededor.

A José Díaz, Alex y Luis, por tener siempre palabras de ánimos, porque con ellos no existen los agobios y porque son capaces de convertir un día de estudio en un día divertido, sé que juntos hacemos un gran equipo.

A mis amigas de Azuaga, a todas y cada una de ellas, porque a pesar de la distancia nunca han dejado de preocuparse por mí y siempre me han hecho ver que yo puedo con todo. Y es que con ellas tengo claro que no importa la distancia que nos separe, porque siempre habrá algo que nos una.

A todos mis profesores, por su enseñanza, su tiempo, su exigencia y sus consejos para poder afrontar mejor la nueva etapa que ahora comienzo. En especial, me gustaría mencionar a Mónica, por darme la oportunidad de realizar este proyecto con ella, por todo lo que me ha aportado en mi formación, pero sobre todo por todo lo que me ha aportado personalmente. Gracias por haber confiado en mí incluso cuando yo misma no lo hacía y por enseñarme que la vida es un viaje no un destino. A Custodia, por aceptar unirse a este trabajo, por su paciencia y dedicación, por estar atenta siempre y por prestarme su ayuda en cualquier momento, porque sin esa ayuda el terminar este proyecto no hubiera sido posible. Finalmente, querría mencionar a Luis Vilches, por dejarme aprender de él y por darme la oportunidad de compartir con él una etapa en la que pude conocerlo de forma más cercana, haciéndome ver que siempre existen períodos malos, pero que si se quiere se puede.

En el presente trabajo se lleva a cabo el diseño de una planta de desalcoholización de cervezas aplicable a microcervecerías, pudiéndose fabricar así lo que se conoce con el nombre de cerveza artesana. Las diferencias que presenta este tipo de cerveza con respecto a la cerveza industrial están redactadas en este documento.

Para llegar a establecer un diseño final, se han llevado a cabo una serie de pasos:

En primer lugar, se ha realizado un pequeño estudio de cómo se fabrica la cerveza, para conocer de manera más exacta el proceso de producción de alcohol en este producto.

En segundo lugar, se ha realizado una búsqueda de las diferentes técnicas de desalcoholización existentes y aplicables en grandes industrias. Teniendo en cuenta las principales características de cada una de ellas, se han analizado y se ha seleccionado la que mejor se aplica a microcervecerías, en este caso se ha optado por la rectificación continua a vacío.

En tercer lugar se ha realizado el diseño del proceso, centrando la atención en la columna de destilación. Para el diseño de dicha columna se han definido unas condiciones de operación y se ha realizado un pre-diseño de forma manual empleando el método de McCabe-Thiele. Seguidamente, teniendo como datos de referencia los obtenidos en el pre-diseño anterior, se ha procedido a realizar un diseño más avanzado empleando el simulador Aspen Plus. Como los resultados obtenidos por varios métodos presentan diferencias se ha llevado a cabo una serie de estudios para seleccionar que criterios de diseño son más adecuados en el proceso. Para terminar el diseño del equipo, una vez fijados los datos de funcionamiento, se ha procedido a la selección del tipo de columna y al cálculo del diámetro y de la altura de la misma.

Como punto final del trabajo, se han seleccionado de diferentes fabricantes, el resto de equipos que componen la planta en estudio.

Abstract

In this assignment is carried out the designing of a dealcoholization plant of beer applicable to microbreweries, allowing to elaborate what it is known as handmade beer. The differences between this type of beer and the industrial one are written in this document.

In order to establish a final design, a serie of steps have been carried out.

In the first place, a short study about how beer is made has been done to know in a more accurate way the process of alcohol production in this product.

In the second place, a research of the different dealcoholizing techniques existent and applicable in large industries has been made. Taking into account the main features of each one, they have been analyzed and the most suitable for microbrewery has been selected, on this occasion it has been chosen continuous vacuum rectification.

In the third place, the designment has been made focusing mostly in the distillation column. To design the above, it has been defined some operation conditions and a predesign has been manually made using the McCabe-Thiele method. Next, having as reference data the one obtained in the pre-design, it has been proceeded to make a more advanced design using the Aspen Plus simulator. As the results obtained by many methods present some differences it has been carried out a serie of studies to select which designment criterion were the most suitable in the process. To finish the equipment design, once the operation data was determined, the type of column has been selected and its diameter and its high have been calculated.

Finally, it has been selected from different producer, the rest of the equipment which compose the study plant.

Agradecimientos	vii
Resumen	ix
Abstract	x
Índice	xi
Índice de Tablas	xii
Índice de Figuras	xiii
1 Elaboración de la Cerveza	16
1.1 <i>Fabricación de la malta</i>	16
1.1.1 Recepción, limpieza, clasificación y transporte de la cebada	16
1.1.2 Secado y almacenamiento de la cebada	17
1.1.3 Remojo de la cebada	17
1.1.4 Germinación de la cebada	17
1.1.5 Tostado de la malta	17
1.1.6 Tratamiento después del tostado	17
1.2 <i>Fabricación del mosto</i>	18
1.3 <i>Fermentación y maduración</i>	18
1.4 <i>Diferencia entre cerveza industrial y cerveza artesana</i>	21
2 La Cerveza Sin Alcohol	23
2.1 <i>Elaboración de la cerveza sin alcohol</i>	23
2.1.1 Adaptación del proceso de elaboración	23
2.1.2 Tratamientos físicos	25
2.2 <i>Selección de técnicas que se pueden aplicar en microcervecerías</i>	35
3 Diseño de una planta de desalcoholización de cerveza mediante rectificación continua a vacío en microcervecerías	39
3.1 <i>Introducción</i>	39
3.2 <i>Datos de partida del diseño</i>	46
3.3 <i>Diseño manual de la columna de rectificación</i>	46
3.3.1 Selección de la presión de operación	46
3.4 <i>Diseño mediante Aspen Plus</i>	58
3.4.1 Métodos termodinámicos	58
3.4.2 Simulaciones	60
3.4.3 Selección del tipo de columna	75
3.4.4 Cálculo del diámetro	76
3.4.5 Cálculo de la altura de la torre	83
3.5 <i>Selección de equipos auxiliares</i>	84
3.5.1 Intercambiador de calor	84
3.5.2 Eyector	85
3.5.3 Tanques de almacenamiento	86
3.5.4 Bomba de impulsión	87
4 Bibliografía	89

Índice de Tablas

Tabla 1-1 Estados de la fermentación	19
Tabla 3-1 Balance de materia en unidades volumétricas	50
Tabla 3-2 Propiedades de los compuestos para llevar a cabo la conversión de unidades	50
Tabla 3-3 Resultado del balance de materia en unidades molares	51
Tabla 3-4 Especificaciones y resultados del método de McCabe-Thiele (Regalo, 2015)	51
Tabla 3-5 Tabla cualitativa para la elección del método termodinámico (Perales, 2010)	59
Tabla 3-6 Datos de partida modelo DSTWU imponiendo el número de etapas de equilibrio	61
Tabla 3-7 Resultado del balance de materia para 10 etapas de equilibrio	61
Tabla 3-8 Resultados para 10 etapas de equilibrio	61
Tabla 3-9 Datos de partida modelo DSTWU imponiendo el factor de multiplicación del reflujo 1,2	62
Tabla 3-10 Balance de materia imponiendo el factor de multiplicación del reflujo	62
Tabla 3-11 Resultados para el factor de reflujo 1,2	63
Tabla 3-12 Balance de materia RADFRAC	65
Tabla 3-13 Diferencias entre modelo Aspen Plus y prediseño	65
Tabla 3-14 Diseño final simulado en Aspen	69
Tabla 3-15 Comparación del balance de materia global	70
Tabla 3-16 Resultados del análisis de sensibilidad	72
Tabla 3-17 Caudales molares y máxicos de vapor y líquido en las diferentes etapas	78
Tabla 3-18 Parámetro FLV etapa 6	80
Tabla 3-19 Diámetro requerido en la etapa 6 para el 60 y 80 % de inundación	81
Tabla 3-20 Cálculo de la velocidad superficial del gas	82

Índice de Figuras

Figura 1-1 Variación de la temperatura en un proceso de fermentación fría (Kunze, 2006)	20
Figura 2-1 Métodos de fabricación de cerveza sin alcohol adaptando el proceso de producción	24
Figura 2-2 Métodos que aplican calor para eliminar el alcohol de la cerveza	26
Figura 2-3 Diagrama de bloques de la desalcoholización mediante columna de rectificación a vacío	27
Figura 2-4 Columna de conos rotatorios (Conetech)	28
Figura 2-5 Extracción de alcohol con columna de conos rotatorios (Catarino, 2010)	29
Figura 2-6 Planta de evaporación a vacío GEA (GEA, 2017)	30
Figura 2-7 Sistema Simatec	31
Figura 2-8 Métodos de separación por membranas	32
Figura 2-9 Esquema de ósmosis inversa (Lurueña, 2012)	33
Figura 2-10 Proceso de ósmosis inversa (Cañas, 2014)	34
Figura 2-11 Proceso de diálisis (Bompart, 2008)	35
Figura 2-12 Métodos que se podrían aplicar al diseño de una microcervecía	36
Figura 2-13 Técnicas no ideales para aplicar en microcervecías	37
Figura 3-1 Planta de desalcoholización	39
Figura 3-2 Intercambiadores de placa plana y placa cilíndrica	40
Figura 3-3 Intercambiador de placas (Stock, 2018)	41
Figura 3-4 Funcionamiento intercambiador de placas (Soluciones termindustriales del norte, 2009)	41
Figura 3-5 Intercambiador de placas soldadas (NGF, 2018)	42
Figura 3-6 Eyector para generar vacío (Inmateinsa, 2011)	42
Figura 3-7 Corte de una bomba centrífuga (Jutglar, 2012)	43
Figura 3-8 Diferentes tipos de condensadores (Apuntes, 2018)	45
Figura 3-9 Reboiler tipo Kettle (M.F.S, 2005)	45
Figura 3-10 Rango de temperaturas de operación de la torre a una presión de 0,5 bar	47
Figura 3-11 Rango de temperaturas de operación de la torre a una presión de 0,3 bar	48
Figura 3-12 Rango de temperaturas de operación de la torre a una presión de 0,2 bar	48
Figura 3-13 Rango de temperaturas de operación de la torre a una presión de 0,1 bar	49
Figura 3-14 Rango de temperaturas de operación de la torre a una presión de 0,05 bar	49
Figura 3-15 Zona de enriquecimiento (Apuntes, 2018)	52
Figura 3-16 Zona de agotamiento (Apuntes, 2018)	53
Figura 3-17 Cálculo del reflujo mínimo	55
Figura 3-18 Obtención del factor para cálculo del reflujo (Apuntes, 2018)	56
Figura 3-19 Cálculo del número de etapas de equilibrio	57
Figura 3-20 Ampliación de las etapas de equilibrio que forman la zona de agotamiento	57
Figura 3-21 Esquema de selección del método termodinámico (Perales, 2010)	59
Figura 3-22 Esquema del modelo DSTWU	60

Figura 3-23 Datos de partida del modelo RADFRAC en Aspen Plus	64
Figura 3-24 Datos de partida alimentación y productos en el modelo RADFRAC	64
Figura 3-25 Perfil de temperatura en la torre	66
Figura 3-26 Variación de la volatilidad relativa en las diferentes etapas	67
Figura 3-27 Ejemplo de lo que debe ocurrir en la representación del logaritmo del factor de separación frente al número de etapas en función del ratio de reflujo (Kister, 1992)	68
Figura 3-28 Diagrama para las condiciones de operación	69
Figura 3-29 Diagrama del logaritmo del factor de separación frente al número de etapas imponiendo una relación de reflujo de 2,08	71
Figura 3-30 Dependencia de la recuperación del componente ligero con respecto a la fracción molar de etanol en cola	72
Figura 3-31 Dependencia de la recuperación del componente ligero con respecto al reflujo mínimo	73
Figura 3-32 Resultados del análisis de sensibilidad	74
Figura 3-33 Columna de platos perforados (Apuntes, 2018)	75
Figura 3-34 Columna de relleno (Apuntes, 2018)	75
Figura 3-35 Diferentes tipos de relleno (Industry, 2017) y (Hengshui Zhongbao Wire Mesh Co., 2018)	76
Figura 3-36 Gráfica para calcular el diámetro del libro Mass Transfer Operations de Robert E. Treybal (E. Treybal, 1981)	79
Figura 3-37 Corte de FLV con inundación en la etapa 6	81
Figura 3-38 Intercambiador de placas más separador (Gea, 2018)	84
Figura 3-39 Datos Eyector (SCHMALZ, 2018)	86
Figura 3-40 Tanque de almacenaje de cervezas (Magusa, 2017/2018)	87
Figura 3-41 Tanque de almacenamiento de etanol (Haléco, 2018)	87
Figura 3-42 Bomba (Polsinelli, 2018)	88

1 ELABORACIÓN DE LA CERVEZA

La cerveza es la bebida popular más antigua que existe, su primera mención se encuentra en una escritura cuneiforme del año 2800 a.C. en Mesopotamia, donde se describe la distribución de una ración diaria de pan y cerveza a los trabajadores.

En su proceso de elaboración se diferencian tres procesos bioquímicos: la formación de enzimas en el grano de cereal germinante, la degradación de almidón a azúcar justamente por parte de esas enzimas y finalmente, la fermentación del azúcar a alcohol y CO₂.

Para la fabricación de cerveza son necesarias cuatro materias primas:

- Cebada: es la materia prima principal. Tiene un alto contenido en almidón, el cuál es transformado en la sala de cocción en extracto fermentable, además, su cáscara sigue adherida al grano aún después de la trilla y de haber sido procesada para ser transformada en malta, proceso previo a su procesamiento en la fábrica de cerveza. Esta cáscara va a ser útil en el proceso de fabricación porque posee la propiedad de crear una capa filtrante que va a ser necesaria posteriormente.
- Lúpulo: es el encargado de dar el sabor amargo característico de la cerveza y tiene influencia sobre el aroma. La calidad de la cerveza depende en gran medida de la calidad de este componente.
- Agua: es la más empleada a lo largo del proceso, por lo que influye bastante en la calidad y el carácter de la cerveza. Además, es necesaria para la desinfección y la limpieza, y para otros muchos procesos dentro de la maltería y en la propia fábrica de cerveza.
- Levadura: es la encargada de que se produzca la fermentación alcohólica. Debido a sus subproductos, esta sustancia también tiene una gran influencia sobre la calidad de la cerveza.

Una vez conocidos los elementos necesarios para llevar a cabo el proceso se van a describir las etapas necesarias que hay que realizar para obtener el producto deseado, la cerveza. (Kunze, 2006)

Sin malta no se puede fabricar cerveza, aunque por motivos económicos ciertos países sustituyen una parte de la malta por cereal sin maltear.

1.1 Fabricación de la malta

1.1.1 Recepción, limpieza, clasificación y transporte de la cebada

La cebada se recibe en la maltería con ayuda de vehículos automotores o de carriles o con barcos, si ésta no es de la calidad deseada se rechaza y si es aceptada se lleva a cabo una prelimpieza y se almacena. Posteriormente, se realiza la limpieza principal en la que se eliminan contaminantes no malteables y contaminantes tales como semillas de maleza, que reducen la calidad de la malta e incrementan el contenido de agua, así como todo cuerpo extraño que no sea cebada, como por ejemplo, trozos de paja, tornillos, alambre, etc. Todos estos materiales no pueden ser eliminados con una sola máquina, por tanto lo que se hace es conectar varias máquinas y aparatos unos detrás de otros. Seguidamente, se clasifican los granos de cebada en función del tamaño, agrupando los que presentan las mismas dimensiones. Finalmente, se transporta la cebada a través de los dispositivos de transporte. Estos dispositivos se suelen dividir en dos grupos:

- Transportadores mecánicos: el producto a granel es movido de forma mecánica. Por ejemplo, el elevador de cangilones para el transporte vertical y la cinta transportadora para el transporte horizontal.
- Transportadores neumáticos: en los cuales el producto a granel es movido por una corriente de aire en tubos.

Durante todo este procedimiento se debe tener en cuenta que se tienen que eliminar todos los granos de polvo adheridos a los granos de cebada y de malta. El aire polvoriento debe ser aspirado en todos los lugares donde es generado para evitar que llegue a producir explosiones, empeore las condiciones de trabajo, ensucie los lugares de trabajo y máquinas y además, representa una fuente de contaminación. (Kunze, 2006)

1.1.2 Secado y almacenamiento de la cebada

El contenido promedio de agua en la cebada es aproximadamente del 13% al 15%. Si el contenido en agua es superior a estas cifras la cebada debe ser secada mediante un secador antes de almacenarla porque la que se almacena en estado húmedo pierde en capacidad de germinación y produce una malta pobre.

Después de este proceso, si fuera necesario realizarlo, se necesita enfriar la carga con un equipo enfriador antes de ser finalmente almacenada. Principalmente, el almacenamiento se realiza en silos o graneros.

1.1.3 Remojo de la cebada

Este proceso se realiza para activar las enzimas importantes en el proceso de malteado. Una vez activadas inician el proceso vital de germinación, para iniciar este proceso lo antes posible se debe suministrar a la cebada suficiente agua y oxígeno durante el remojo. Además, al mismo tiempo se debe eliminar todo el calor y el CO₂ que se produce durante la respiración. (Kunze, 2006)

1.1.4 Germinación de la cebada

En la germinación se forma una nueva planta de cebada a partir del grano una vez que comienza a aumentar la humedad de éste. Se suele llevar a cabo en cajas de germinación circulares o rectangulares. Hay que tener en cuenta las siguientes consideraciones:

- La germinación es un proceso vital que sólo puede tener lugar en presencia de agua en cantidad suficiente (mayor al 40%). Al mismo tiempo que se evapora cierta cantidad de agua se va produciendo agua a través de la respiración (transpiración). Si con lo producido no hay suficiente para alcanzar la cifra necesaria se debe abastecer más agua.
- Debido a la respiración inicial intensiva, es necesario el suministro de oxígeno para evitar la muerte del embrión ocasionada por el comienzo de la respiración intramolecular, que es provocada por la falta de aire.
- La temperatura aumenta debido a la respiración. Esto reduce la cantidad de enzimas, lo que no interesa, por eso en el tercer día de la germinación se puede restringir la respiración.

En definitiva para que el proceso se lleve a cabo de la forma deseada se debe tener un control del agua, el oxígeno y la temperatura. (Kunze, 2006)

1.1.5 Tostado de la malta

El proceso de la germinación es interrumpido por el presecado y el tostado, para prevenir transformaciones y pérdidas adicionales. Sólo después de este proceso adquiere la malta su color y aroma, así como las propiedades y resistencia necesaria para poder ser almacenada posteriormente. En función de la malta que se quiere producir este proceso se puede llevar a cabo de diferentes formas, pero generalmente se divide en dos procesos, una fase de secado a temperaturas no muy altas y un golpe de fuego donde se elevan las temperaturas hasta 85°C. (Kunze, 2006)

1.1.6 Tratamiento después del tostado

La malta finalmente se enfría, se almacena hasta ser distribuida y se limpia.

1.2 Fabricación del mosto

La fabricación del mosto tiene lugar en la sala de cocción.

La malta almacenada se tritura y se pone en contacto con agua en la zona de cocción para ser mezcladas, proceso conocido con el nombre de maceración, en el cual los componentes de la malta entran en solución.

Seguidamente, se produce un aumento de la temperatura y se deja actuar a las enzimas encargadas de la transformación de las sustancias insolubles que hay presentes en la malta en sustancias solubles, las cuales se conocen con el nombre de extracto. Este proceso tiene gran importancia, pues a la cerveza sólo pueden pasar sustancias solubles. Dicho proceso tiene como propósito la degradación completa del almidón para la obtención de azúcares y dextrinas solubles.

El paso siguiente es la filtración del mosto, donde se separan los extractos solubles de los insolubles, denominados afrecho, que son las sustancias de desecho por no alcanzar su transformación a extracto. A continuación, el mosto es cocido con el lúpulo, el encargado de aportar el sabor amargo a la cerveza.

Una vez terminado este proceso, el mosto caliente se libera de las partículas precipitadas y se enfría en un intercambiador de calor de placas, debido a que la fermentación debe ocurrir a bajas temperaturas. (Kunze, 2006)

1.3 Fermentación y maduración

Para la transformación del mosto en cerveza, los azúcares contenidos son fermentados por las enzimas de la levadura a dióxido de carbono y etanol.

El proceso de la fermentación es el más importante de todos los pasos a seguir en la fabricación de cerveza.

Las reacciones que se dan se pueden dividir en reacciones de fermentación principales y reacciones de maduración secundarias, pero debido a que se solapan entre sí se pueden considerar las reacciones de fermentación y maduración como un proceso continuo.

La fermentación alcohólica puede ser expresada por la fórmula de Gay-Lussac:



A partir de esta ecuación se observa que de 1 mol ó 180 g de glucosa se forman 92 g de alcohol y 88 g de CO₂.

Este proceso comienza con la degradación de la glucosa. Luego tienen lugar una serie de etapas donde se obtiene piruvato (ácido pirúvico), el cual es transformado finalmente en alcohol y CO₂. Esto es posible porque la levadura es el único ser vivo que es capaz bajo condiciones anaerobias de sustituir la respiración intensiva en energía por la fermentación.

Para que la levadura sea capaz de fermentar el piruvato se deben cumplir el siguiente par de condiciones:

- No puede existir una gran cantidad de oxígeno, pues la fermentación está fuertemente restringida.
- La cantidad de azúcar presente debe ser menor de 0,1 g/l, por el contrario si se supera este nivel de azúcar tendrá lugar una fermentación parcial.

Durante la fermentación, también se forman productos secundarios que tienen una influencia decisiva sobre la calidad de la cerveza en formación. Entre estos subproductos se diferencian los siguientes:

- Diacetilo
- Alcoholes superiores
- Ésteres
- Aldehídos

- Compuestos de azufre

Y a su vez se pueden clasificar en dos grupos:

- Sustancias de bouquet de cerveza verde (diacetilo, aldehídos y compuestos de azufre): le otorgan a la cerveza un sabor y un olor impuro, joven, inmaduro, inarmónico y en alta concentración afectan negativamente a la calidad de la cerveza. Pueden ser extraídas nuevamente de la cerveza durante el desarrollo de la fermentación y la maduración por medios bioquímicos. En ello reside el objetivo de la maduración de la cerveza.
- Sustancias de bouquet (alcoholes superiores, ésteres): determinan de forma esencial el aroma de la cerveza y su presencia, bajo determinados rangos de concentración, una precondition para una cerveza de calidad. No pueden ser extraídas nuevamente por medios tecnológicos.

El proceso de fermentación es el siguiente:

Primero, se le añade la levadura al mosto y este pasa a ser llamado “cerveza verde”. Hay que tener en cuenta que la levadura debe encontrar suficiente oxígeno en el mosto para que se inicie rápido la propagación y la fermentación, y para distribuir la levadura en el mosto, este proceso recibe el nombre de aireación.

La aireación no ocurre únicamente debido al ingreso de oxígeno, sino también se debe a la distribución homogénea de la levadura en el mosto, no pueden existir grumos de levadura. La aireación intensiva no debe preocupar, pues el oxígeno es absorbido en pocas horas por la levadura para llevar a cabo la etapa de propagación. Un déficit de oxigenación puede ocasionar problemas, como son:

- Fermentación primaria defectuosa
- Tiempos de fermentación más prolongados
- Fermentación sensible al enfriamiento
- Degradación de extracto atascada
- Fermentación secundaria defectuosa
- Problemas con la calidad de la cerveza

La levadura es adicionada al mosto de forma uniforme, se va dosificando a través de una bomba o válvula.

El inicio de la fermentación ocurre normalmente en la cuba de fermentación donde la cerveza verde pasa por diferentes etapas. La temperatura y la duración son muy importantes.

A continuación, en la Tabla 1-1 se representan los diferentes estados de la fermentación. (Kunze, 2006)

Tabla 1-1 Estados de la fermentación

Estados de fermentación	Aspecto de la capa inicial
Comienza la fermentación	La cuba se cubre de una capa blanca en forma de espuma formada por pequeñas burbujas.
Fermentación vigorosa joven	La espuma de burbujas aumenta en altura y adquiere cubiertas marrones. Debe tener un aspecto homogéneo y cremoso.
Fermentación vigorosa	Es el estado más intensivo, las crestas de espumas están más altas y las burbujas aumentan de tamaño.
Espuma en colapso	La intensidad disminuye, colapsando lentamente la alta espuma. No se puede seguir formando CO ₂ . El aspecto de la espuma adquiere un color marrón.
Capa colapsada	La espuma continúa colapsando y forma finalmente una capa de color marrón sucio, la cual es extraída antes de que contamine la levadura.

En cuanto a la temperatura, al inicio suele estar entre 5 y 6 °C si se requiere un proceso más rápido se pueden aumentar estos valores. Cuando pasa un tiempo y se produce la fermentación se libera calor, por lo que la temperatura del mosto aumenta alcanzando una temperatura de proceso de 8 a 9 °C si se lleva a cabo una fermentación fría, si por el contrario se lleva a cabo un proceso de fermentación caliente se alcanzan unos valores de 10 a 15 °C. Finalmente, la temperatura va descendiendo poco a poco ya que la levadura es sensible a descensos bruscos de temperatura. Cuando se alcanza un valor de 4 ó 5 °C la fermentación termina.

El proceso completo suele tener lugar entre 6 y 8 días.

En la Figura 1-1 se representa la variación que sufre la temperatura con respecto a los días que dura la fermentación.

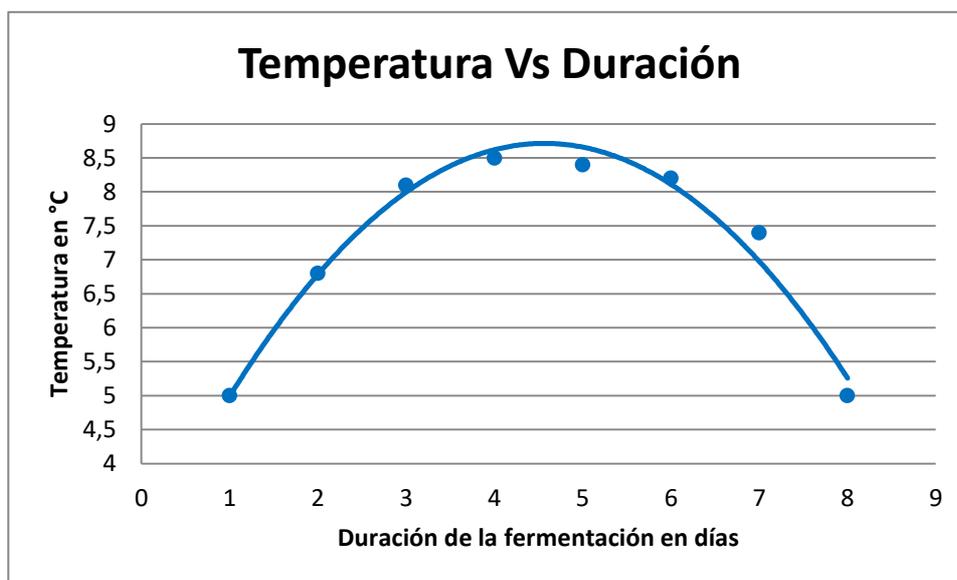


Figura 1-1 Variación de la temperatura en un proceso de fermentación fría (Kunze, 2006)

Una vez que este proceso termina se realiza el trasiego hacia la bodega de maduración donde toda la cerveza verde es mezclada.

Durante el proceso de maduración tienen lugar tres procesos: la fermentación secundaria, la saturación de la cerveza con dióxido de carbono y la extracción de todos los componentes formadores de trub de la cerveza.

Se debe ajustar la temperatura de la bodega y la presión de los tanques de reposo para que la cerveza contenga más de un 0,5 % de dióxido de carbono, pues en el camino al envasado se pierde algo de este componente y es necesario que una vez embotellada contenga un 0,5 % de CO₂ para que no se considere sosa.

Antes de la filtración final la cerveza se enfría mucho para precipitar partículas de turbidez en frío y lograr que la cerveza sea más estable a bajas temperaturas. Se suele alcanzar una temperatura de -1 ó -2 °C.

Al finalizar el proceso de maduración, la cerveza está libre de oxígeno, pero aún quedan células de levaduras y otras sustancias que aportan turbidez, por ello se lleva a cabo un proceso de filtración cuyo objetivo es hacer que la cerveza sea conservable de manera tal que por un tiempo prolongado no se produzcan cambios visibles. Para realizar este proceso se emplean tamices de todo tipo, tejidos metálicos o textiles, capas filtrantes de celulosa, algodón, fibra de vidrio u otro material, membranas, etc.

Finalmente, se produce la estabilización de la cerveza para que se conserve durante un largo período de tiempo y se lleva a cabo el proceso final del envasado. (Kunze, 2006)

1.4 Diferencia entre cerveza industrial y cerveza artesana

La cerveza industrial es la que todas las personas han conocido siempre, por el hecho de poder encontrarla en todas las partes del mundo y con un precio relativamente bajo. Sin embargo, cada vez son más los locales que se inclinan hacia el abastecimiento de cerveza artesana, debido a que el interés de los consumidores por esta cerveza es cada vez mayor.

Las principales diferencias entre ambas son las siguientes:

- **Materias primas**: la cerveza artesanal se elabora a partir de productos totalmente naturales, que no llevan aditivos artificiales ni conservantes, únicamente se emplea agua, levadura, maltas y lúpulo. En contra, la cerveza industrial se pasteuriza y lleva conservantes. Desde la antigüedad se ha empleado malta de cebada para fabricar cerveza, pero este producto es de elevada calidad y tiene un coste elevado, por ello las grandes industrias cerveceras lo han sustituido por ingredientes más baratos como son el arroz, el maíz y el mijo.
- **El proceso de elaboración**: la cerveza artesanal se lleva a cabo en un proceso prácticamente manual y con poca maquinaria. Al contrario de lo que ocurre en las grandes empresas, donde el proceso suele ser automático y con poca participación humana.
- **Producto local y de proximidad**: se ha de tener en cuenta que la cerveza artesana es producida por pequeñas y medianas empresas en las cuales existe una gran proximidad entre el cliente y el proveedor. Lo contrario ocurre con la cerveza industrial que es distribuida a gran escala alrededor de todo el mundo.
- **Los objetivos**: la cerveza artesana tiene como objetivo el aroma y el gusto, es mucho más atractiva en el sabor. Por otro lado, las industrias cerveceras buscan aumentar ventas bajando los costes y posicionar sus marcas en el mercado.

Es por todas estas razones, por las que cada vez más la demanda de cerveza artesana va aumentando, debido a que la sociedad de hoy en día va buscando productos de mayor calidad, productos naturales, alejándose poco a poco de los productos artificiales. (Montseny, 2015)

2 LA CERVEZA SIN ALCOHOL

La legislación de cada país establece unos límites que definen los tipos de cerveza en función de su concentración de alcohol. En España se pueden encontrar los siguientes tipos:

- **Cerveza:** es la que contiene normalmente entre un 4% y un 5% de alcohol, aunque existen algunas con un porcentaje mucho mayor.
- **Cerveza baja en alcohol:** reciben este nombre las que poseen entre un 1% y un 3% de alcohol en su composición. (J.R., y otros, 2002)
- **Cerveza sin alcohol:** es aquella que presenta una graduación de alcohol inferior al 1%, y es en este grupo donde se encuentra la cerveza 0,0%. Se le puede denotar con este nombre porque la cantidad de alcohol que posee es mínima en comparación con la cerveza normal.

La primera marca Española en lanzar este producto al mercado fue San Miguel y se caracteriza por un color dorado y brillante, espuma blanca y cremosa de densidad media y por un olor a masa de pan y pan de molde mezclados con cebada malteada y un toque de pera y miel de flores. Su temperatura óptima se encuentra entre los 4 y los 6 °C. (J.R., y otros, 2002) y (Miguel, 2018).

A diferencia de la cerveza con alcohol la cual existe desde hace miles de años, cabe destacar que el proceso de fabricación de la cerveza sin alcohol es relativamente nuevo.

Este producto nace hace varios años para satisfacer las necesidades de determinados consumidores que deseaban disfrutar de una bebida refrescante como es la cerveza eliminando el inconveniente de su contenido en alcohol. Los fabricantes se han adaptado rápidamente a esta demanda mejorando cada vez más los procesos de producción, creando un producto lo más parecido posible a la cerveza de siempre. (J.R., y otros, 2002)

2.1 Elaboración de la cerveza sin alcohol

Las técnicas para eliminar el alcohol de la cerveza son varias y se suelen clasificar en dos grupos:

- Métodos que se basan en adaptar el proceso de elaboración de la cerveza para tratar de limitar la cantidad de alcohol que se obtiene durante la fermentación.
- Tratamientos físicos para separar el etanol una vez que la cerveza ha sido elaborada.

Estos últimos eliminan una mayor cantidad de alcohol, pero es necesario el uso de maquinaria especializada lo cual aumenta el coste del proceso. (Lurueña, 2012)

2.1.1 Adaptación del proceso de elaboración

Para llevar a cabo este procedimiento de eliminación de alcohol, se puede actuar sobre el proceso de malteado y el proceso de fermentación. En la Figura 2-1 se exponen una clasificación de los procedimientos que se pueden llevar a cabo:

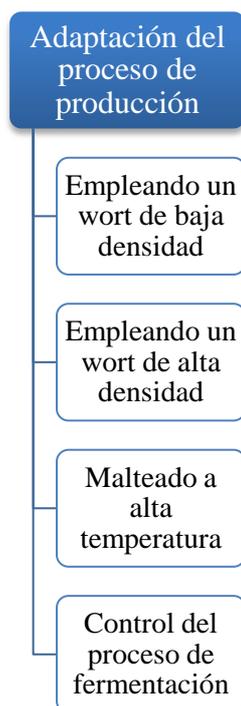


Figura 2-1 Métodos de fabricación de cerveza sin alcohol adaptando el proceso de producción

2.1.1.1 Empleando un wort de baja densidad

La forma más sencilla de obtener cerveza sin alcohol es comenzar con un wort de baja densidad, que normalmente se consigue añadiendo agua al wort original y llevar a cabo una fermentación controlada. Se entiende por wort a la mezcla azucarada que resulta del proceso de sacarificación del almidón y a la cual se le extraen los aromas de la malta. Sin embargo, este procedimiento presenta un problema y es que además de tener poco alcohol también presenta poco sabor. (Lurueña, 2012)

2.1.1.2 Empleando un wort de alta densidad

Para solventar el problema anterior existe la alternativa de emplear un wort de alta densidad, obteniéndose así tras la fermentación una cerveza con una alta concentración de compuestos volátiles que aportan sabor y aromas. Sin embargo, el porcentaje de alcohol se ve muy poco afectado con respecto al de la cerveza común, por ello el siguiente paso que hay que llevar a cabo es una dilución del producto obtenido para reducir dicho porcentaje. La restricción que presenta esta técnica es que no se puede obtener cerveza por debajo de un 2% de alcohol, por lo que no se puede catalogar como cerveza sin alcohol. (Lurueña, 2012)

2.1.1.3 Malteado a elevada temperatura

Si se quiere reducir el porcentaje de alcohol obtenido empleando un wort de alta densidad se puede llevar a cabo otra alternativa para reducir el porcentaje de alcohol a un 1%. Dicha alternativa consiste en realizar el proceso de malteado a una temperatura elevada.

Lo que se consigue con este método es desactivar una de las enzimas que participan en la hidrólisis del almidón, concretamente la β -amilasa, que es inactiva a una temperatura igual o superior a 80°C. Debido a esta desactivación se van a obtener una menor cantidad de azúcares fermentables (glucosa, maltosa y dextrinas), por tanto la levadura va a tener una menor actividad y la cantidad de etanol obtenida también va a ser menor. Pero aún así, este procedimiento sigue presentando problemas y es que se obtiene un alto contenido en dextrinas las cuales son producidas por la enzima α -amilasa, que es la que actúa con mayor importancia en este proceso. Esto da lugar a que su sabor sea diferente al de la cerveza normal. (Lurueña, 2012)

2.1.1.4 Control del proceso de fermentación

Al llevar a cabo este procedimiento se debe tener en cuenta que si se decide interrumpir la fermentación, es decir, si no se dejan agotar todos los azúcares presentes en el mosto para obtener un producto con menor cantidad de alcohol se va a generar una mezcla microbiológicamente inestable debido a los azúcares fermentables que quedan presente. Por ello si se opta por llevar a cabo este proceso de desalcoholización se debe esterilizar el producto añadiendo sustancias químicas o conservarlo a temperatura de inactividad microbiana para evitar los problemas que puedan causar la proliferación de levaduras, hongos y bacterias. [3]

En relación con lo anterior, también se pueden llevar a cabo dos técnicas diferentes para obtener productos finales similares. Una de ellas es emplear ciertas especies de levaduras que fermenten solamente un pequeño porcentaje de los azúcares fermentables disminuyendo así la cantidad de alcohol final. Por ejemplo, se conoce que la levadura *Saccharomyces ludwigii* tiene la capacidad de fermentar aproximadamente un 15% del total de azúcares presentes. (Lurueña, 2012)

Se sabe que esto ocurre así porque este tipo de levadura predomina durante la fermentación en los 2 ó 3 primeros días del proceso, después al ser muy sensible al etanol su crecimiento va disminuyendo rápidamente hasta llegar a morir. A partir de este momento empiezan a dominar el proceso levaduras que son más resistentes al etanol. (Revista Especializada en Ciencias Químicas, 2011)

Otra de las técnicas para obtener una disminución de etanol es llevar a cabo un proceso de fermentación controlada aplicando baja temperatura sobre el depósito donde se realiza la fermentación para que ésta finalice y se deben eliminar las levaduras presentes antes de que termine por completo.

Pero estas técnicas también presentan un problema y es que se genera una gran cantidad de maltosa la cual aporta un sabor diferente al de la cerveza normal. Además, los niveles de alcohol que se alcanzan no son lo suficientemente bajos para que sea un proceso óptimo de desalcoholización. (Lurueña, 2012)

Sin embargo, existe una alternativa de fermentación controlada en la que se puede obtener cerveza con una cantidad de alcohol inferior al 0,05%. Para ello, lo que se debe hacer es someter al mosto a temperaturas entre -1 y 0°C y se inocula con la levadura, la cual permanece en suspensión debido al carbónico del mosto. El tiempo de contacto puede durar entre 1 ó 2 días, durante este período el metabolismo de la levadura es muy lento debido a las bajas temperaturas, por lo que se produce así una menor cantidad de alcohol. Esto conlleva a que la cerveza presente un sabor diferente debido en gran medida a la autólisis de los microorganismos y también se forman algunos ésteres.

Cabe destacar que sí existe una forma de actuar que hace posible fabricar una cerveza con un contenido de alcohol 0,0% y es empleada por la cervecera holandesa Bavaria. Fue la primera empresa que patentó este procedimiento en 1979 convirtiéndose en la primera marca en lanzar al mercado una cerveza libre de alcohol. Esta técnica consiste en realizar la fermentación controlada sometiendo el mosto a bajas temperaturas como se cita en el párrafo anterior, pero en este caso se inmovilizan las levaduras para que no existan problemas de autólisis y así conservar el auténtico sabor de la cerveza. Por tanto, se consigue llevar a cabo una fermentación directamente sin alcohol empleando un tipo de levadura especial. (Lurueña, 2012)

2.1.2 Tratamientos físicos

Como ya se ha citado anteriormente, la utilización de estos métodos garantiza una mayor retirada de alcohol, pero también aumentan los costes de producción del proceso.

Estos métodos se pueden clasificar en dos tipos: métodos en los cuales se lleva a cabo una separación por membranas y métodos en los que se emplea calor para eliminar el alcohol producido. A continuación se explican cada uno de ellos. (Lurueña, 2012)

2.1.2.1 Métodos que aplican calor

Este tipo de separación es posible debido a que el agua y el alcohol presentan diferentes puntos de ebullición a presión atmosférica. Por un lado, el punto de ebullición del etanol es 78,37 °C y el del agua es 100 °C. Este procedimiento se puede llevar a cabo a través de diferentes métodos, los cuáles se clasifican según lo expuesto en la Figura 2-2.

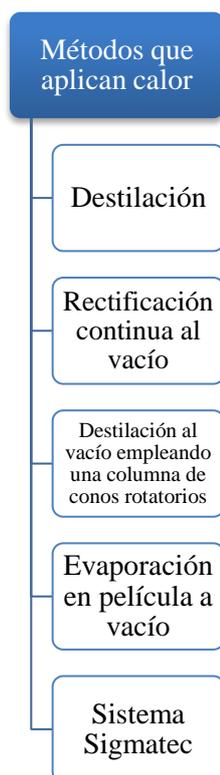


Figura 2-2 Métodos que aplican calor para eliminar el alcohol de la cerveza

2.1.2.1.1 Destilación

Este proceso consiste en calentar la cerveza con alcohol para que se evapore la máxima cantidad de etanol posible cuando éste alcance su temperatura de ebullición. Este vapor se enfría en un condensador para obtener alcohol puro y seguidamente se extrae en forma líquida. Por otra parte, el concentrado de la mezcla inicial que queda en el proceso una vez retirado el alcohol se diluye con agua antes de que dicha mezcla alcance una temperatura de 100°C, temperatura a la cual el agua también empieza a evaporarse.

Con esta dilución se consigue una cerveza de hasta un 0,5% de alcohol, pudiendo considerarse así como cerveza sin alcohol, alcanzándose el objetivo del proceso. Sin embargo, esta técnica es muy poco empleada en la actualidad. Esto se debe a que la elevada temperatura aporta un mal sabor a la cerveza obtenida, proporcionando un sabor a quemado desagradable para el consumidor. Además, se pierde una gran cantidad de compuestos volátiles que son los encargados de proporcionar sabor y aroma al producto. (Lurueña, 2012)

2.1.2.1.2 Rectificación continua al vacío

Este procedimiento es una técnica novedosa para llevar a cabo la desalcoholización de la cerveza. En este proceso se han aplicado los avances tecnológicos conseguidos en el ámbito del proceso comentado anteriormente, la destilación. En este caso, se recupera el sabor y los aromas del producto deseado, es decir, se puede obtener una cerveza con un contenido muy bajo en alcohol, inferior al 0,1% y con buenas propiedades organolépticas. Además, el alcohol que se obtiene al final del proceso una vez llevada a cabo la separación presenta buenas características, considerándose un subproducto. Por consiguiente, puede ser vendido posteriormente para sacar un mayor beneficio al método empleado.

Esta técnica se basa en moderar la temperatura de evaporación del alcohol a cambio de aplicar vacío al proceso, y así evitar el sabor a quemado proporcionado por la elevada temperatura y disminuyendo al mismo tiempo la pérdida de aromas.

El proceso es el siguiente:

La cerveza con alcohol fabricada en el proceso de elaboración se somete a un precalentamiento en un intercambiador de placas alcanzando unos 42°C, necesarios para llevar a cabo el proceso de desalcoholización. Seguidamente llega al ventilador donde se elimina el dióxido de carbono (CO₂) que dificulta el proceso de desalcoholización.

Una vez que se ha eliminado el CO₂ la cerveza es conducida hacia la columna de rectificación y comienza a ascender hacia el plato de la columna. A partir de este momento tiene lugar el proceso de rectificación evaporándose el alcohol a una temperatura menor que la necesaria en la destilación simple, esto se debe al vacío aplicado en las condiciones de operación. El compuesto evaporado llega hasta un condensador donde se enfría y se obtiene como destilado el cual puede ser vendido como alcohol puro aportando un beneficio extra a proceso como ya se ha citado anteriormente. El diagrama de bloques del proceso se muestra en la Figura 2-3 y más adelante en la Figura 3-1 se puede observar el diagrama de proceso de manera más específica.

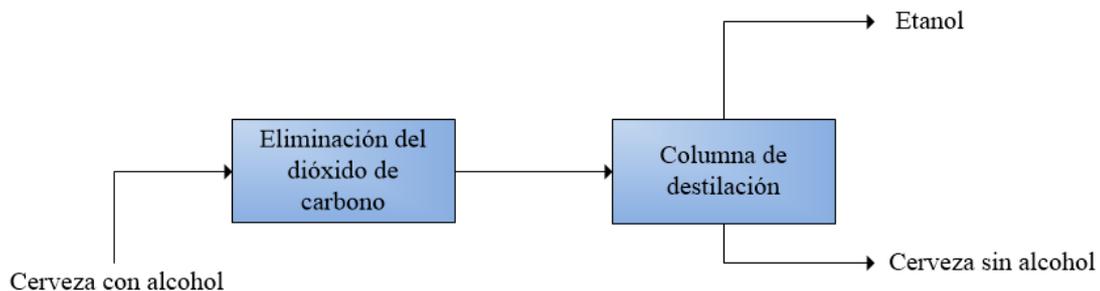


Figura 2-3 Diagrama de bloques de la desalcoholización mediante columna de rectificación a vacío

Cabe citar que en esta técnica se siguen perdiendo compuestos volátiles pero menos que en la destilación, por ello algunas industrias para mejorar las condiciones del producto llevan a cabo un proceso dividido en dos partes. En primer lugar se deben fijar unas condiciones de operación en la que se eliminen los ésteres y otros compuestos volátiles presentes en el producto original y en segundo lugar se llevan a cabo condiciones de operación donde el producto a eliminar sea el etanol.

Finalmente, se realiza una dilución del producto desalcoholizado para reducir aún más el contenido en etanol y se enfría mezclándose al mismo tiempo con los compuestos volátiles separados en la primera fase del procedimiento. De esta forma se puede obtener un producto con una tasa de alcohol inferior al 0,05%. (J.R., y otros, 2002)

2.1.2.1.3 Destilación al vacío empleando una columna de conos rotatorios

Este es uno de los procesos más eficaces de los que se conocen para eliminar el alcohol de las bebidas, pero también se requiere un equipo muy específico. Fue el primer proceso implantado a escala industrial proporcionando una cerveza sin alcohol con un sabor muy parecido al de la cerveza alcohólica. Se patentó y se dio a conocer a nivel mundial dando lugar a la cerveza sin alcohol más vendida en el mundo, fue descubierto por Flavourtech en Australia.

El procedimiento de separación se basa al igual que el anterior en moderar la temperatura de extracción del etanol y se debe llevar a cabo un precalentamiento antes de introducir el producto original en la columna, donde son eliminados una cantidad de aromas por lo que deben ser almacenados, condensados y llevados al tanque de mezcla final.

Una columna de destilación de conos rotatorios consiste en una columna vertical de acero inoxidable con un eje central giratorio en el que se fijan una serie de conos que son alternados con conos fijos anclados a la pared de la columna. En la Figura 2-4 se recoge una imagen esquemática de este tipo de equipo de destilación. (Conetech)

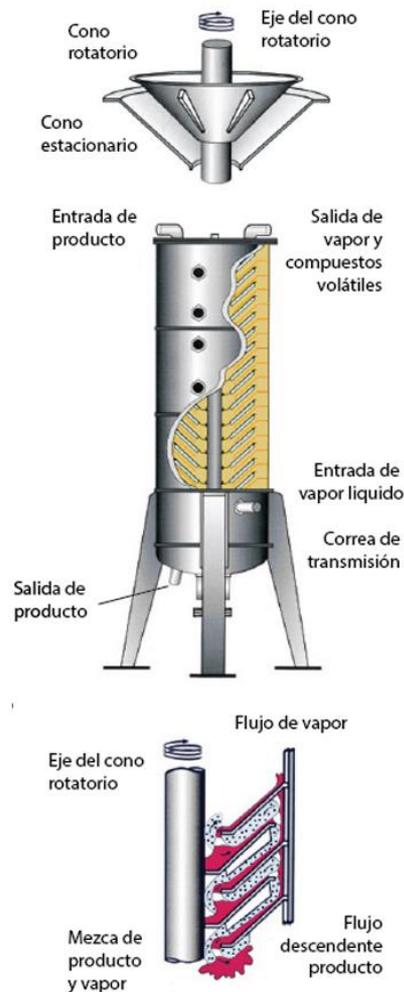


Figura 2-4 Columna de conos rotatorios (Conetech)

La cerveza alcohólica fluye hacia abajo a través de los conos fijos con ayuda de la fuerza de la gravedad y fluye hacia arriba a través de los conos rotatorios impulsada por la fuerza centrífuga, creando a su vez una fina capa de líquido. El ciclo que se debe repetir continuamente es el siguiente, la cerveza entra por arriba y llega a la parte superior del primer cono fijo, el producto se desplaza sobre la superficie del mismo hasta salir por su parte inferior alcanzando así el cono rotatorio que se encuentra debajo. Tras la leve impulsión ascendente de la fina capa de líquido esta abandona el espacio entre los dos conos y sale al exterior buscando el segundo cono fijo del sistema. Este ciclo se debe repetir hasta que el producto alcance la parte inferior de la columna.

Al mismo tiempo que se produce esta secuencia se introduce a contra corriente el medio de extracción, en este caso vapor. Este arrastra en una primera pasada el 100% de los compuestos volátiles que encuentra a su paso. Esto es posible debido al fino espesor que tiene la capa de líquido que debe atravesar. Estos compuestos deben pasar por un condensador para ser almacenados en forma de concentrado líquido en un tanque de almacenamiento porque luego deben ser reintroducidos en el producto que se desea sacar al mercado. Más tarde, en una segunda pasada se consigue extraer el etanol presente de la cerveza desaromatizada, siguiendo su curso hacia un condensador donde recuperará su estado líquido para ser extraído finalmente. El producto desalcoholizado fluye hacia la parte inferior de la columna donde se bombea hasta llegar al tanque de mezcla donde se le vuelven a añadir los compuestos volátiles que se le habían retirado al inicio. (Conetech) (Catarino, 2010)

En la Figura 2-5 se presenta un esquema del proceso de extracción del alcohol de la cerveza mediante el método de conos rotatorios.

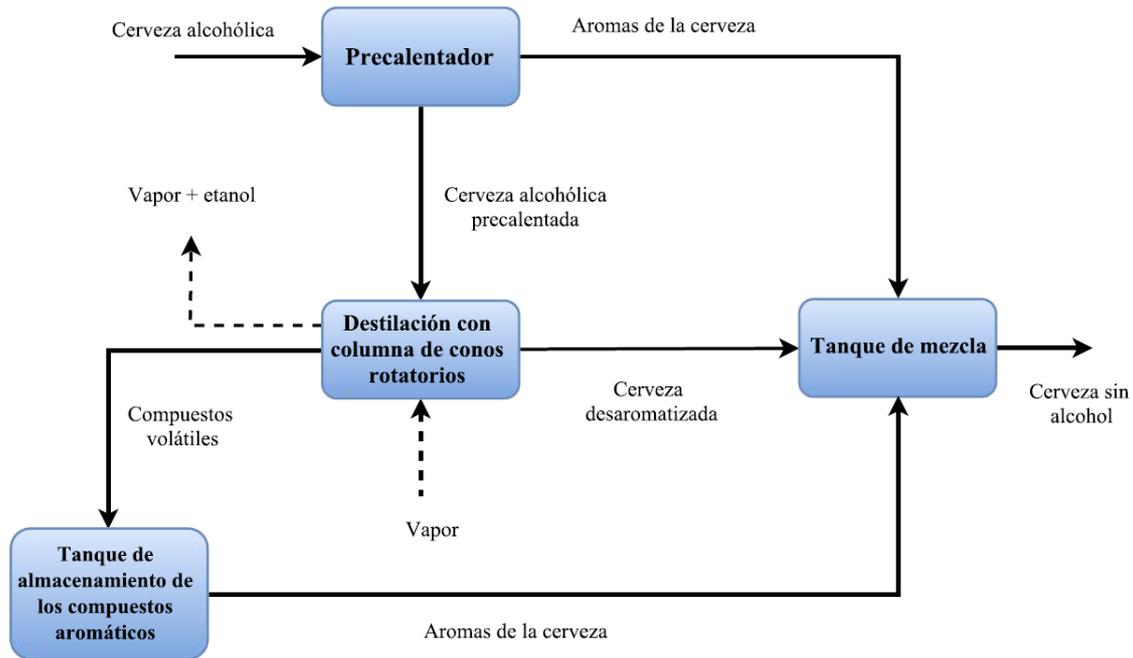


Figura 2-5 Extracción de alcohol con columna de conos rotatorios (Catarino, 2010)

2.1.2.1.4 Evaporación en película a vacío

Al igual que los procedimientos anteriores este proceso consiste en someter a la mezcla a temperatura para que se evapore el alcohol. En este caso también se aplica vacío en el equipo para que la temperatura de ebullición baje y el tiempo de residencia del líquido en la zona de calentamiento disminuya.

Además, al igual que ocurría en los procesos anteriores, en este proceso los componentes del aroma y del sabor de la cerveza son arrastrados antes que el etanol. En este caso dichos compuestos son recuperados aplicando una destilación fraccionada para volverlos a incorporar al producto final.

Existen muchos tipos de evaporadores, pero el más empleado en el proceso de desalcoholización consta de un cilindro que cuenta con una serie de tubos de gran longitud y reducido diámetro, son conocidos como cambiadores de calor tubulares y es por aquí por donde se introduce el producto a tratar, el cual se encuentra almacenado en un recipiente a presión.

Al atravesar los tubos el fluido forma una fina lámina, favoreciendo así la evaporación del etanol para ser eliminado posteriormente. Como medio de calentamiento se suele emplear vapor, que se condensa en el interior de la cámara y no tiene contacto directo con la cerveza a tratar, por lo que se evita así la producción de gérmenes. La temperatura necesaria para evaporar el etanol varía entre 30 y 40°C conseguida gracias al vacío que se aplica en el equipo.

Si los caudales a tratar varían entre 1000 l/h y 5000 l/h se utilizan plantas de evaporación de películas descendente con calentamiento directo. Para caudales superiores se emplean plantas con compresión mecánica del vapor. (GEA, 2017)

En el caso de la compresión mecánica lo que varía es que el ciclo comienza suministrando energía externa al vapor para iniciar el proceso de evaporación. El vapor extraído se comprime con ayuda de una turbina para elevar su temperatura y mejorar la eficiencia del proceso. Una vez que se inicia el ciclo este aporte de vapor externo se detiene y se empieza a usar la energía generada por la compresión mecánica del vapor para mantener el ciclo de evaporación. (Technology, 2010)

Una vez que se ha retirado el etanol se extrae el producto para dotarle de los aromas que se han obtenido por destilación fraccionada, además de añadirle agua para diluirlo aún más, refrigerarlo y gasificarlo para que siga su curso hacia el mercado.

Este tipo de evaporadores es muy recomendable para los compuestos que son sensibles al calor, como ocurre con la cerveza. Esto es debido a que el tiempo de residencia es corto y el vacío hace que la temperatura del tratamiento sea relativamente baja evitando así la degradación del producto. Además, el resultado final que se obtiene es muy bueno porque se tiene una concentración de alcohol de un 0,03%.

Sin embargo, también existen desventajas y es que los aromas que se pierden no pueden ser recuperados al 100% por lo que las propiedades organolépticas no serán iguales a las del producto original. Por otra parte, el equipo empleado necesita de equipos auxiliares como son bombas de vacío o eyectores y condensadores de vapor para reducir la presión por debajo de la presión atmosférica, lo que conlleva a un aumento de los costes del proceso. En suma, para terminar cabe destacar que la transferencia de calor en la parte superior del tubo no es muy eficiente y además, las paredes se resecan lo que genera una gran cantidad de ensuciamiento difícil de eliminar. (Lurueña, 2012) y (J.R., y otros, 2002).

En la Figura 2-6 se muestra una imagen de una planta de evaporación a vacío.



Figura 2-6 Planta de evaporación a vacío GEA (GEA, 2017)

Existe una alternativa de evaporación empleando intercambiadores de placas, pero es menos empleada que la anterior. En estos equipos se conectan de forma alterna una placa para producto y otra para vapor, diseñados para que haya una baja caída de presión en la fase vapor. Se consigue una alta velocidad del líquido por lo que hay una buena transferencia de calor y el tiempo de residencia es corto. Con respecto al anterior presenta una gran ventaja y es que se desmontan y se limpian de forma rápida y fácil. (J.R., y otros, 2002)

2.1.2.1.5 Sistema Sigmatec

Se caracteriza por ser el método más avanzado en la actualidad. Garantiza una lenta separación del alcohol basado en el principio de rectificación continua al vacío.

El proceso a llevar a cabo sigue el siguiente procedimiento.

En primer lugar, antes de llegar a la sección de la columna de rectificación la cerveza con alcohol es descarbonatada y precalentada. Una vez allí el fluido se mueve en un rango de temperaturas que se encuentra comprendido entre 43 y 48 °C, mientras que los vapores que se introducen en sentido contrario son condensados y evaporados para mejorar el proceso de separación del alcohol y la cerveza. Una vez que se han separado ambos componentes la cerveza es enviada desde el fondo de la columna hacia un evaporador. Por un lado, los compuestos que se evaporan pasan de nuevo a la columna de stripping y por otro lado, la cerveza completamente desalcoholizada es enviada hacia un intercambiador donde se enfría para ser posteriormente bombeada hacia el exterior del equipo, reduciendo así el estrés térmico que se produciría si se llevara a cabo un proceso de pasteurización. Los vapores alcohólicos pasan de la sección de stripping a la sección de

rectificación donde se concentran obteniendo un 75% de alcohol en porcentaje volumétrico.

Además, este equipo cuenta con una unidad recuperadora de aromas, donde son recuperados y dirigidos a la cerveza.

Los vapores alcohólicos son condensados y enfriados a baja temperatura. Una parte de este producto recibe el nombre de destilado y es almacenado en un tanque para ser vendido posteriormente, obteniendo así un beneficio extra del proceso, ya que es un producto muy demandado. Por otra parte, el resto de este producto condensado recibe el nombre de reflujo y es devuelto al proceso de rectificación para aumentar la pureza del producto final. (Industry, 2017)

En la Figura 2-7 se representa un esquema abreviado de un proceso Sigmatec:

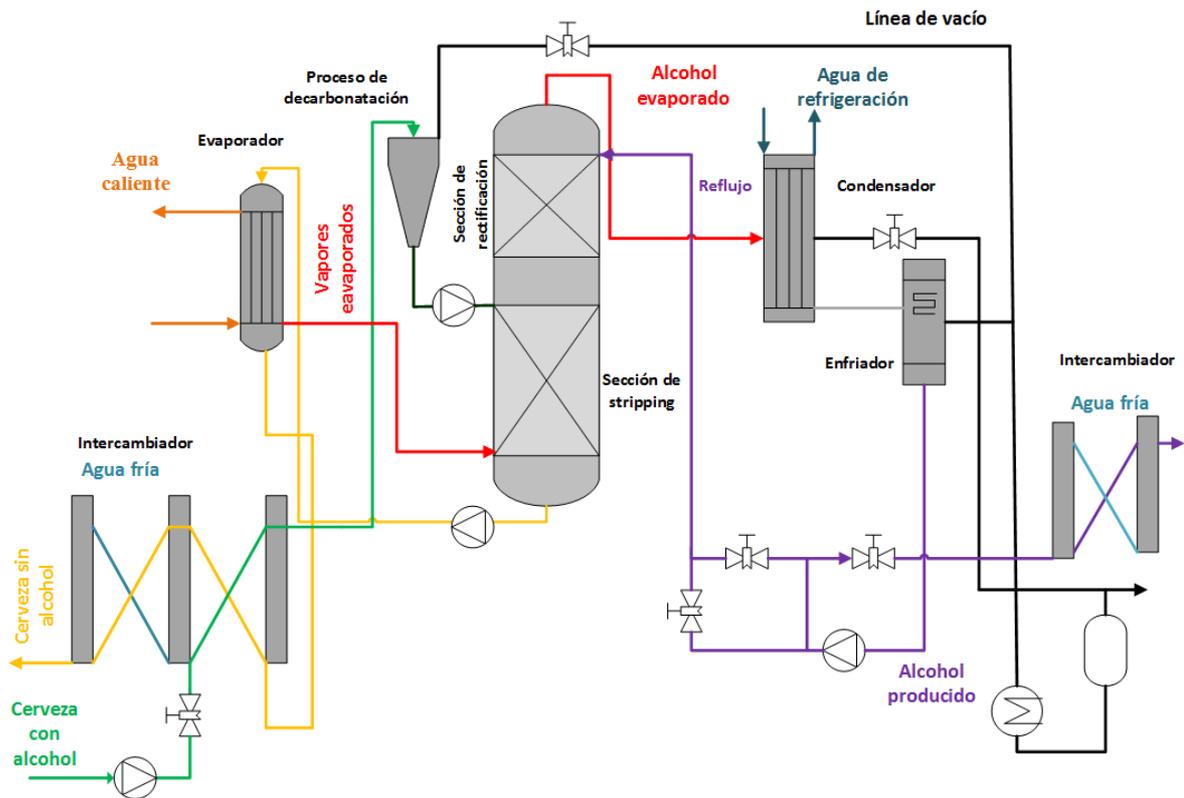


Figura 2-7 Sistema Sigmatec

2.1.2.2 Métodos de separación por membranas

Estos métodos se basan en la separación a través de membranas semipermeables que actúan como filtros, dejando pasar el agua reteniendo los sólidos en suspensión y otras sustancias. La ventaja que poseen es que no es necesario aplicar calor, por lo que no se alteran los componentes de la cerveza debido a este factor. Sin embargo, tienen una desventaja, y es que no es un proceso rentable para la obtención de una cerveza con un porcentaje de alcohol inferior al 0,5%, suele emplearse para obtener un producto con una concentración de alcohol de un 2%. (Lurueña, 2012)

Se pueden emplear dos métodos para llevar a cabo este sistema, los cuáles se muestran en la Figura 2-8.

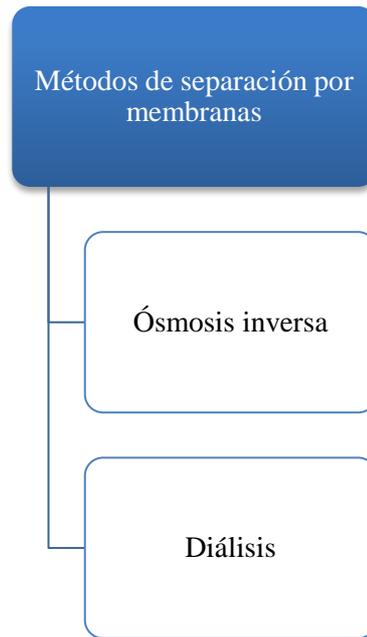


Figura 2-8 Métodos de separación por membranas

2.1.2.2.1 Ósmosis inversa

El proceso de ósmosis se caracteriza por la búsqueda del equilibrio. Si se ponen en contacto dos fluidos con diferentes concentraciones de sólidos disueltos el fluido de menor concentración pasa a través de la membrana hacia el de mayor concentración.

Dentro de un tiempo el contenido de agua en uno de los lados de la membrana será mayor, la diferencia de altura que se genera es lo que se conoce con el nombre de presión osmótica.

Sin embargo, para desalcoholizar cerveza como para otros muchos procesos industriales, como por ejemplo para eliminar la sal del agua, se necesita realizar el efecto contrario, lo que recibe el nombre de ósmosis inversa. Este procedimiento consiste en aplicar una presión mayor a la presión osmótica para hacer circular el agua desde la zona de mayor concentración hacia la zona de menor concentración, para así concentrar aún más la cantidad del producto no deseado.

Para emplear esta técnica en la desalcoholización de cervezas lo que se hace es aplicar altas presiones para hacer que la cerveza atraviese una membrana semipermeable. El rango de presión que se tiene que ejercer sobre el producto debe estar comprendido entre 30 y 50 bar y se suele operar con un rango de temperatura desde 0 °C a 5 °C.

En este proceso lo que ocurre es que el agua y el etanol presentes en la cerveza inicial al tener bajo peso molecular son capaces de atravesar la membrana, quedando el resto de los compuestos retenidos por la misma. (Lurueña, 2012)

En la Figura 2-9 se refleja un esquema simplificado de lo que ocurre en un proceso de ósmosis inversa:

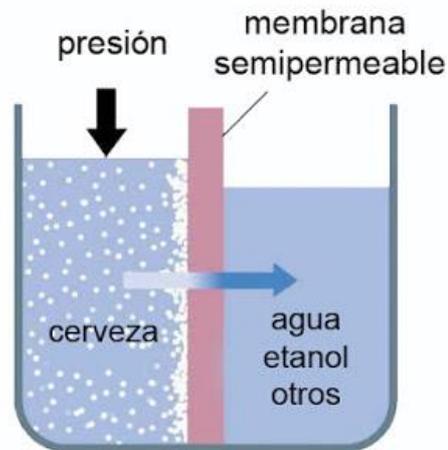


Figura 2-9 Esquema de ósmosis inversa (Lurueña, 2012)

El circuito que se lleva a cabo es el siguiente:

1. La cerveza con alcohol que se encuentra almacenada en un tanque atraviesa en primer lugar un filtro para eliminar alguna partícula sólida de mayor tamaño que pueda encontrarse en la solución. Después, con ayuda de una bomba es impulsada hasta la membrana de ósmosis inversa la cual cuenta con una serie de poros muy pequeños.
2. Una vez en la membrana, la cerveza sometida a presión se pone en contacto con agua a contracorriente. Lo que se logra con este procedimiento es obtener por un lado una cerveza concentrada y por otro una solución de agua y etanol denominada permeado, de la cual llevando a cabo otro proceso de separación se pueden separar ambas sustancias, obteniéndose así dos productos más.
3. Finalmente, a la cerveza concentrada se le añade agua para obtener el volumen de producto deseado. De este modo, se obtiene una cerveza con una menor cantidad de alcohol.

Sin embargo, si la cerveza sin alcohol obtenida no alcanza el porcentaje deseado, lo que se debe hacer es volver a llevar a cabo el proceso tomando como alimentación este producto derivado de la primera separación. (Cañas, 2014)

Hay que tener en cuenta que para llevar a cabo este proceso antes de iniciarlo hay que diluir la cerveza inicial con agua para compensar la pérdida que tiene lugar durante el proceso y así poder reducir la cantidad de etanol.

En la Figura 2-10 se representa un esquema de las fases redactadas anteriormente.

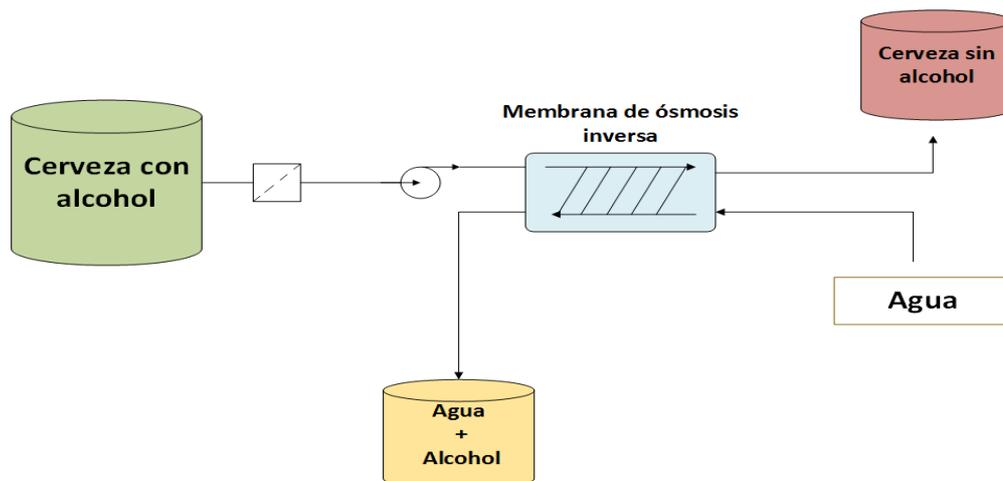


Figura 2-10 Proceso de ósmosis inversa (Cañas, 2014)

La ventaja que posee esta técnica es que se separa de forma natural la cerveza del alcohol conservándose así todas sus propiedades naturales. De esta forma, el sabor será ligeramente diferente al producto inicial porque la pérdida de aromas sólo está relacionada con compuestos de bajo peso molecular. (Lurueña, 2012)

2.1.2.2.2 Diálisis

El proceso de separación por diálisis se basa en el transporte selectivo a través de una membrana debido a la diferencia de concentración existente entre las sustancias enfrentadas.

Durante la diálisis los componentes disueltos en ambos lados de la membrana intentan alcanzar el equilibrio de concentraciones. En el caso de la desalcoholización de cerveza el etanol pasa a través de la membrana hasta la zona que contiene agua para intentar alcanzar el equilibrio.

Para que este proceso sea más efectivo y se reduzca la mayor cantidad de alcohol posible se tiene que remover constantemente la solución de agua con alcohol que se va produciendo, para que se difunda de nuevo alcohol hasta alcanzar otra vez el equilibrio.

Las membranas que se emplean para lograr el objetivo final están construidas de fibra hueca con un espesor muy delgado, cuya medida oscila entre 10-25 μm . Además, dichas fibras tienen un diámetro aproximado de 50 a 200 μm con poros muy finos.

Para llevar a cabo el procedimiento se agrupan cientos de membranas de este tipo en un módulo, por el cual la cerveza pasa de manera uniforme por la parte interna de las fibras y el agua por la parte externa a contracorriente.

Si se quiere instalar una planta de desalcoholización que lleve a cabo este procedimiento se debe disponer de los siguientes equipos.

El componente principal de la planta es el módulo de membranas, pueden disponerse de 1 o 2 en función de la producción que se desee obtener. Una vez que ocurre el proceso de diálisis la cerveza reducida en alcohol es enfriada hasta alcanzar 1 $^{\circ}\text{C}$ dentro de un intercambiador de placas y seguidamente pasa a un tanque de almacenamiento.

El alcohol que se ha obtenido en la solución de agua es removido en una columna rectificadora y es enviado de nuevo al nódulo de extracción de alcohol, pero previamente se debe realizar un ajuste de temperatura. Es impulsado hacia allí con ayuda de una bomba.

En la Figura 2-11 se ilustra un esquema de la planta de producción con un único módulo de eliminación de alcohol. (Bompart, 2008)

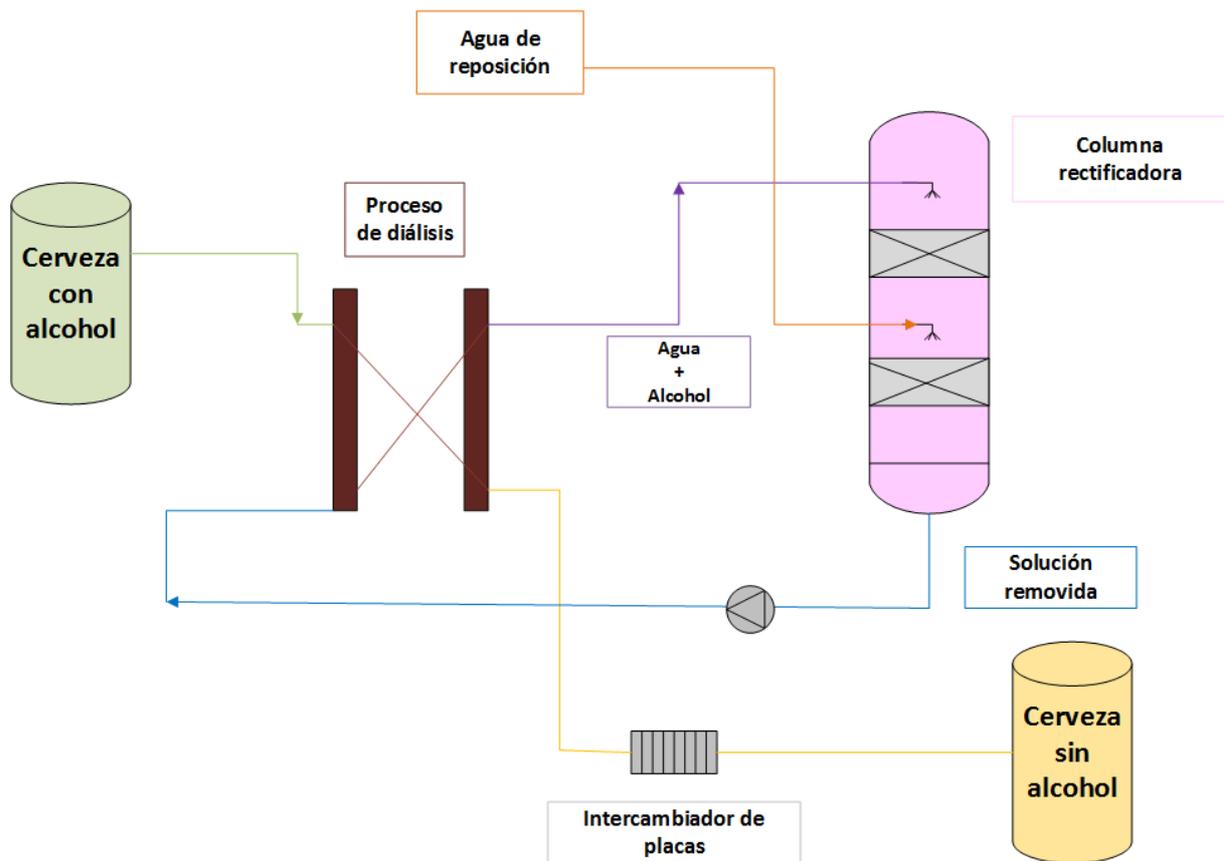


Figura 2-11 Proceso de diálisis (Bompart, 2008)

La ventaja que posee la diálisis con respecto a la ósmosis inversa es que la separación se consigue a una temperatura menor y los cambios de temperatura durante el proceso son menores.

2.2 Selección de técnicas que se pueden aplicar en microcervecías

En el siguiente punto se van a exponer los procesos que se podrían emplear en una microcervecía para alcanzar el objetivo deseado y cuáles no se podrían aplicar, debido a su dificultad, sus dimensiones, las propiedades del producto obtenido y su alto coste.

Las técnicas que se van a estudiar para implantar a escala pequeña son todas las que se han comentado anteriormente, como son: técnicas que adaptan el proceso de producción, técnicas que aplican calor para desalcoholizar cerveza y métodos de separación con membranas.

Entre todos los procesos existentes para retirar el alcohol del producto serían idóneos para aplicar en microcervecías: el control del proceso de fermentación aplicando bajas temperaturas, la destilación, la rectificación continua a vacío, la ósmosis inversa y la diálisis. Dentro de todo este grupo, la opción seleccionada para ser aplicada a pequeña escala es la rectificación continua a vacío, porque el producto que se obtiene tiene buenas propiedades, lo que va a facilitar su venta a los consumidores y además, se va a poder almacenar el alcohol producido para ser vendido posteriormente incrementando así el beneficio. También es una buena opción porque el diseño de la planta se puede realizar con las dimensiones deseadas. Estas dimensiones son función de la cantidad de producto que se quiera obtener y del espacio disponible en el establecimiento donde se quiera implantar. Además, es un equipo que no es demasiado complejo y puede actuar de forma autónoma programando las condiciones de operación necesarias para el proceso.

Este proceso se podría mejorar empleando en lugar de una columna de rectificación simple una columna de conos rotatorios, pero hay que tener en cuenta que el equipo es mucho más específico y los costes de mantenimiento y adquisición van a ser más elevados que el anterior, por lo que puede no ser rentable para

aplicarlo a pequeña escala.

Seguidamente se van a comentar los motivos por los cuáles se han rechazado los demás métodos para llevar a cabo el diseño. En primer lugar, el control del proceso de fermentación a baja temperatura ha sido desestimado porque a pesar de que el procedimiento a llevar a cabo es sencillo, (realizando un control de temperatura del mosto), y se puede diseñar a escala pequeña cumpliendo el porcentaje de alcohol necesario para ser etiquetado el producto como cerveza sin, no es un proceso que garantice el 100% de sabor original y el período de operación es largo, (se necesitan entre 1 y 2 días para garantizar un buen resultado). Se requiere una técnica en la que se llegue más rápido al resultado final.

En segundo lugar, la destilación estándar ha sido rechazada por el mal sabor que adquiere la cerveza debido a las altas temperaturas, esto conlleva a que el producto no sea aceptado por los consumidores.

En tercer lugar, centrando la atención en los procesos de separación con membranas, comentar que ambos serían aptos para implantarse a escala pequeña, debido a su simplicidad, su fácil mantenimiento y su sencillo arranque. Lo único que habría que llevar a cabo es un diseño de los equipos con las dimensiones adecuadas y obtener los tipos de membranas necesarios para cada proceso.

Sin embargo, no se ha seleccionado ninguna de estas opciones porque en estos casos el producto que se obtiene no es una cerveza sin alcohol, sino que va a estar dentro del grupo de cerveza baja en alcohol debido a que el porcentaje de reducción máximo es de un 2%.

En la Figura 2-12 se ilustra un pequeño esquema resumen de las opciones que se han citado anteriormente como más acertadas dentro de los diferentes tipos de procesos. Resaltando de nuevo que se ha seleccionado como óptimo la columna de rectificación continua al vacío.

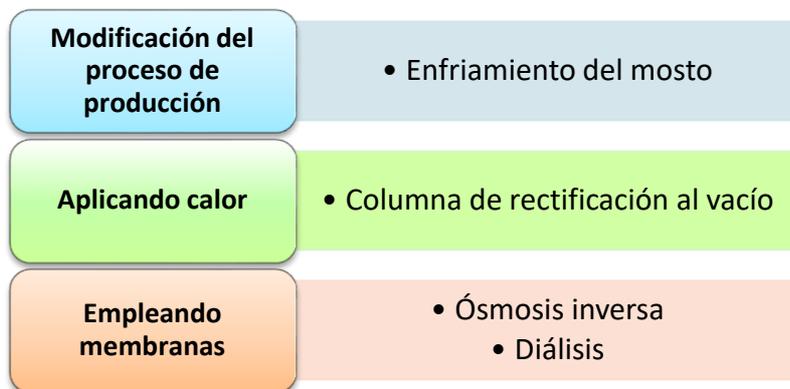


Figura 2-12 Métodos que se podrían aplicar al diseño de una microcervecería

Por último, se van a comentar las técnicas que se han considerado no idóneas para implantar en microcervecerías.

El empleo de un wort de baja y alta densidad, se ha rechazado porque no alcanzan los niveles requeridos de alcohol y presentan mal sabor, lo mismo que ocurre con el malteado a alta temperatura. Como se requiere un producto con buenas propiedades y que cumpla el requisito de cerveza sin se han eliminado sin profundizar en su estudio.

Atendiendo a las técnicas en las cuales se controla la fermentación por un lado, se ha rechazado el emplear levaduras especiales porque habría que adquirirlas en establecimientos específicos, lo que aumenta el coste del proceso. Además, éstas deben ser eliminadas antes de que el proceso finalice y esto implica una constante observación para que no se tenga que retirar el producto como residuo por una mala fabricación, factor que lo hace más laborioso.

Por otro, se desprecia el llevar a cabo un control de temperatura donde se realiza la fermentación debido a que se obtiene un sabor final que varía demasiado comparado con el producto original por la formación de maltosa. Aunque como factor principal se ha rechazado porque el nivel de alcohol que se obtiene no es

suficientemente bajo para que el proceso de desalcoholización sea catalogado como aceptable.

Para finalizar, decir que los procesos Simatec y evaporación al vacío se han descartado por las grandes dimensiones que presentan los equipos, los cuáles están más orientados al uso industrial.

Estas opciones se resumen en la Figura 2-13.



Figura 2-13 Técnicas no ideales para aplicar en microcervecerías

3 DISEÑO DE UNA PLANTA DE DESALCOHOLIZACIÓN DE CERVEZA MEDIANTE RECTIFICACIÓN CONTINUA A VACÍO EN MICROCERVECERÍAS

3.1 Introducción

Como se ha citado en el capítulo anterior el método seleccionado para desalcoholizar cerveza a nivel de microcervecerías es la rectificación continua a vacío.

El proceso que se produce es el siguiente: la cerveza con alcohol entra en primer lugar en un intercambiador de calor de placas donde sufre un precalentamiento, necesario para eliminar el CO₂ presente en el producto inicial. Este proceso se realiza porque el dióxido de carbono dificulta la desalcoholización y empeora la recuperación aromática si se quisiera llevar a cabo. De dicho intercambiador van a salir dos corrientes, una gaseosa que contiene el CO₂ y otra líquida que contiene el producto a desalcoholizar. La corriente gaseosa va a llegar a un ventilador que es el encargado de eliminar totalmente el CO₂ y la corriente líquida se va a dirigir a la columna de destilación para ser desalcoholizada. Dicha columna va a operar a vacío y es la encargada de eliminar el alcohol de la cerveza, por tanto es el equipo principal del proceso y el que se va a diseñar de forma rigurosa. De esta columna también se obtienen dos corrientes de salida, una de ellas es el destilado de la cual se obtiene alcohol y otra es la corriente de cola que contiene la cerveza sin alcohol. Otro componente del proceso es la bomba de vacío, se va a emplear para generar el vacío en el interior de la columna. En este caso va a ser un eyector y se va a colocar en la zona superior de la torre. Para terminar, mencionar que se van a necesitar dos tanques de almacenamiento para recoger los productos finales y almacenar el producto a procesar. El esquema del proceso se muestra en la Figura 3-1 y seguidamente se explican más detalladamente las características principales de los equipos mencionados anteriormente.

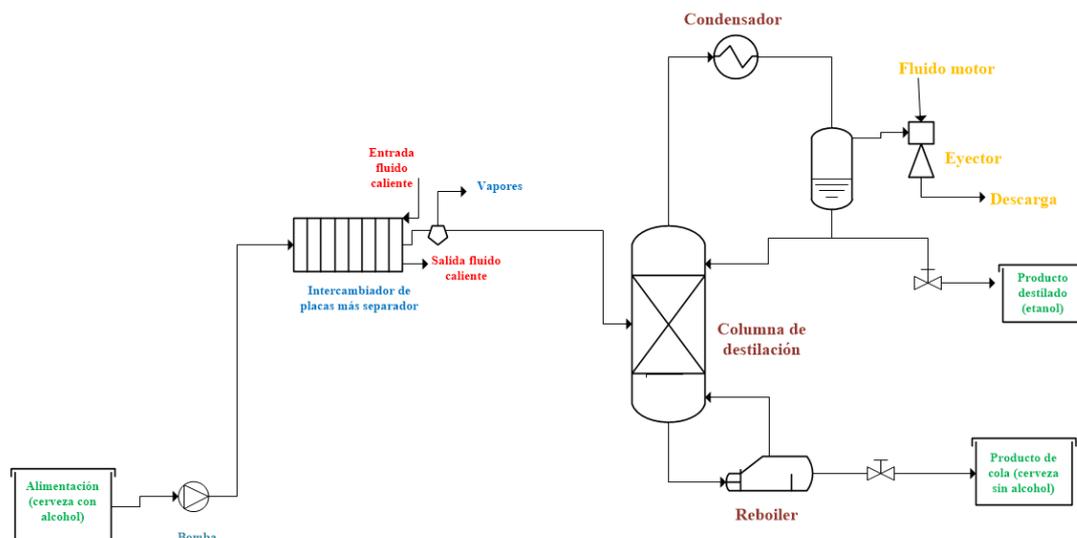


Figura 3-1 Planta de desalcoholización

A continuación se van a describir cada uno de los elementos que forman la planta, aunque el que se va a diseñar en mayor profundidad es la columna de destilación.

- **Intercambiador de placas:** como se ha citado anteriormente se va a emplear para precalentar la cerveza con alcohol y así poder eliminar el CO₂. Estos intercambiadores se pueden dividir en tres grupos, los cuáles van a ser comentados a continuación.

1. **De placas simples:** consisten en dos planchas, generalmente de acero inoxidable o aluminio, sobre las que se ha estampado un circuito. Estas dos láminas, después de disponerlas convenientemente, se sueldan, y quedan como si fuese una placa única, con un circuito impreso en su interior.

Las placas intercambiadoras simples trabajan por inmersión, colocándose dentro del fluido a tratar térmicamente, que puede ser un líquido o un gas.

Se emplean en la industria enológica, por lo tanto también van a ser idóneos para la industria cervecera. Esto se debe a que su diseño con forma rectangular, estrechos y muy alargados (hasta 3 m) permiten su introducción en depósitos que disponen de una boca muy pequeña. Con el fin de mantener esta característica y poder aumentar la superficie de intercambio, se presentan también en forma semicilíndrica o cilíndrica.

Es evidente que las placas descritas anteriormente se pueden asociar cuando se necesite una mayor superficie, con lo cual su efecto se multiplica en función del número de las que coloquemos. En este caso las placas trabajan por separado, estando ambas caras en contacto con el fluido en el que se hallan inmersas. (Martín, 2000)

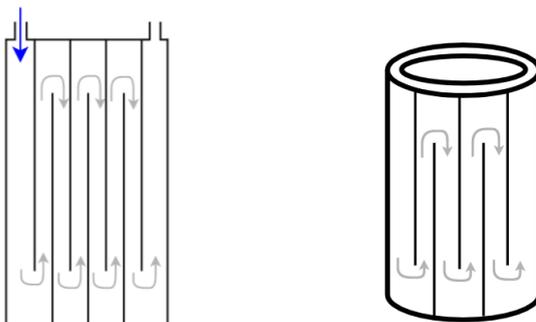


Figura 3-2 Intercambiadores de placa plana y placa cilíndrica

2. **Intercambiadores de placas con selladores (con juntas):** La Instrucción Técnica Complementaria del Reglamento de Aparatos de Presión los define como aparatos que transfieren energía térmica de un fluido a otro, ambos circulando en circuitos cerrados independientes, habiendo o no cambio de fase y sin que exista mezcla de fluidos.

Una descripción menos funcional y más física los resumiría como un conjunto de placas estampadas corrugadas, montadas sobre un bastidor común y comprimidas entre sí, formando un bloque o paquete.

Las más comunes son de forma rectangular y llevan cuatro orificios en sus cuatro esquinas. En las aristas superior e inferior, suelen tener escotaduras y su superficie lleva un grabado corrugado para producir turbulencias en el movimiento de los fluidos, lo que mejora la transmisión de calor. La forma que presentan se ilustra a continuación. (Martín, 2000)



Figura 3-3 Intercambiador de placas (Stock, 2018)

Si suponemos que un fluido accede por uno de los orificios de la parte superior del paquete y sale por otro de la parte inferior y que el otro fluido sigue un camino inverso, veremos como los sucesivos huecos se rellenan con ambos líquidos, que bañan las dos caras de cada placa, sin llegar a juntarse, formando así dos circuitos estancos. Se puede observar en la Figura 3-4.

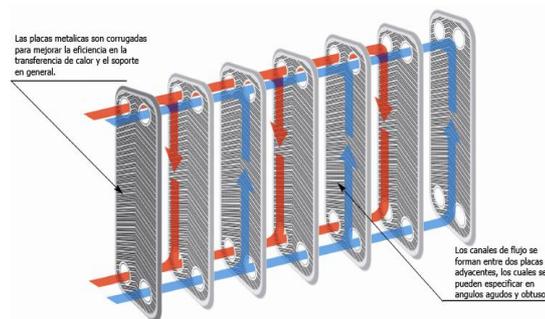


Figura 3-4 Funcionamiento intercambiador de placas (Soluciones termointindustriales del norte, 2009)

El intercambio térmico se produce a través del espesor de las placas.

Por su diseño ocupan poco volumen y las pérdidas de calor son bajas, al tener una superficie exterior reducida.

La limpieza, operación muy importante en estos equipos, también se realiza fácilmente, sólo hay que aflojar los tornillos y extraer las placas.

Estos intercambiadores se suelen usar en la industria alimentaria, como por ejemplo, en enología, industrias lácteas, industrias del aceite, etc., lo cual también serían aptos para emplearlos en cervecías. (Martín, 2000)

- 3. Intercambiadores de placas soldadas:** se han diseñado para mejorar las presiones y temperaturas de los intercambiadores que han sido descritos anteriormente. Se obtiene un bloque de placas mucho más sencillo que el anterior.

El paquete de placas se comienza y termina con dos placas robustas en los que se ubica las tomas para dar entrada y salida a los fluidos. Los puntos internos de soldadura entre las placas aumentan mucho la turbulencia de los líquidos, lo que contribuye a mejorar el intercambio térmico.

El abanico de aplicaciones es más amplio que el anterior, caben aquí todos los campos contemplados en el apartado anterior y además, intercambios líquidos/gas y gas/gas, lo que permite su utilización como evaporadores y condensadores. (Martín, 2000)



Figura 3-5 Intercambiador de placas soldadas (NGF, 2018)

- **Bomba de vacío:** es un equipo diseñado para extraer gases del interior de recipientes, redes de tuberías o en cualquier proceso donde se requiera reducir la presión interior de un sistema, a valores inferiores a la atmosférica. (Martín, 2000)

Su funcionamiento está caracterizado por su velocidad de bombeo y la cantidad de gas evacuado por unidad de tiempo. Tiene dos características fundamentales que son la presión límite o presión mínima de entrada, que es la más baja que puede obtenerse, y el tiempo necesario para alcanzarla, que depende del caudal medido a la presión de trabajo. Ambos factores no dependen sólo de la bomba utilizada si no también del recipiente a evacuar. (Térmicos, 2015)

En este caso el equipo que se va a emplear para generar vacío es un eyector. Son equipos compuestos por una tobera de impulsión, una cámara de mezcla y un difusor de descarga. Pueden trabajar con cualquier fluido, pero el fluido motor suele ser vapor de agua a baja presión.

El principio de funcionamiento se basa en que el fluido motor (generalmente vapor de agua) es acelerado en una tobera convergente-divergente, convirtiendo la presión en velocidad. Debido al efecto Venturi, la presión de descarga es muy baja, produciendo una succión del fluido aspirado en la cámara de mezcla. La mezcla del fluido motriz y aspirado es introducida en el difusor, donde se transforma la velocidad en presión, obteniendo en la descarga una presión intermedia entre la del fluido motriz y el impulsado.

La forma que presenta un eyector se muestra en la Figura 3-6.

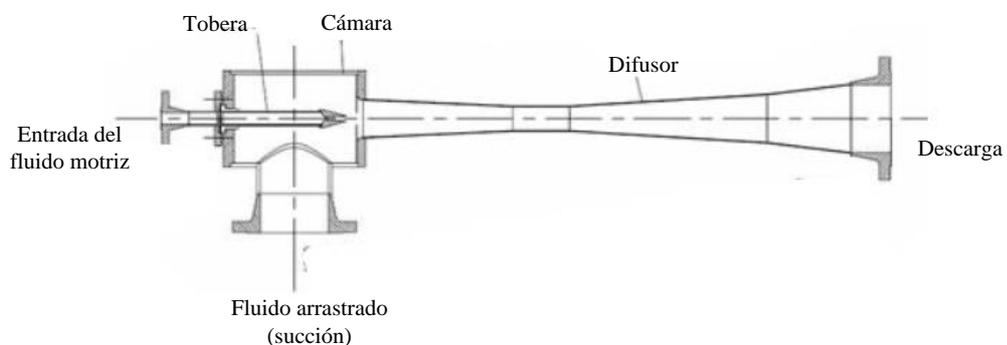


Figura 3-6 Eyector para generar vacío (Inmateinsa, 2011)

- **Tanque de almacenamiento:** es el lugar donde se va a almacenar la cerveza una vez que sufre el proceso de desalcoholización. Una vez aquí, se va a llevar a cabo la preparación para su futura venta o para su consumo directo, ya que se ha diseñado el proceso con la condición de que en la destilación se

obtenga un porcentaje final de alcohol del 1%, de manera que se pueda considerar directamente este producto como cerveza sin alcohol sin la necesidad de realizar una dilución con agua.

- **Bomba de impulsión de caudal:** este equipo se encarga de impulsar el producto inicial hacia el proceso.

Está formado por un rodete provisto de álabes que gira a una cierta velocidad, la energía mecánica se transforma en energía transmitida al fluido en forma de aumento de presión y de energía cinética. Dentro de este grupo se encuentran distintos tipos de máquinas, que se clasifican en función de la circulación del fluido por el interior del rodete de impulsión.

- **Máquina cinética de circulación radial:** el fluido entra por el centro del rodete, circula por el interior de los canales limitados por los álabes siguiendo aproximadamente la dirección del radio y descarga de una voluta periférica donde se sitúa la boca de impulsión.
- **Máquina cinética de circulación axial:** el fluido circula en dirección paralela al eje de giro del rodete impulsor.
- **Máquina cinética de circulación mixta:** la circulación del fluido se sitúa entre los dos extremos antes citados.

Una bomba centrífuga está compuesta por las siguientes partes:

- ✓ Boca de aspiración: elemento centrado en el eje de la máquina, por donde entra el fluido, y preparado para su conexión a la tubería de aspiración.
- ✓ Rodete impulsor: formado por un plato con álabes, que puede ser cerrado o abierto. Es el elemento encargado de transformar la energía mecánica en energía hidráulica.
- ✓ Voluta colectora: canal circular que recorre el fluido impulsado por el rodete impulsor. Su función es convertir la mayor parte de energía cinética del fluido en presión.
- ✓ Boca de impulsión: tubuladura tangencial inserta en la voluta colectora, por donde sale el fluido bobado y adaptada para su conexión a la tubería de la impulsión.
- ✓ Cuerpo de la bomba: caja que contiene el conjunto de los elementos esenciales descritos anteriormente.
- ✓ Estopada: su función es limitar la fuga de fluido a través del eje de accionamiento de la bomba.
- ✓ Cojinetes: elementos encargados de mantener la posición del eje de accionamiento y soportar el esfuerzo axial creado por el rodete impulsor. (Jutglar, 2012)

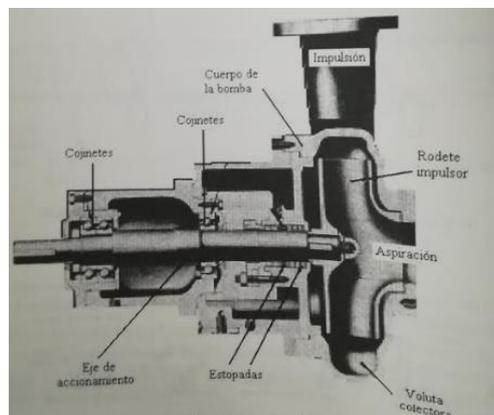


Figura 3-7 Corte de una bomba centrífuga (Jutglar, 2012)

- **Columna de destilación:** en este equipo se va a realizar el proceso de destilación, que es un proceso a contracorriente en el que el líquido va bajando y el vapor asciende y se va enriqueciendo en el compuesto más volátil. Interesa que el vapor sea muy puro y que el líquido que sale tenga una composición pequeña del compuesto volátil.

Este método de separación se emplea para separar los componentes de una solución que depende de la distribución de las sustancias entre un gas y una fase líquida. En este caso no es necesario introducir una nueva sustancia en la mezcla para proporcionar una segunda fase, si no que esta fase es creada a partir de la solución original mediante vaporización y condensación. (Noda, 2014)

Decir que la corriente de gas ascendente de vapor la impone el gradiente térmico y el líquido cae por gravedad.

La operación de destilación se realiza con dos elementos principales, un condensador y un reboiler, los cuáles pueden ser de varios tipos.

Por un lado, el condensador es un intercambiador de calor que permite extraer energía del vapor que sale por la cabeza de la columna para condensarlo y de esta manera obtener un líquido que parte será introducido de nuevo en la columna y parte se extraerá como producto destilado.

Además este equipo es el que define la presión a la que se va a trabajar en la torre, que es aquella que hace compatible que los vapores generados sean condensados con agua.

Se pueden diferenciar tres tipos de condensadores:

- **Condensador total:** por defecto se suelen emplear este tipo de condensadores, lo que ocurre es que le llega un vapor saturado y sale un líquido saturado, tienen la misma composición. Lo que ocurre únicamente es un cambio de fase, no hay separación. (Apuntes, 2018)

Este tipo de condensador se suele emplear cuando la presión en la cabeza de torre es inferior a 15 atmósferas.

- **Condensador parcial:** en este condensador lo que se produce es una etapa más de equilibrio, no se condensa totalmente la etapa que llega a dicho condensador. La corriente líquida que sale se emplea para el reflujo. (Apuntes, 2018)

Este condensador se suele emplear cuando se quiere obtener un producto en fase vapor o cuando la presión está comprendida entre 15 y 25 atmósfera. Hay que tener en cuenta que se emplea con presiones superiores al anterior, esto implica que a mayor presión la volatilidad relativa disminuye, lo que no interesa porque dificulta la separación (se requiere un mayor número de etapas, mayor relación de reflujo y un mayor consumo de energía en el condensador y en la caldera). Además, un aumento de presión también conlleva un aumento de temperatura y este suceso tampoco interesa porque aumentan las reacciones de degradación química. (Alicante)

- **Condensador parcial mixto:** se emplea cuando se requiere una corriente producto en fase vapor y otra en fase líquida, ya que en este caso se obtiene a la salida del condensador una corriente vapor que es destinada a ser producto de la destilación y una corriente líquida que parte es recirculada de nuevo a la columna y otra parte se obtiene como producto destilado líquido.

Las tres formas que presentan estos condensadores se muestran en la Figura 3-8:

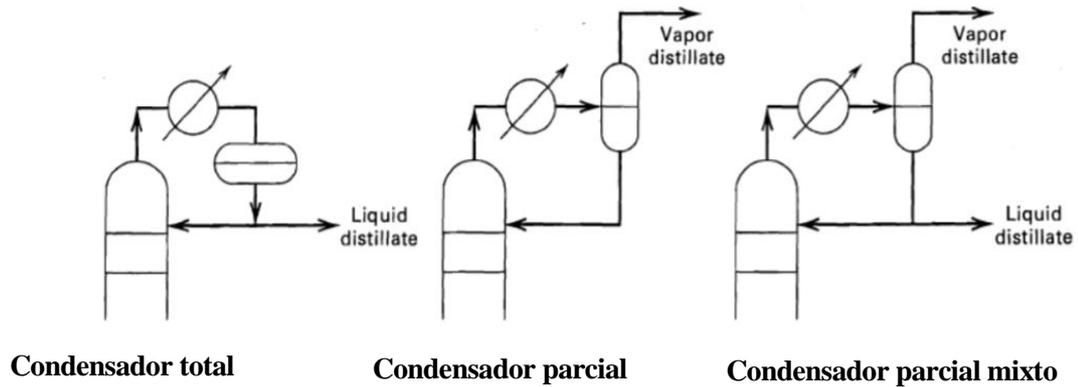


Figura 3-8 Diferentes tipos de condensadores (Apuntes, 2018)

Por otro lado, decir que el reboiler suele ser un intercambiador de calor externo que permite aportar la energía necesaria para separar los componentes de la mezcla de alimentación creando una fase vapor a partir del líquido del fondo de la columna con un fluido caloportador. (Herrera, 2014)

Se emplea un hervidor parcial y por tanto hay que considerarlo como una etapa más de equilibrio en el proceso, en este caso le llega una corriente y la separa en dos corrientes en equilibrio, el producto líquido que sale por fondo de columna y el vapor que se reintroduce en la torre.

Se suelen diferenciar varios tipos de rehervidores, tipo Kettle, tipo termofisión horizontal y vertical y rehervidor de circulación forzada. Se van a describir las características del rehervidor tipo Kettle ya que va a ser el empleado en el diseño que se está estudiando.

Este tipo de rehervidor es un intercambiador de carcasa y tubo en el que el fluido de calentamiento circula por el interior de los tubos y la ebullición ocurre por la carcasa. Estos equipos poseen un espacio extra en la carcasa donde se produce la separación del líquido y del vapor de manera que retorna a la torre vapor puro y el líquido que se encuentra en equilibrio sale por fondo.

Las ventajas que presenta son su fácil mantenimiento, el desacoplamiento del vapor, maneja viscosidad superior a 0,5 cp, se controla fácilmente y no hay límite en la carga de vapor.

Comentar que no es el más empleado en las operaciones de destilación, ya que el preferido es el de termofisión vertical, pero se ha seleccionado el tipo Kettle porque es el que se utiliza cuando se opera en condiciones de vacío. (M.F.S, 2005)

La forma que presenta se muestra a continuación en la Figura 3-9:

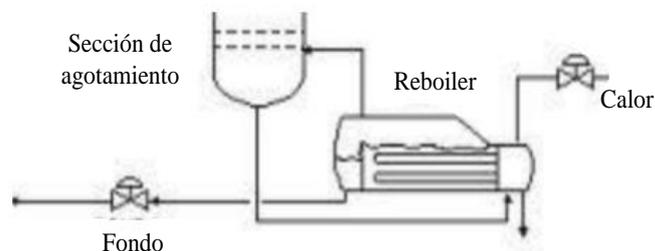


Figura 3-9 Reboiler tipo Kettle (M.F.S, 2005)

Para finalizar, decir que en la columna de destilación se va a seguir profundizando en los siguientes apartados de este capítulo, ya que se va a realizar su diseño de forma detallada.

Para dicho diseño se ha realizado un pre diseño de forma manual, en el que en primer lugar se ha seleccionado los datos de partida del diseño, como son: el caudal de alimentación al proceso y las composiciones de etanol en la alimentación y en cola. En segundo lugar, se ha realizado el balance de materia global, se han fijado las condiciones de operación y se ha calculado el número de etapas de equilibrio y la relación de reflujo aplicando el método de McCabe-Thiele.

Una vez conocidos estos datos, se va a realizar una simulación del proceso en el programa Aspen Plus para comparar los resultados obtenidos por ambas formas y poder así diseñar el proceso de la forma más precisa posible.

3.2 Datos de partida del diseño

A pesar de que actualmente se está provocando un cambio en el perfil de los consumidores aumentando el consumo de la cerveza sin alcohol y un cambio en los mercados incrementando las ventas de este tipo de cervezas los fabricantes de cerveza artesana no se atreven a seguir esta tendencia, pues se comprueba que en la mayoría de los casos la cerveza artesana que se suele producir actualmente es con alcohol.

Por tanto, para la elección de los datos de partida de diseño se ha tomado como referencia una de las pocas microcervecerías que producen una cerveza sin. La produce un fabricante llamado Villa de Madrid y recibe el nombre de cerveza “Chula Sin”.

Esta empresa produce al año un total de 280.000 litros de cerveza y de este total 50.000 litros son cerveza sin alcohol, que va a ser la capacidad seleccionada para realizar el diseño de la instalación en estudio. (Beer, 2017)

Una vez que se conoce el caudal de producción se ha seleccionado el modo de operación de la planta que se está diseñando y se ha optado por trabajar 300 días al año en un turno de 8 horas. Por consiguiente la producción que se procesa a la hora se muestra a continuación.

$$50.000 \frac{l}{año} \times \frac{1 \text{ año}}{300 \text{ días de trabajo}} \times \frac{1 \text{ día}}{8 \text{ horas de trabajo}} = 20,83 \frac{l}{h} \quad (3-1)$$

Tras obtener este dato se ha seleccionado para realizar el diseño un caudal de alimentación de 20 l/h.

Finalmente, señalar que el grado de alcohol que va a presentar la cerveza es de un 5% en volumen, un porcentaje estándar de una gran variedad de marcas que se dedican a fabricar este producto y el objetivo propuesto es alcanzar una cerveza con una concentración de alcohol de 0,1 % en volumen en un caudal de 18,5 l/h.

3.3 Diseño manual de la columna de rectificación

3.3.1 Selección de la presión de operación

Como primera medida se ha llevado a cabo un prediseño de la columna en el que se ha fijado en primer lugar la presión de operación de la misma. Para ello, se ha analizado el rango de temperaturas a la que se va a producir la destilación en función de los diferentes valores de presión impuestos, pues no interesan temperaturas elevadas para no proporcionar mal sabor al producto final.

También hay que tener en cuenta que la temperatura de alimentación está comprendida en un rango entre 40 y 50 °C debido a su previo calentamiento para eliminar el CO₂ por lo que no puede haber un salto de temperatura muy elevado entre las temperaturas de operación y la temperatura de entrada del producto, ya que si no, habría que calentarlo a más temperatura o durante más tiempo perdiendo una mayor cantidad de compuestos aromáticos, debido a que la alimentación se debe producir en la etapa de la torre que tiene una temperatura similar a la de la mezcla de entrada. Por esto, tampoco es recomendable que la temperatura sea inferior a la

del precalentamiento, pues en este caso habría que esperar un tiempo a que el producto se enfriara para alimentarlo a la torre.

Además, a mayores niveles de vacío menor será la temperatura de operación y menores alteraciones va a presentar el producto, pero esto implica un mayor costo de la operación.

Por tanto, se han analizado varias curvas T-xy de etanol a distintas presiones reducidas (0,5, 0,3, 0,2, 0,1 y 0,05bar) obtenidas mediante el programa Aspen Plus y las cuales se exponen a continuación desde la Figura 3-10 a la 3-14. A modo informativo decir que dichas curvas representan las composiciones del vapor y del líquido en equilibrio para distintas temperaturas. Es por eso que se observan dos curvas una superior de color verde que es la línea de puntos de rocío, es decir, vapor saturado en equilibrio con el líquido y otra inferior de color azul que corresponde a la línea de puntos de burbuja, la cual refleja el líquido saturado en equilibrio con el vapor.

Por encima de la curva verde se tiene vapor sobrecalentado, por debajo de la línea azul líquido subenfriado y entre las dos se dan condiciones de equilibrio líquido vapor.

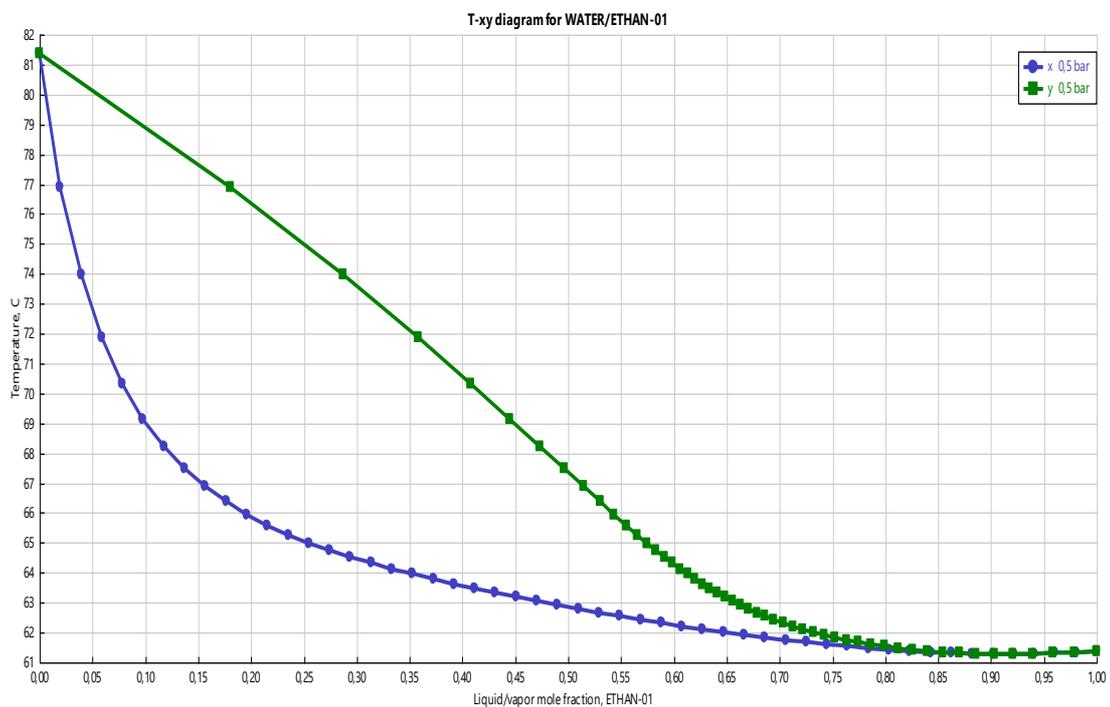


Figura 3-10 Rango de temperaturas de operación de la torre a una presión de 0,5 bar

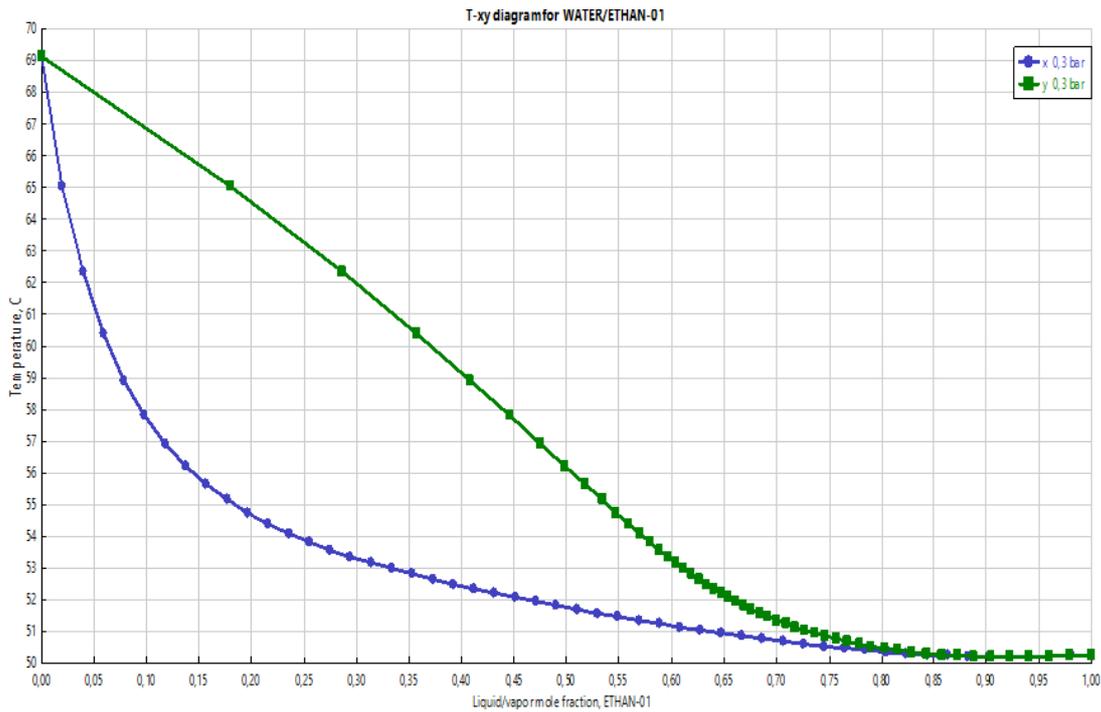


Figura 3-11 Rango de temperaturas de operación de la torre a una presión de 0,3 bar

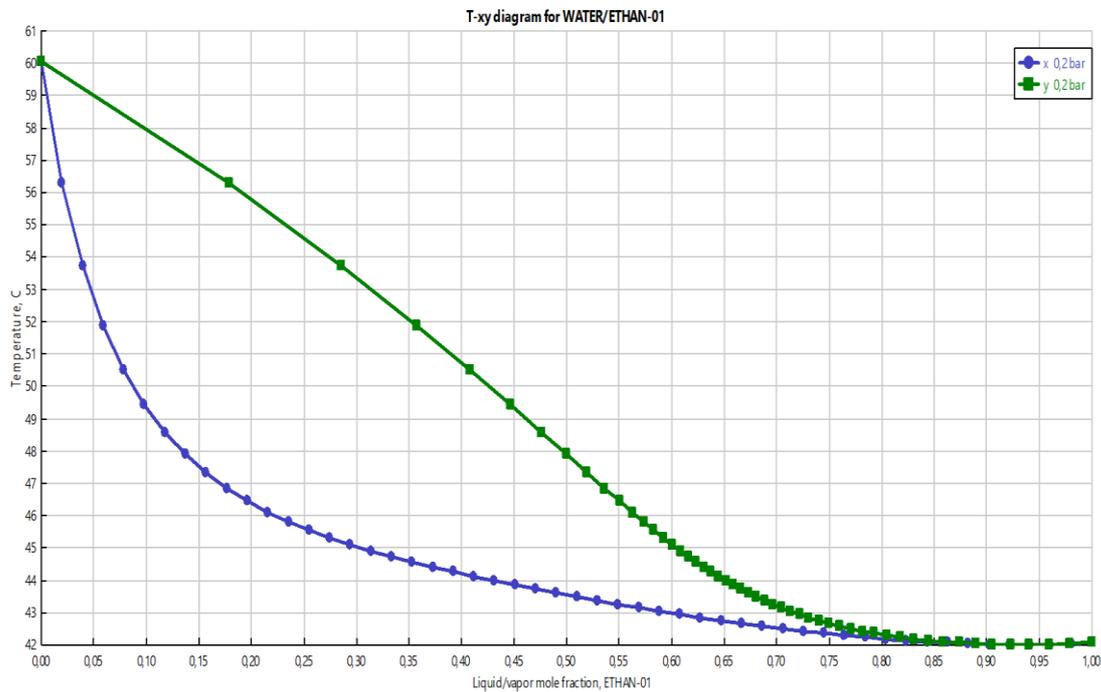


Figura 3-12 Rango de temperaturas de operación de la torre a una presión de 0,2 bar

En estas gráficas se observa que al reducir la presión de operación a 0,5, 0,3 y 0,2 bares el rango de temperaturas en el que debe operar la torre es aún elevado, valores por encima de los 60°C, lo que perjudica a las propiedades organolépticas del producto como ya se ha citado anteriormente. Por esto, y por el salto de temperatura que se produce entre la entrada del producto y la temperatura límite de operación que presentan estos valores de presión han sido rechazados para llevar a cabo el diseño de la torre.

Para valores de presión de operación de 0,1 bar y 0,05 se representa sus curvas de equilibrio en las Figuras 3-13 y 3-14.

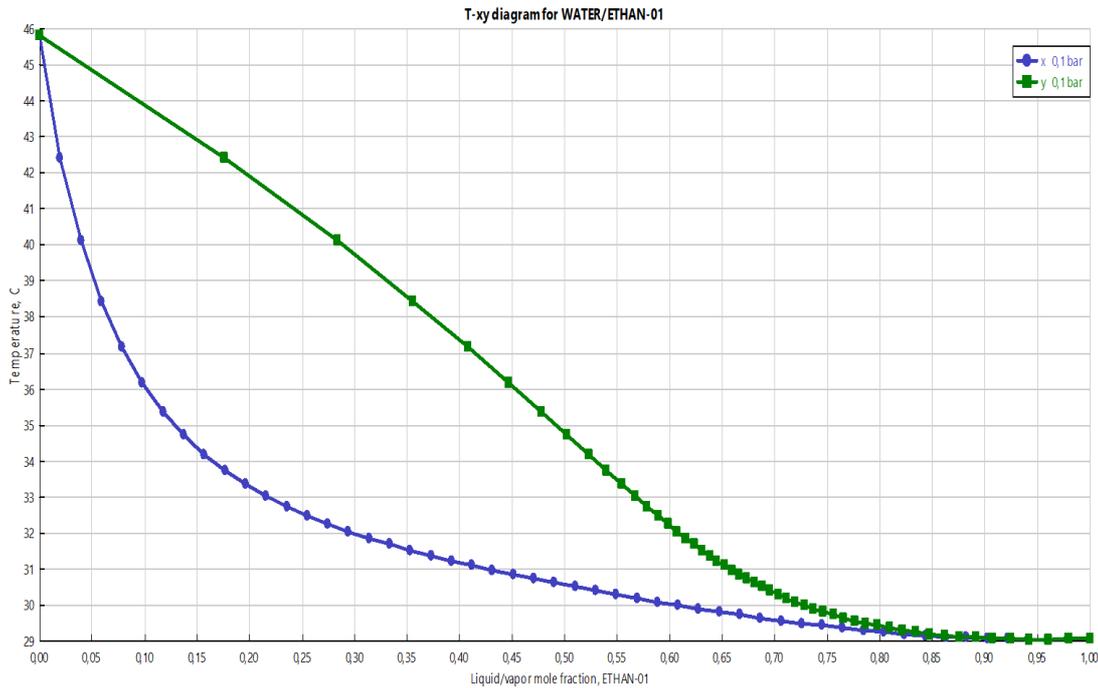


Figura 3-13 Rango de temperaturas de operación de la torre a una presión de 0,1 bar

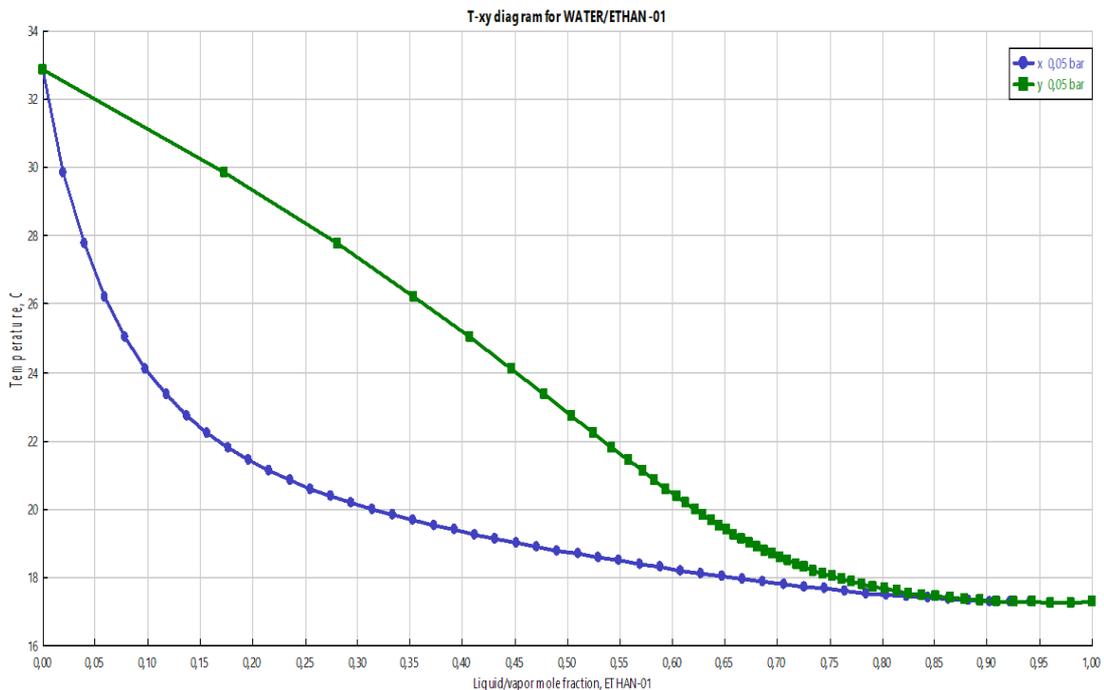


Figura 3-14 Rango de temperaturas de operación de la torre a una presión de 0,05 bar

En estas gráficas se puede comprobar que la presión de operación más adecuada para trabajar en el proceso es 0,1 bar ya que su rango de temperaturas varía entre 29 °C y 46 °C y es la que se va a seleccionar para llevar a cabo el diseño. Por un lado, la temperatura máxima no implica una gran degradación de los productos o un indeseado sabor a quemado el cual sería rechazado por el consumidor. Por otro lado, comentar que la temperatura de alimentación va a tener un valor de 42 °C, el cual garantiza que el CO₂ haya sido eliminado en el precalentador. Esto implica que operando a esta presión se puede introducir la alimentación de forma directa

sin tener que calentar un tiempo más prolongado o tener que esperar a que el producto se enfríe una vez evaporado el CO₂ como ocurre si se trabaja a presión de 0,05 bar.

A continuación, una vez que se conocen los parámetros de operación se ha realizado un cálculo aproximado de la torre realizando un diseño a mano, calculando el balance de materia y empleando el método de McCabe-Thiele para calcular el número de etapas necesarias para llevar a cabo el proceso. Posteriormente se realizará el modelo con el software Aspen Plus para obtener el diseño de la torre. Balance de materia

El cálculo del balance de materia se expone a continuación.

$$\text{Balance de materia global:} \quad F = B + D \quad (3-2)$$

$$\text{Balance de materia por componentes:} \quad F \times Z_F = B \times X_B + D \times X_D \quad (3-3)$$

Donde:

- F: caudal de entrada (l/h)
- B: caudal de cola (l/h)
- D: caudal de destilado (l/h)
- Z_F: composición de etanol a la entrada
- X_B: composición de etanol en cola
- X_D: composición de etanol en el destilado

Los resultados obtenidos son los siguientes:

Tabla 3-1 Balance de materia en unidades volumétricas

	Caudales (l/h)	Fracción volumétrica de etanol	Fracción volumétrica de agua
Entrada	20	0,05	0,95
Cola	18,5	0,001	0,999
Destilado	1,5	0,6543	0,3457

Para obtener los resultados anteriores en unidades molares se han necesitado las siguientes propiedades de los compuestos. Y el resultado final se muestra en la Tabla 3-2 y Tabla 3-3.

Tabla 3-2 Propiedades de los compuestos para llevar a cabo la conversión de unidades

Propiedades empleadas para pasar de unidades volumétricas a unidades molares	
PM etanol (g/mol)	46,07
PM agua (g/mol)	18,01
Densidad del etanol (g/l)	789
Densidad del agua (g/l)	1000

Tabla 3-3 Resultado del balance de materia en unidades molares

	Caudal molar (kmol/h)			Fracciones molares	
	Agua	Etanol	Total	Agua	Etanol
Entrada	1,054	0,017	1,072	0,984	0,016
Cola	1,026	0,00031	1,026	0,999	0,0003
Destilado	0,028	0,0168	0,045	0,631	0,368

El método de McCabe-Thiele es un método gráfico en el cual se combinan las líneas de operación resultantes de los balances de materia con el diagrama de la curva de equilibrio, para obtener el número de etapas de equilibrio a una determinada presión

Este método determina una serie de parámetros a partir de unas especificaciones dadas que se recogen en la Tabla 3-4.

Tabla 3-4 Especificaciones y resultados del método de McCabe-Thiele (Regalo, 2015)

Especificaciones	Resultados
F (caudal molar de alimentación)	D (caudal molar de product destilado)
Z_f	B (caudal molar de product de fondos)
P (presión de operación en la columna)	N_{\min} (número mínimo de etapas de equilibrio)
Estado de la alimentación	R_{\min} (relación de reflujo mínima)
Curva de equilibrio L – V para mezcla binaria	R (relación de reflujo, L/D)
Tipo de condensador	N (número de etapas de equilibrio)
X_D (fracción molar del componente ligero en destilado)	Localización optima de la etapa de alimentación
X_B (fracción molar de ligero en el fondo)	
R/R_{\min} (relación de reflujo respecto al mínimo)	

Sin embargo hay que tener en cuenta que el método presenta una serie de simplificaciones:

- Flujos molares constantes, L y G ($\frac{L}{G} = constante$): Hay una transferencia del componente volátil del líquido al vapor y otra del componente menos volátil del vapor al líquido y se realiza prácticamente mol a mol, se puede considerar la misma.
- Transferencia equimolar: el calor de vaporización se puede considerar constante para cualquier concentración. Esto implica que el calor liberado en la condensación de un mol de componente pesado es el mismo que el necesario para vaporizar un mol del componente ligero.

- Operación adiabática y sin efectos de calor de mezcla o de calor sensible. En el caso de que las pérdidas de calor sean muy elevadas el proceso se aleja de las características ideales, lo que implica que se aleja de lo que dice McCabe-Thiele, pero esto no suele ocurrir. (Apuntes, 2018)

Los diferentes puntos que forman parte del método se van a ir explicando y a continuación se van a exponer los resultados del diseño manual de la columna.

3.3.1.1 Sección de enriquecimiento

La zona de enriquecimiento engloba la parte superior de la columna, es decir, va desde la etapa donde se introduce la alimentación hasta la etapa superior incluyendo el condensador. Se muestra en la Figura 3-15.

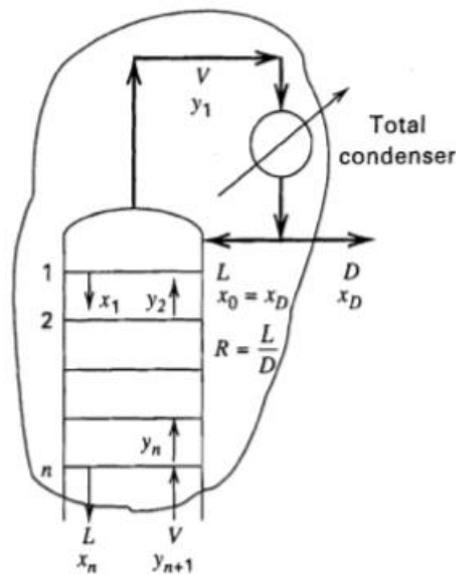


Figura 3-15 Zona de enriquecimiento (Apuntes, 2018)

Haciendo el balance de materia global para el componente más ligero se obtiene la siguiente ecuación.

$$Vy_{n+1} = Lx_n + Dx_D \quad (3-4)$$

Reordenando y dividiendo por V se obtiene la recta de operación de la zona de enriquecimiento conocida como ROE.

$$y = \frac{L}{V}x + \frac{D}{V}x_D \quad (3-5)$$

Si se aplica un cambio de variable esta recta también se puede representar como:

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{1}{R+1}x_D \quad (3-6)$$

Siendo R la relación de reflujo.

Esta recta se puede definir por:

- Dos puntos (X_D, X_D) y $(0, X_D/R+1)$
- Dos puntos y una pendiente (X_D, X_D) y como pendiente se tiene $R/R+1$

Citar que los puntos de la recta de operación son los puntos que se cruzan a la misma altura en la zona de enriquecimiento.

En este punto se quiere destacar que el condensador empleado en el diseño es un condensador total y esto quiere decir que dicho condensador recibe una cantidad de vapor saturado a la temperatura del plato de cabeza de torre y lo enfría hasta obtener un líquido saturado, se produce un cambio de fase. Una corriente se recircula de nuevo a la torre y otra sale como destilado. El líquido sale saturado a la misma temperatura, lo único que se pierde es el calor de vaporización.

La recirculación tiene lugar para aumentar la concentración a la salida del componente más volátil.

3.3.1.2 Sección de agotamiento

La zona de agotamiento se localiza en el fondo de la torre y va desde la última etapa hasta la etapa donde se produce la alimentación. Es la zona que se encuentra a mayor temperatura.

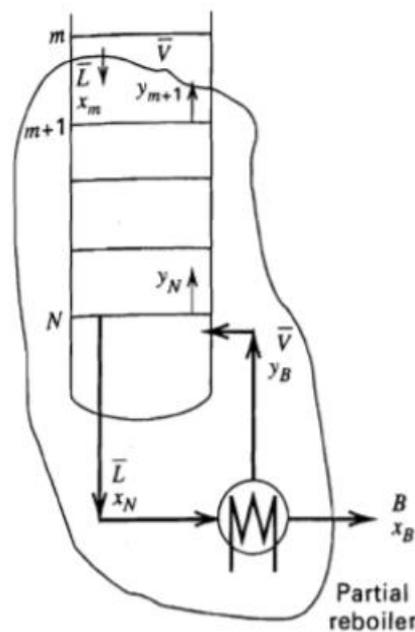


Figura 3-16 Zona de agotamiento (Apuntes, 2018)

La recta de operación de esta sección es:

$$y = \frac{\bar{L}}{\bar{V}} X_m + \frac{B}{\bar{V}} X_B \quad (3-7)$$

Para dibujar esta recta en el diagrama de equilibrio x-y donde se va a representar el método que se está desarrollando hay que fijarse en dos puntos uno está compuesto por (X_B, X_B) y otro va a ser el punto de intersección entre la ROE y la recta q que se va a detallar a continuación. Hay que fijarse en esta intersección porque $\frac{\bar{L}}{\bar{V}}$ no es conocido.

En este caso el hervidor empleado va a ser un hervidor parcial que equivale a una etapa de equilibrio más y es el que impone la relación de reflujo en esta sección de la torre. Solamente se calienta lo que se le aporta al sistema (reintroduciéndose). (Apuntes, 2018)

3.3.1.3 Etapa de alimentación

La alimentación se puede introducir de cinco formas diferentes según las condiciones térmicas, midiéndose como moles de líquido por cada mol de alimentación y se representa con el parámetro q. Tiene un repercusión en el plato que estoy alimentando en relación con la material y la energía.

El parámetro q puede tomar los siguientes valores según la alimentación.

- $q > 1$: líquido subenfriado
- $q = 1$: líquido saturado
- $0 < q < 1$: equilibrio líquido - vapor
- $q = 0$: vapor saturado
- $q > 0$: vapor sobrecalentado

Este parámetro se define como el calor necesario para vaporizar un mol de alimentación divide por el calor latente y se calcula:

$$q = \frac{H_v - H_F}{H_v - H_L} \quad (3-8)$$

Siendo H_F la entalpía de la alimentación, H_v la entalpía del vapor saturado en las condiciones de la alimentación y H_L la entalpía del líquido saturado en las condiciones de la alimentación.

Por tanto, la recta de operación de la etapa de alimentación se define como:

$$y = \left(\frac{q}{q-1}\right)x - \left(\frac{Z_F}{q-1}\right) \quad (3-9)$$

Esta recta se representa por:

- Dos puntos (Z_F, Z_F) y $(Z_F/q, 0)$
- Un punto (Z_F, Z_F) y una pendiente $(q/(q-1))$

Si no se especifica nada se presupone que la alimentación se realiza en la posición óptima ya que garantiza un menor número de etapas. Y esto se encuentra donde se produce el cambio de la zona de enriquecimiento a la de agotamiento.

Si la separación está colocada en un lugar incorrecto tengo platos inservibles y esto implica que no separo lo máximo posible. [16]

3.3.1.4 Cálculo del número de etapas

A continuación se van a reflejar los parámetros del diseño en estudio y se va a mostrar el cálculo de etapas en el diagrama de equilibrio x-y. Este diagrama es una representación gráfica a presión constante de la fracción molar del componente más volátil en estado líquido (x) frente a la fracción molar del componente más volátil en estado vapor (y).

Rectas de operación: ROE, ROA y q

Como ya se ha redactado anteriormente para la construcción de la ROE se precisan dos puntos. En este caso esos puntos toman los siguientes valores.

- $(X_D, X_D) = (0,37, 0,37)$
- $\left(0, \frac{X_D}{R+1}\right) = (0, 0,12)$

El valor de R se ha obtenido calculando primero el valor de R_{\min} que es el reflujo en el que para conseguir la separación completa se necesitarían infinitas etapas.

Se define como el valor del reflujo a partir del cual no es posible la separación requerida, es decir, a partir de este valor los valores que se encuentran por debajo no es posible llevar a cabo la separación.

Esto implica que $\frac{X_D}{(R+1)}$ tiene el valor más elevado posible cuando $R = R_{\min}$.

En la gráfica se muestra el cálculo de R_{\min} y seguidamente el cálculo de R.

Para ello se necesita conocer la recta q y la ROE. En este caso el parámetro q se ha considerado que tiene el valor 1, por tanto significa que la alimentación entra como líquido saturado. Puntos de la recta q:

- $(Z_f, Z_f) = (0,016, 0,016)$
- $(\frac{Z_f}{q}, 0) = (0,016, 0)$

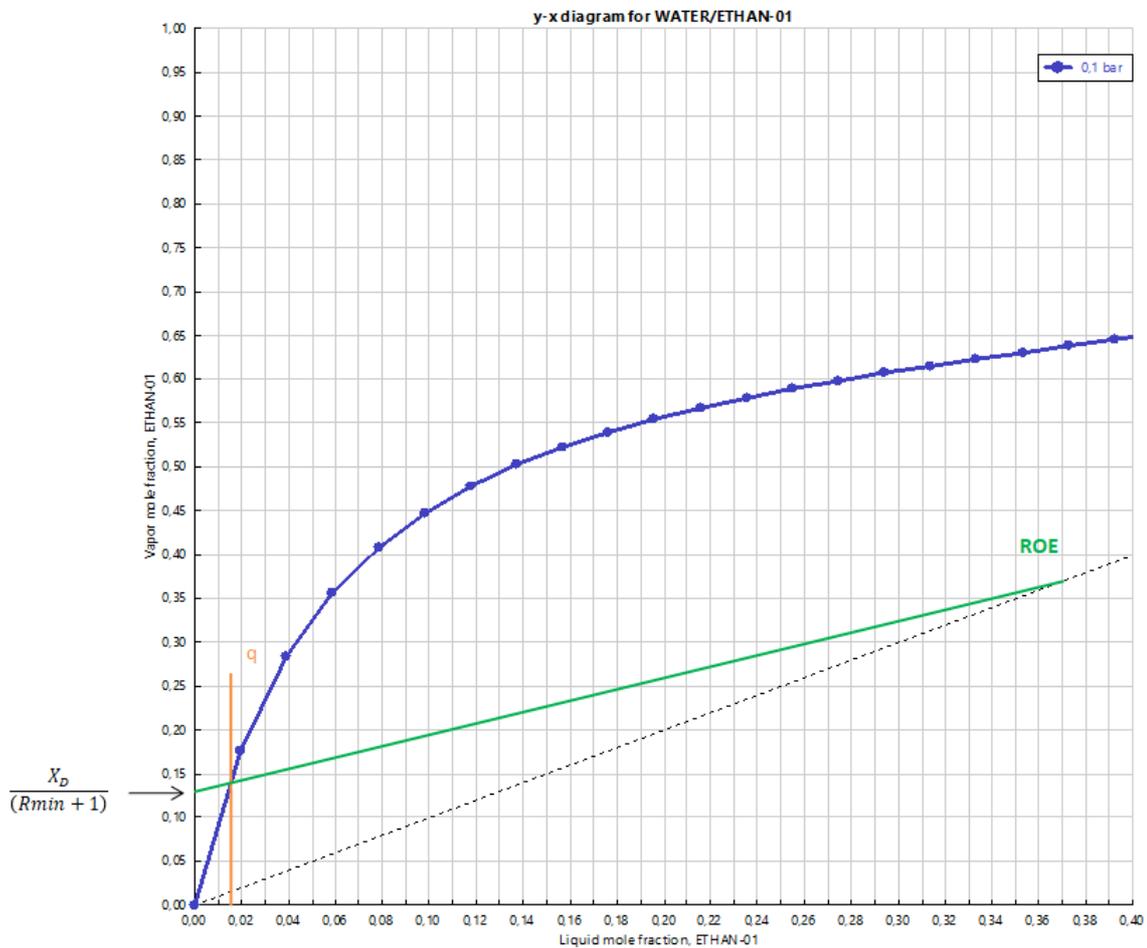


Figura 3-17 Cálculo del reflujo mínimo

El punto $\frac{X_D}{(R_{min}+1)}$ se conoce como la intersección entre la recta q, la ROE y la curva de equilibrio. En este caso se obtiene un valor de 0,135 por tanto el valor de R_{min} es 1,74.

Para conocer el valor del reflujo R en el diseño se ha multiplicado el valor de R_{min} por un factor cuyo valor es 1,2. Que daría lugar al reflujo óptimo. El valor de dicho factor se obtiene de la gráfica que se expone a continuación.

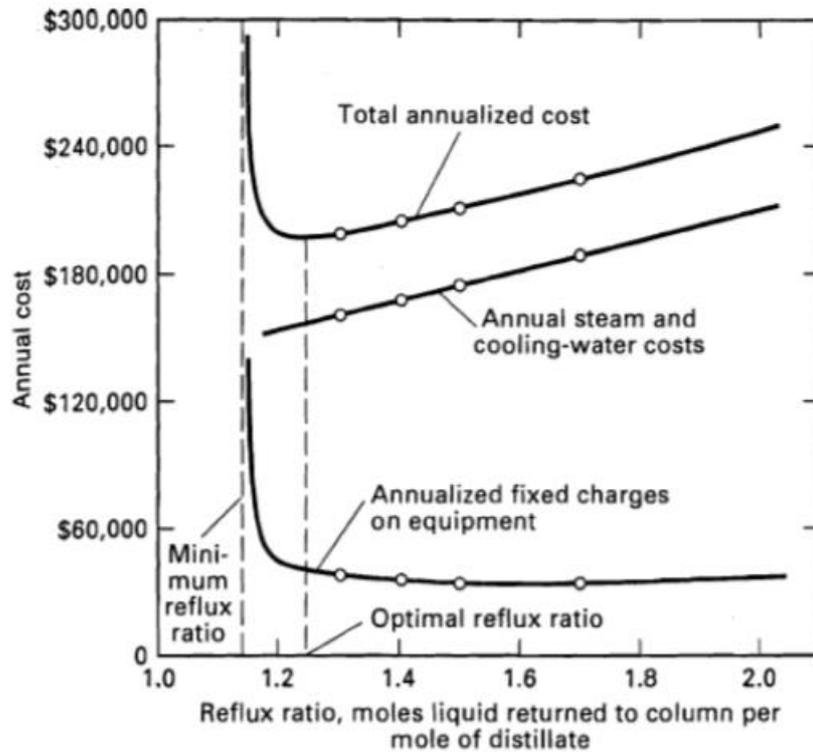


Figura 3-18 Obtención del factor para cálculo del reflujo (Apuntes, 2018)

Una vez conocido R_{\min} y el factor de multiplicación se obtiene que el valor de R es igual a 2,08.

Para poder calcular el número de etapas falta conocer el valor de la ROA. Su punto (X_B , X_B) es igual a (0,0003, 0,0003) y el otro punto es la intersección de ROE y q , como se ha señalado previamente.

El resultado final obtenido es de 10 etapas de equilibrio = 9 platos + 1 hervidor. La gráfica obtenida tras la triangulación se muestra a continuación en la Figura 3-19.

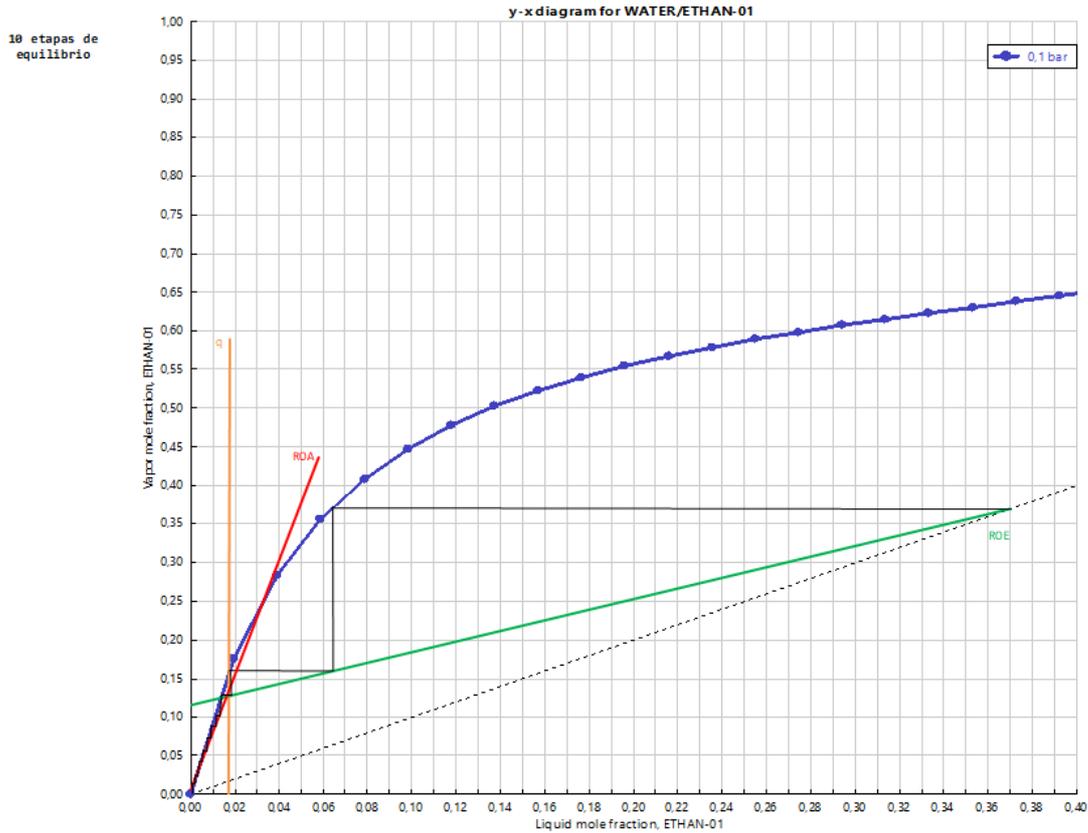


Figura 3-19 Cálculo del número de etapas de equilibrio

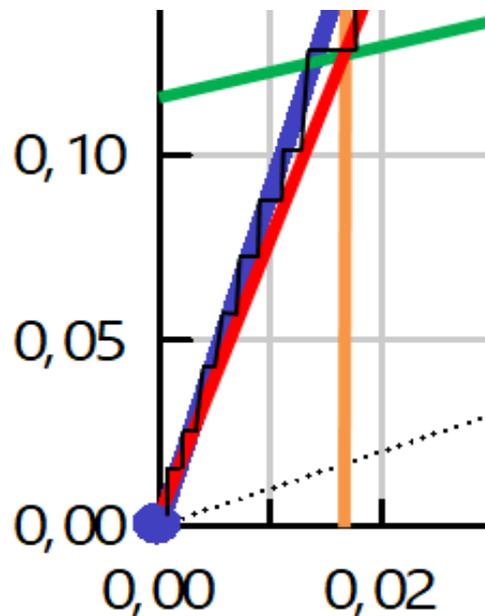


Figura 3-20 Ampliación de las etapas de equilibrio que forman la zona de agotamiento

Debido a la proximidad de las rectas de operación con la curva de equilibrio este método se hace poco preciso como se puede observar, sobre todo para realizar el cálculo del número de etapas. Este acercamiento se debe a la concentración y a la energía de la corriente de alimentación.

La etapa óptima de alimentación tiene lugar en la etapa 3 (empezando por la cabeza de la torre) porque es donde se produce el corte de las tres rectas de operación, pero existe cierta dificultad para observar este hecho.

Para comprobar los resultados se va a hacer una simulación en el programa Aspen Plus. De esta forma se van a

poder detectar los errores cometidos en el diseño manual, y se va a poder realizar el cálculo del diseño final con una mayor precisión.

3.4 Diseño mediante Aspen Plus

Aspen Plus es un simulador orientado a la industria de procesos química y petroquímica. Modela y simula cualquier tipo de proceso para el cual hay un flujo continuo de materiales y energía de una unidad de proceso a otra.

Se conoce como simulación desde el punto de vista de la ingeniería química, a la solución de las ecuaciones de balance de materia y energía para procesos químicos en estado estacionario o dinámico junto con el dimensionamiento y la obtención de costos de los equipos implicados en el proceso. (Torregrosa López)

3.4.1 Métodos termodinámicos

Para llevar a cabo una simulación el paso clave que hay que dar es la elección de un modelo termodinámico, pues una elección incorrecta invalida todos los resultados de la simulación. Estos métodos sirven para poder calcular todo lo que se ha descrito previamente.

La elección va a depender de los compuestos presentes, el rango de presión y temperatura del proceso a simular.

Los métodos termodinámicos pueden agruparse en cuatro tipos diferentes:

- Ecuaciones de estados (EOS: Equations of state)
- Modelos de coeficientes de actividad (LACM: Liquid activity coefficient methods)
- Modelos combinados EOS-LACM
- Correlaciones especiales para sistemas específicos (polímeros, electrolitos, aminas, etc.)

Por un lado, las ecuaciones de estados son conocidas como cualquier ecuación que relacione la presión, temperatura y volumen molar de un fluido puro, válidas generalmente para la fase líquida como vapor.

Pueden aplicarse a mezclas de sustancias promediando sus parámetros mediante las llamadas reglas de mezclas.

Se desarrollaron inicialmente para mezclas de hidrocarburos y gases ligeros, pero se han modificado para tratar también con compuestos polares.

Por otro, los LACM se desarrollaron para modelar mezclas con comportamiento muy no ideal en fase líquida difíciles de abordar con EOS. Se basan en la energía libre de Gibbs de exceso que es la diferencia entre la energía libre de Gibbs de la mezcla real e ideal.

Citar que estos métodos necesitan apoyarse en las EOS para el cálculo de las propiedades en fase vapor, que generalmente están desarrollados para usarse a bajas presiones, ya que suelen considerar comportamiento ideal en fase vapor y que presentan cierto problema cuando hay compuestos supercríticos en la mezcla.

Para seleccionar un método termodinámico adecuado se puede hacer uso de diferentes pautas, a continuación se muestra una tabla cualitativa para la elección del método termodinámico. (Perales, 2010)

Tabla 3-5 Tabla cualitativa para la elección del método termodinámico (Perales, 2010)

Mezclas	Baja presión (1-3 bar)	Media presión (3-20 bar)	Alta presión (>20 bar)
Mezclas sustancias apolares (ej: Hidrocarburos)	EOS	EOS	EOS
Mezclas sustancias apolares/medianamente polares	EOS modificadas o EOS-LACM	EOS modificadas o EOS-LACM	EOS modificadas
Mezclas con compuestos altamente polares	EOS especiales-LACM	EOS especiales-LACM	EOS basado en LACM

Tras observar esta tabla para el diseño de una torre donde las sustancias que participan son agua y etanol se ha seleccionado el método termodinámico NRTL perteneciente a un método LACM. Se ha llegado a esta conclusión ya que las sustancias que participan son líquidos y vapores, y este método es apropiado para equilibrios líquido-líquido, líquido-vapor y vapor-líquido-líquido, son compuestos altamente polares y se trabaja a baja presión. (Perales, 2010)

También se puede llegar a esta decisión siguiendo el esquema de la Figura 3-21. Sabiendo que los compuestos empleados son sustancias polares como se ha señalado anteriormente y que no son electrolitos, ya que en sus composiciones no presentan iones libres que hacen que se comporten como un conductor eléctrico, y que los parámetros de interacción son conocidos por el simulador que se va a emplear.

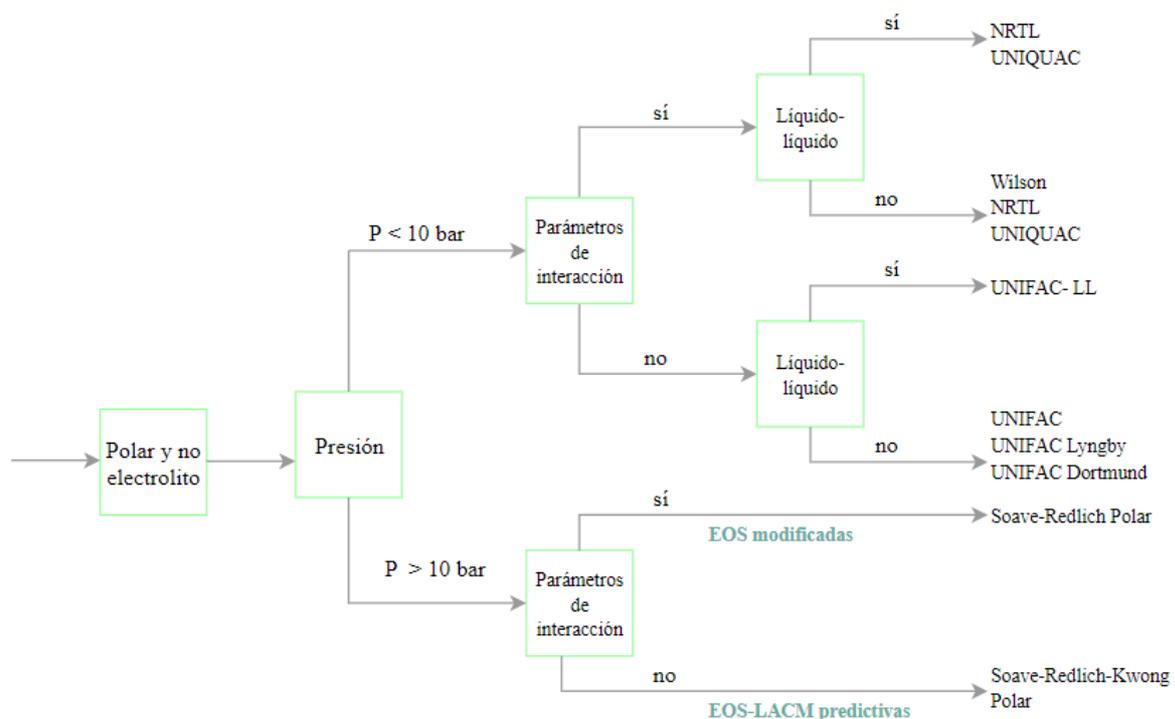


Figura 3-21 Esquema de selección del método termodinámico (Perales, 2010)

Para finalizar decir que como se conocen los parámetros de interacción se ha comprobado que el rango de

temperaturas válido para dichos parámetros engloba las temperaturas empleadas en el diseño de estudio. Anotar que para mayor seguridad se ha introducido la mezcla a simular en otro programa llamado CHEMCAD, en el cual se introducen los datos de operación del proceso y los datos de la mezcla y éste te devuelve el método más adecuado para llevar a cabo la simulación. En este caso el método seleccionado por dicho programa vuelve a ser el método NRTL.

3.4.2 Simulaciones

En Aspen Plus se pueden diferenciar tres tipos de columnas de separación, pero los más empleados suelen ser dos de ellas, columnas tipo DSTWU y columnas tipo RADFRAC.

Por un lado, el método DSTWU se va a emplear para tener un cierto conocimiento de los aspectos relacionados con el diseño de la columna, es decir, para comprobar los datos relacionados con el número de etapas, la relación de reflujo mínimo y la etapa de alimentación.

Por otro lado, el método RADFRAC se va a utilizar para llevar a cabo una simulación más rigurosa. Con este método se va a comprobar las diferencias del balance de materia entre el prediseño y el modelo definitivo, se va a conocer como funciona la columna a lo largo de sus diferentes etapas una vez especificado el criterio de diseño, se van a conocer los calores intercambiados por el condensador y el hervidor en el proceso de destilación, etc.

3.4.2.1 Simulación mediante DSTWU

Con este tipo de simulación se puede llevar a cabo un modelo aproximado empleando el método de Winn Underwood Gilliland, se suele emplear para realizar el diseño de la columna de destilación.

Este método permite conocer la relación de reflujo introduciendo el número de etapas teóricas o viceversa, conocer el número de etapas teóricas introduciendo la relación de reflujo. Además, permite calcular el plato de alimentación óptimo y los calores del condensador y del hervidor. (Diquimia)

Con este modelo lo que se pretende es comprobar la diferencia que existe entre los valores obtenidos por el método de McCabe-Thiele y el simulador Aspen Plus. La imagen que presenta el equipo en el simulador para este método se ilustra en la Figura 3-22.

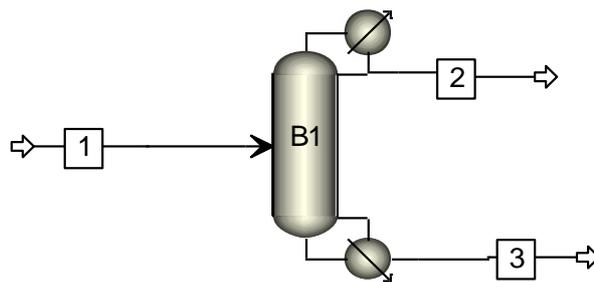


Figura 3-22 Esquema del modelo DSTWU

Para ver la diferencia que se obtiene entre ambos métodos, se va a imponer en primer lugar los datos de la alimentación, la temperatura y presión de operación y el número de etapas de equilibrio obtenido en el prediseño, cuyos valores se muestran en la Tabla 3-6.

Tabla 3-6 Datos de partida modelo DSTWU imponiendo el número de etapas de equilibrio

Flujo molar total en la alimentación (kmol/h)	Fracción molar de agua en alimentación	Fracción molar de etanol en la alimentación	Temperatura de alimentación (°C)	Presión de operación (bar)	Número de etapas de equilibrio
1,072	0,984	0,016	42	0,1	10

Los resultados obtenidos por las diferentes formas de realizar el cálculo se muestran en las siguientes tablas para poder realizar una comparativa entre ellos. Primeramente se muestra el balance de materia en la Tabla 3-7.

Tabla 3-7 Resultado del balance de materia para 10 etapas de equilibrio

	Alimentación		Destilado		Cola	
	Aspen Plus	McCabe-Thiele	Aspen Plus	McCabe-Thiele	Aspen Plus	McCabe-Thiele
Caudales molares (kmol/h)						
Agua	1,055	1,055	0,028	0,029	1,027	1,026
Etanol	0,017	0,017	1,68E-02	1,68E-02	3,17E-04	3,17E-04
Caudal molar total (kmol/h)	1,072	1,072	0,045	0,046	1,027	1,026
Caudal másico total (kg/h)	19,795	19,789	1,287	1,293	18,511	18,496
Caudal volumétrico total (l/min)	0,341	0,333	0,025	0,025	0,317	0,308
Fracciones molares						
Agua	0,984	0,984	0,629	0,631	1,000	0,999
Etanol	0,016	0,016	0,371	0,369	3,09E-04	3,09E-04

Al calcular el rendimiento del equipo empleando la ecuación 4-10 y realizar la simulación los resultados obtenidos para el diseño por ambos métodos se ilustran en la Tabla 3-8:

$$\eta = \frac{x_{D,D}}{z_{F,F}} \times 100 \quad (3-10)$$

Tabla 3-8 Resultados para 10 etapas de equilibrio

Rendimiento (%)		Relación de reflujo mínimo		Relación de reflujo		Número de etapas de equilibrio		Etapa de alimentación	
Aspen Plus	McCabe-Thiele	Aspen Plus	McCabe-Thiele	Aspen Plus	McCabe-Thiele	Aspen Plus	McCabe-Thiele	Aspen Plus	McCabe-Thiele
98,88	98,15	3,90	1,74	4,23	2,08	10	10	6	3

Se comprueba que el balance de materia es bastante parecido entre ambos métodos, lo que conlleva obtener similares rendimientos. Sin embargo, la diferencia entre relación de reflujo entre ambos es muy elevada.

Debido a esta diferencia se va a llevar a cabo otra comparativa, pero esta vez en lugar de introducir el número de etapas se va a imponer que el factor de multiplicación del reflujo mínimo sea de 1,2, como se ha realizado en el diseño para McCabe-Thiele.

Por tanto, en este caso los datos introducidos en el simulador son los siguientes:

Tabla 3-9 Datos de partida modelo DSTWU imponiendo el factor de multiplicación del reflujo 1,2

Flujo molar total en la alimentación (kmol/h)	Fracción molar de agua en alimentación	Fracción molar de etanol en la alimentación	Temperatura de alimentación (°C)	Presión de operación (bar)	Factor de multiplicación del reflujo
1,072	0,984	0,016	42	0,1	1,2

Al igual que en el caso anterior se va a mostrar primero la comparativa del balance de materia.

Tabla 3-10 Balance de materia imponiendo el factor de multiplicación del reflujo

	Alimentación		Destilado		Cola	
	Aspen Plus	McCabe-Thiele	Aspen Plus	McCabe-Thiele	Aspen Plus	McCabe-Thiele
Caudales molares (kmol/h)						
Agua	1,055	1,055	0,028	0,029	1,027	1,026
Etanol	0,017	0,017	1,68E-02	1,68E-02	3,17E-04	3,17E-04
Caudal molar total (kmol/h)	1,072	1,072	0,045	0,046	1,027	1,026
Caudal másico total (kg/h)	19,795	19,789	1,287	1,293	18,511	18,496
Caudal volumétrico total (l/min)	0,341	0,333	0,025	0,025	0,317	0,308
Fraciones molares						
Agua	0,984	0,984	0,629	0,631	1,000	0,999
Etanol	0,016	0,016	0,371	0,369	3,09E-04	3,09E-04

Se comprueba que el balance de materia no varía, por tanto sigue siendo muy parecido al obtenido por McCabe-Thiele. Es normal que ocurra este suceso pues el balance global no debe cambiar entre uno y otro, pues todo lo que entra en la torre debe salir de la misma.

Sin embargo a continuación se van a mostrar los datos de diseño obtenidos y se va a observar que sí varían con respecto al caso anterior (dato de partida 10 etapas de equilibrio).

Tabla 3-11 Resultados para el factor de reflujo 1,2

Rendimiento (%)		Relación de reflujo mínimo		Relación de reflujo		Número de etapas de equilibrio		Etapa de alimentación	
Aspen Plus	McCabe-Thiele	Aspen Plus	McCabe-Thiele	Aspen Plus	McCabe-Thiele	Aspen Plus	McCabe-Thiele	Aspen Plus	McCabe-Thiele
98,88	98,15	3,90	1,74	4,68	2,08	8	10	5	3

Se puede observar de nuevo que los resultados obtenidos varían en varios factores comparándolos con los del prediseño. Como el modelo DSTWU de Aspen Plus no es demasiado preciso para seleccionar un modelo de diseño de la columna completa, en el siguiente punto se va a realizar un diseño más específico empleando el modelo RADFRAC.

Teniendo en cuenta que ambos resultados presentan diferencias con respecto al prediseño, para llevar a cabo la simulación en el modelo RADFRAC se van a seleccionar los valores obtenidos en el modelo DSTWU indicando que la relación de reflujo sea 1,2 el reflujo mínimo. Se ha tomado esta decisión porque es lo que se hace generalmente cuando se quiere diseñar una columna de destilación mediante Aspen Plus, ya que se considera que $1,2xR_{\min}$ da la relación de reflujo óptimo. Esto ya se ha indicado previamente en el diseño con el método de McCabe-Thiele. (Perales, 2010)

Una vez que se realice la simulación se va a comprobar de nuevo el balance materia obtenido por Aspen Plus empleando este modelo, para ver que sigue siendo parecido al obtenido en el prediseño y se van a especificar las condiciones de diseño de la columna

3.4.2.2 Simulación mediante RADFRAC

El modelo RADFRAC realiza una simulación rigurosa de una columna de separación.

Una vez que se tienen los datos del modelo DSTWU se procede a este modelo para llevar a cabo una simulación más detallada y así poder completar el diseño de la torre.

En este caso la imagen del modelo del equipo es igual que el anterior, pero los pasos previos que se deben realizar antes de comenzar la simulación y la información que hay que introducir al simulador es diferente, por tanto, se va a ir comentando a continuación.

En primer lugar lo que se debe indicar es el tipo de cálculo que se quiere llevar a cabo, es decir si se quiere simular etapas de equilibrios, seleccionando la opción Equilibrium o si se selecciona el dato de Rate-Based se simula en función de los coeficientes de transferencia. En este caso se ha optado por la primera opción.

Otro dato que se debe introducir es el número de etapas incluyendo el condensador y el hervidor, las etapas se enumeran a partir del 1 comenzando por el condensador. Como en este caso el condensador que se va a seleccionar es total se debe indicar una etapa más a las etapas de equilibrios obtenidas en el modelo DSTWU, ya que dicho condensador no es realmente una etapa de equilibrio. Por tanto, como el modelo anterior ha indicado que hay 8 etapas de equilibrio en este valor del simulador se debe indicar 9.

También se tiene que indicar el tipo de reboiler que se va a utilizar en este caso va a ser tipo Kettle como ya se ha indicado previamente.

Otros datos que se van a indicar son el tipo de equilibrio en este caso va a ser líquido-vapor y las especificaciones de operación obtenidas en el modelo DSTWU, como son el caudal de destilado y la relación de reflujo. Comentar que la relación de reflujo obtenida es 4,68, pero se va a indicar un valor de 5 ya que el modelo DSTWU tiende a subestimar la relación de reflujo mínima. (Perales, 2010)

La imagen del simulador con todos los datos introducidos se muestra a continuación.

Figura 3-23 Datos de partida del modelo RADFRAC en Aspen Plus

Si se observa, en la parte superior de la imagen existen otras pestañas, por tanto se van a especificar las variables a introducir en la siguiente a la pestaña Configuration ya que esa ha sido la que se ha especificado con los datos de los párrafos anteriores.

Prestando atención a la que indica el nombre de Stream, los datos a introducir son los siguientes: el número de etapas entre las que se realiza la alimentación y de qué etapas se obtienen productos, en este caso destilado y cola.

Según el modelo simulado previamente la etapa de alimentación ocurre en la número 5, por tanto como el modelo Radfrac comienza a contar por el condensador, que es total y no es una etapa de equilibrio hay que especificar que la alimentación se realiza en la etapa 6 y elegir la opción On-Stage. Esta opción se emplea porque indica que la alimentación se realiza en la propia etapa de alimentación.

Si por el contrario se eligiese otra opción que permite Aspen denominada Above-Stage se indicaría que la alimentación se realizaría entre la etapa de alimentación y la superior.

Además, se suele emplear la opción On-Stage cuando la alimentación es totalmente líquida como ocurre en el caso de estudio.

Las corrientes de productos se colocan de manera correcta de forma automática por el simulador, siendo la número 1 el condensador y la 9 el hervidor.

La imagen de esta pestaña en el simulador es la siguiente:

Name	Stage	Convention
4	6	On-Stage

Name	Stage	Phase	Basis	Flow	Units	Flow Ratio	Feed Specs
7	9	Liquid	Mole		kmol/hr		Feed basis
8	1	Liquid	Mole		kmol/hr		Feed basis

Figura 3-24 Datos de partida alimentación y productos en el modelo RADFRAC

En las siguientes pestañas como se muestra en la Figura 3-24 se introducen los datos relacionados con la presión que ya se conoce que su valor es 0,1 bar, el condensador y reboiler.

Una vez que ya se han indicado todos estos datos, se procede a la simulación y se obtienen los resultados de la misma.

La primera comprobación que se va a realizar es el balance de materia, para ver si siguen presentando los

mismos valores o muy parecidos a los del método de McCabe-Thiele.

Los resultados se muestran en la Tabla 3-12.

Tabla 3-12 Balance de materia RADFRAC

	Alimentación		Destilado		Cola	
	Aspen Plus	McCabe-Thiele	Aspen Plus	McCabe-Thiele	Aspen Plus	McCabe-Thiele
Caudales molares (kmol/h)						
Agua	1,055	1,055	0,028	0,029	1,026	1,026
Etanol	0,017	0,017	1,69E-02	1,68E-02	2,77E-04	3,17E-04
Caudal molar total (kmol/h)	1,072	1,072	0,045	0,046	1,027	1,026
Caudal másico total (kg/h)	19,794	19,789	1,290	1,293	18,504	18,496
Caudal volumétrico total (l/min)	0,341	0,333	0,025	0,025	0,317	0,308
Fraciones molares						
Agua	0,984	0,984	0,628	0,631	1	0,999
Etanol	0,016	0,016	0,372	0,369	2,68E-04	3,09E-04

Como se ve los datos del balance de materia siguen siendo muy parecidos, por tanto se puede indicar que es una buena decisión para realizar el diseño completo de la columna.

La pequeña diferencia que existe entre uno y otro se puede comprobar calculando el rendimiento de este nuevo diseño y comparándolo con el anterior.

En este caso el resultado que se obtiene es un rendimiento del 99,41 % y presenta un error relativo con el anterior de un 1,26 %. Esto indica que la variación de este diseño con el manual es pequeña y que por tanto los datos que se van a emplear para calcular las dimensiones de la columna en los próximos puntos van a ser los aportados por esta simulación de Aspen Plus, operando así con un rendimiento mayor al calculado previamente.

Una vez que se conoce que el diseño se puede llevar a cabo con este modelo la selección final se muestran en la Tabla 3-13 los resultados finales del diseño llevado a cabo en Aspen Plus y sus diferencias frente al prediseño.

Tabla 3-13 Diferencias entre modelo Aspen Plus y prediseño

	Aspen Plus	McCabe-Thiele
Reflujo mínimo	3,90	1,74
Relación de reflujo total	4,68	2,08
Número de etapas de equilibrio	8	10
Etapas de alimentación	5	3

Con la Tabla 4-13 se vuelven a apreciar diferencias entre el diseño de Aspen Plus y el prediseño realizado de forma manual, esto muestra lo difícil que es llevar a cabo un diseño manual con gran precisión.

A continuación, se van a comentar otros datos relevantes del diseño que ha sido finalmente seleccionado.

En primer lugar se muestra el perfil de temperatura que presenta la columna en diseño. Para ello en la Figura 3-25 se va a exponer una gráfica que represente la variación de temperatura con respecto a las diferentes etapas. Comentar que la temperatura del vapor y el líquido es la misma en toda la torre ya que se alcanza el equilibrio en cada etapa.

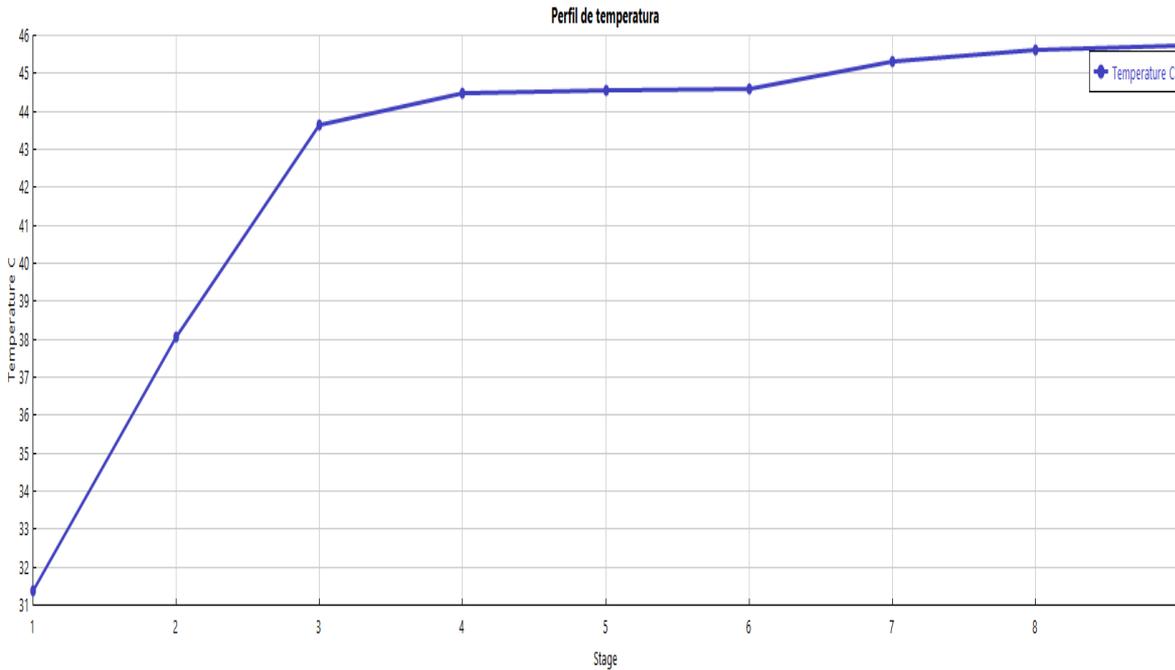


Figura 3-25 Perfil de temperatura en la torre

En esta gráfica se puede observar que la temperatura entre la etapa 5 donde se produce la alimentación no es muy diferente a 42 °C (temperatura que presenta la mezcla al entrar en la columna) y esto demuestra que el requisito empleado para seleccionar la presión de operación ha sido correcto, ya que interesa que la alimentación entre a una temperatura similar a la de la etapa de alimentación. Otro factor que se observa es que la temperatura va aumentando mientras aumentan las etapas, siendo el valor más elevado en el fondo de columna y el menos elevado en cabeza de columna, hecho que debe ocurrir en una operación de destilación.

También se puede comprobar cómo varía la volatilidad a lo largo de la columna, factor importante en la operación de separación, ya que se define como la comparativa de la tendencia de un compuesto y otro a cambiar de fase, es decir cómo de fácil pasa A de líquido a vapor con respecto a B.

Este factor es función de la presión de vapor de cada componente y de las concentraciones en cada fase (líquido y vapor). La separación en destilación solamente es posible si $\alpha > 1$, calculándola respecto al componente más volátil. Si $\alpha = 1$ no se puede llevar a cabo la separación.

Se calcula como:

$$\alpha = \frac{y_i/y_j}{x_i/x_j} = \frac{y_i/1-y_i}{x_i/1-x_i} = \frac{P_A^\circ}{P_B^\circ} \tag{3-11}$$

La gráfica que se va a representar en la Figura 3-26 muestra como va cambiando la volatilidad a lo largo de las diferentes etapas de la columna.

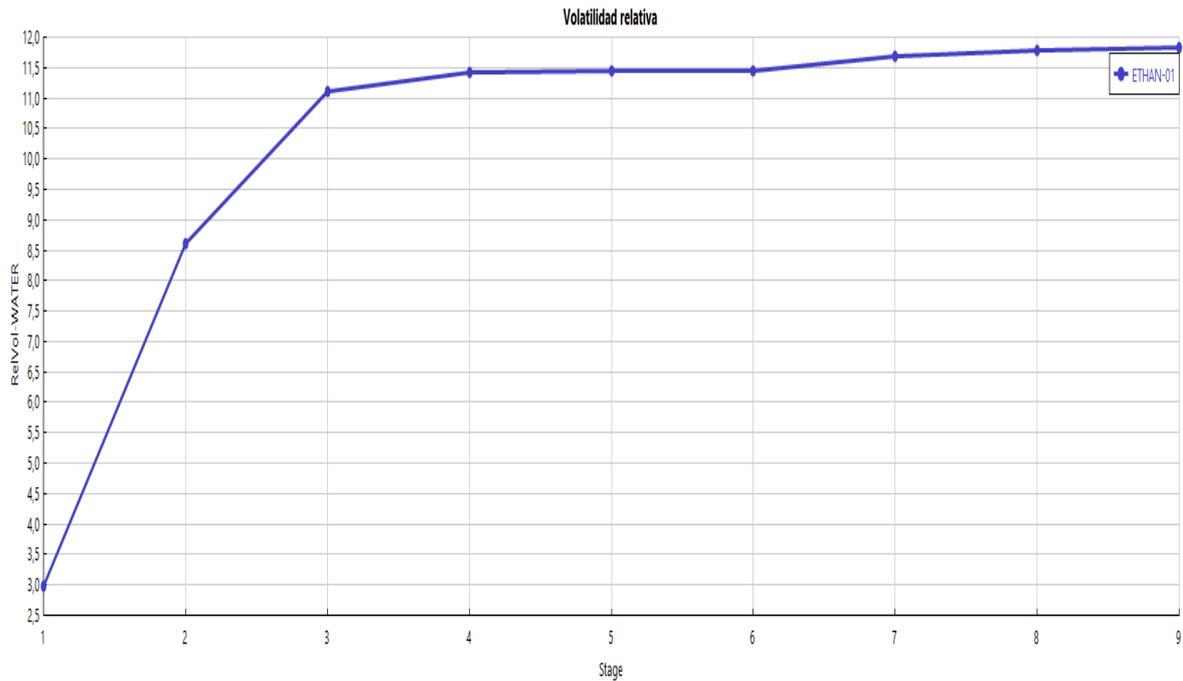


Figura 3-26 Variación de la volatilidad relativa en las diferentes etapas

Como se puede apreciar la volatilidad relativa es superior a 1 durante todo el proceso de separación, lo que indica que se puede llevar a cabo la operación de destilación en las condiciones impuestas y entre las sustancias con las que se está trabajando. Además, se ve que en las zonas de enriquecimiento y agotamiento existe bastante pendiente, lo que indica que los componentes se separan de forma apreciable de una etapa a otra. Por el contrario, en las etapas cercanas a la alimentación la separación que se produce entre componentes no es elevada ya que la volatilidad permanece prácticamente constante, lo que indica que las composiciones de ambos componentes permanecen prácticamente constantes.

Comentar además, que en esta gráfica se observa que la mejor separación se va a llevar a cabo en la zona de agotamiento ya que la volatilidad alcanza su valor más elevado.

A continuación, antes de finalizar este subcapítulo se va a comprobar que la alimentación está colocada en su punto óptimo y que no hay que realizar ninguna variación.

Para ello, se va a hacer uso de una gráfica en la que se representa en el eje de abscisas el número de etapas, siendo la número 1 la cabeza de torre, y en el eje de ordenadas el logaritmo del factor de separación. Este factor se define como la relación entre la composición en fase líquida de un compuesto respecto a otro a lo largo de la columna.

$$\text{Factor de separación} = \frac{x_{Lk}}{x_{Hk}} \quad (3-12)$$

Donde, X_{Lk} hace referencia a la fracción molar del componente ligero (etanol en el caso de estudio) y X_{Hk} a la fracción molar del componente pesado (agua).

El aspecto de este gráfico variará en función del valor que tome el ratio de reflujo. Dicho ratio se define como el cociente entre el reflujo de operación y el reflujo mínimo.

$$\text{Ratio reflujo} = \frac{R}{R_{min}} \quad (3-13)$$

Por un lado, Fenske demostró que si se opera a reflujo total el logaritmo del factor de separación depende linealmente del número de etapas. Esto se traduce en que, en caso de trabajar con un elevado ratio de reflujo, la gráfica debe mostrar una pendiente aproximadamente constante.

Por otro lado, y como es en el caso que nos atañe, se ha demostrado que a medida que se disminuye el ratio de reflujo, la gráfica sufre un aplanamiento en la zona próxima a la alimentación, volviendo a mantenerse

aproximadamente constantes las pendientes en la zona de enriquecimiento y de agotamiento. (Kister, 1992)

A modo de ilustración se expone la Figura 3-27.

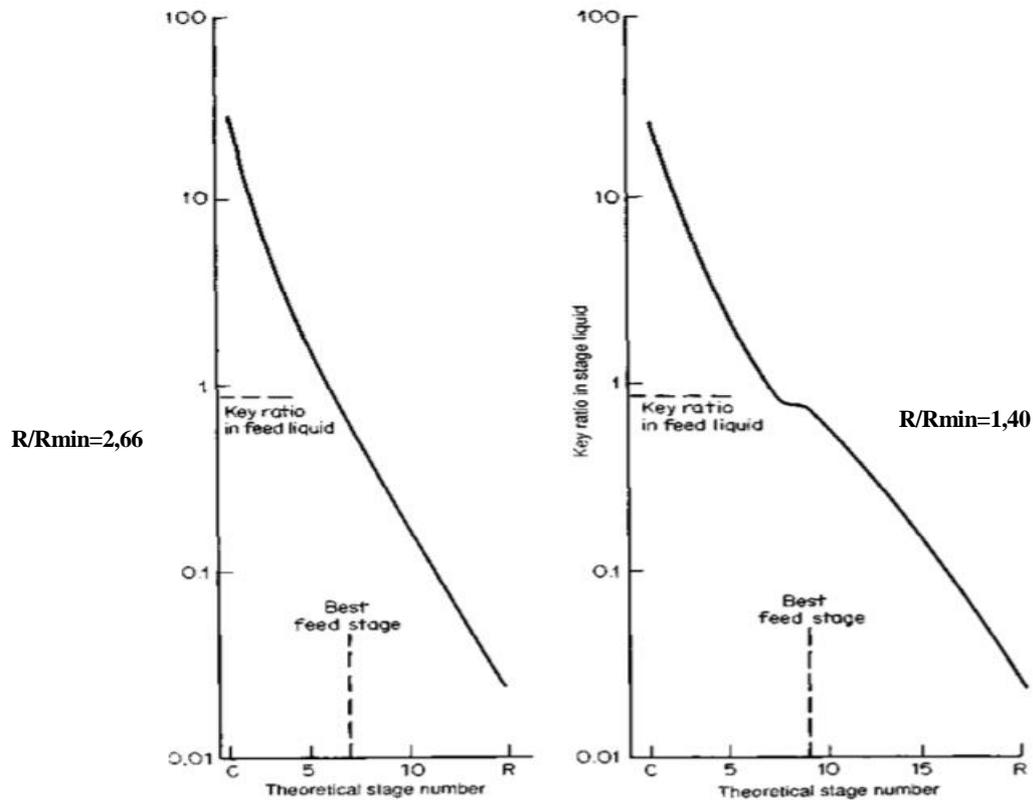


Figura 3-27 Ejemplo de lo que debe ocurrir en la representación del logaritmo del factor de separación frente al número de etapas en función del ratio de reflujo (Kister, 1992)

A continuación, se va a exponer en la Figura 3-28 la representación obtenida en el caso que se está diseñando, para comprobar así si la alimentación se ha colocado en el lugar adecuado.

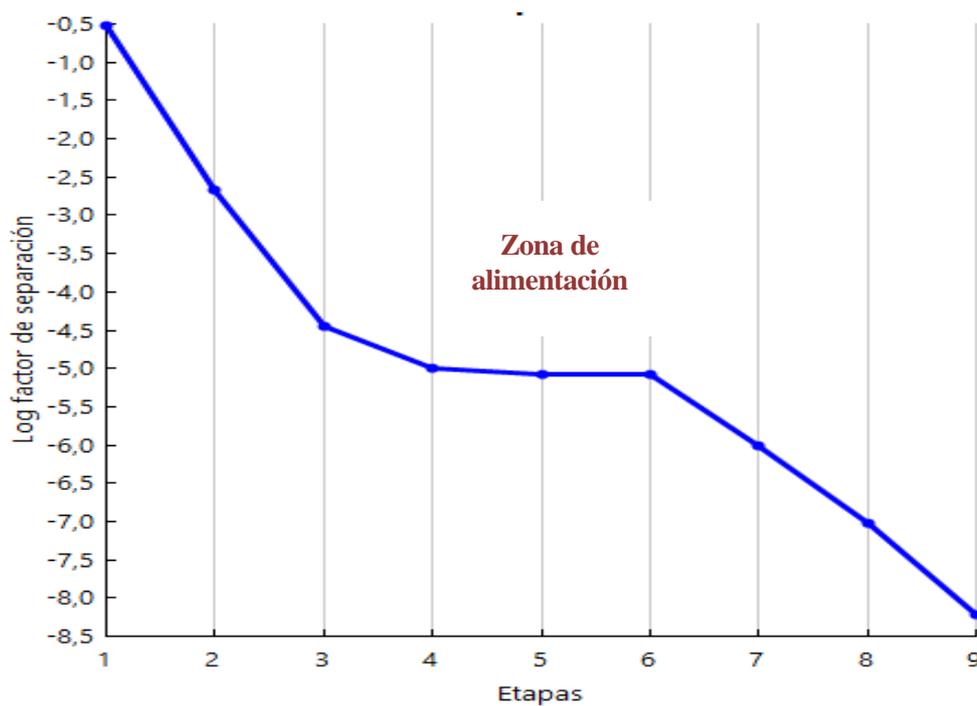


Figura 3-28 Diagrama para las condiciones de operación

Tras observar la Figura 3-28 y teniendo en cuenta los conceptos descritos previamente, se constata que la etapa de alimentación está ubicada en el lugar adecuado.

Además, comentar que a diferencia de la Figura 3-27 en la Figura 3-28 se puede apreciar que el logaritmo del factor de separación toma valores negativos. Esto se debe a que en la columna que se está estudiando la fracción molar del componente pesado en el líquido es mayor que la del componente ligero ($X_{Lk} < X_{Hk}$).

Por último, una vez que se han comentado y verificado varios aspectos importantes referentes a la operación de destilación, como conclusión se van a exponer todos los datos del diseño que se va a realizar, incluyendo los datos que hacen referencia al condensador y al reboiler, los cuáles no se han citado anteriormente.

Tabla 3-14 Diseño final simulado en Aspen

Diseño final	
Reflujo mínimo	3,90
Reflujo total	4,68
Número de etapas de equilibrio	7 etapas de equilibrio + 1 hervidor
Etapas de alimentación	5
Calor intercambiado por el condensador (kW)	-3,30
Temperatura de operación del condensador (°C)	31,38
Calor intercambiado por el reboiler (kW)	3,38
Temperatura de operación del reboiler (°C)	45,74

Antes de terminar este punto, resaltar que el valor de Reflujo mínimo (y por tanto, de reflujo total) hallado a través de Aspen Plus y el calculado mediante McCabe-Thiele, presentan valores lo bastante diferentes como para ser realizado un análisis en base a ello. De este modo, en el siguiente punto del actual capítulo se expondrán las comprobaciones y medidas tomadas para llevar a cabo el comentado análisis.

3.4.2.3 Análisis del reflujo mínimo

En este apartado se van a mostrar una serie de análisis que se han llevado a cabo debido a la diferencias de valores que presenta el reflujo mínimo calculado por el simulador y calculado empleando el método manual. Demostrándose finalmente que los valores obtenidos por el modelo sencillo de Aspen son los idóneos para realizar el diseño completo de la columna.

En primer lugar se ha pensado que esta diferencia podría existir por la diferencia de entalpías empleadas para calcular el valor del parámetro q .

Por tanto, una vez simulado el modelo RADFRAC se han tomado los valores de las entalpías que proporciona el simulador y se ha calculado de nuevo el valor de parámetro. El resultado obtenido es el mismo que el del diseño manual, $q=1$ (líquido saturado) y por consiguiente, se ha rechazado que la diferencia se deba a este factor.

En segundo lugar lo que se ha realizado es simular el modelo avanzado RADFRAC imponiendo la relación de reflujo, el número de etapas y la etapa de alimentación obtenidos por McCabe-Thiele.

Se observa que no existe una gran diferencia en el balance de materia global, pero el cambio que se aprecia es un aumento en la cantidad de etanol obtenida por cola y esto no interesa que ocurra porque no cumple los requisitos del producto final. El resultado se muestra en la Tabla 3-15. También se ve que al operar con estas condiciones el rendimiento desciende a 97,64 %.

Por estos motivos, ya se se podría descartar que el valor de reflujo mínimo 1,74 sea el más adecuado para llevar a cabo el diseño.

Tabla 3-15 Comparación del balance de materia global

	Alimentación		Destilado		Cola	
	Aspen Plus	McCabe-Thiele	Aspen Plus	McCabe-Thiele	Aspen Plus	McCabe-Thiele
Caudales molares (kmol/h)						
Agua	1,055	1,055	1,055	0,029	1,026	1,026
Etanol	0,017	0,017	1,66E-02	1,68E-02	5,05E-04	3,17E-04
Caudal molar total (kmol/h)	1,072	1,072	1,072	0,046	1,026	1,026
Caudal másico total (kg/h)	19,795	19,789	19,789	1,293	18,507	18,496
Caudal volumétrico total (l/min)	0,341	0,333	0,333	0,025	0,317	0,308
Fracciones molares						
Agua	0,984	0,984	0,984	0,631	1,00	0,999
Etanol	0,016	0,016	0,016	0,369	4,92E-04	3,09E-04

Sin embargo, antes de descartar esta opción en este estudio, se va a realizar una comprobación adicional, se va a representar el diagrama del logaritmo del factor de separación frente al número de etapas para verificar si en este caso se cumplen los requisitos comentados en el subcapítulo anterior, debido a que el ratio reflujo impuesto es también de 1,2. Recordar que la etapa de alimentación es la número 3.

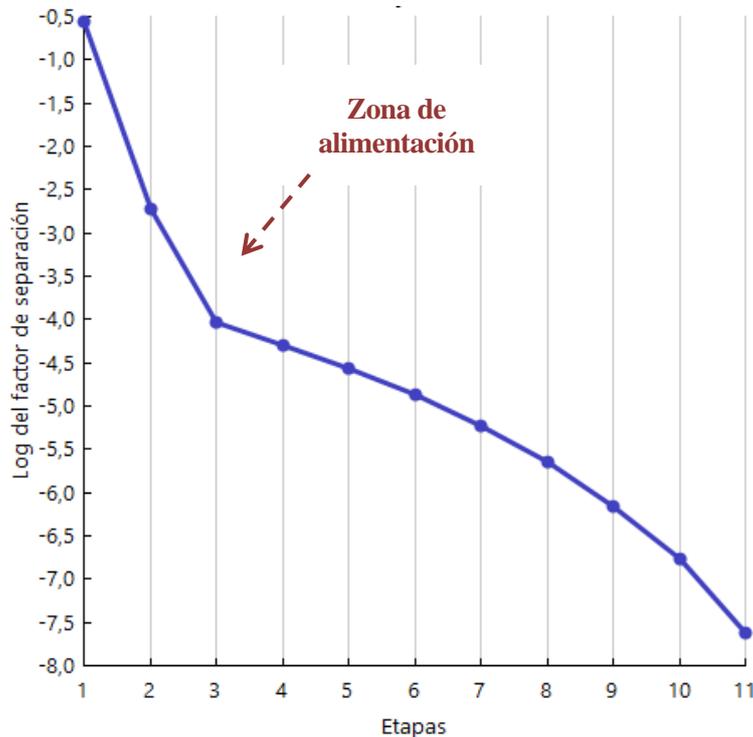


Figura 3-29 Diagrama del logaritmo del factor de separación frente al número de etapas imponiendo una relación de reflujo de 2,08

Observando esta gráfica se puede certificar que el valor de reflujo mínimo de 1,74 no es el valor más adecuado para llevar a cabo esta operación ya que la Figura 3-29 no presenta el aspecto deseado tal y como se mostraba en la Figura 3-28.

Finalmente, tras observar que imponiendo las condiciones de reflujo mínimo obtenido por el método de McCabe-Thiele no se obtienen los resultados esperados y que la alimentación en cualquiera de los casos sigue entrando como líquido saturado, se va a realizar un análisis de sensibilidad con el objetivo de verificar que el valor de reflujo mínimo aportado por el modelo sencillo de Aspen Plus es el adecuado para llevar a cabo el diseño de la columna.

Un análisis de sensibilidad estudia el comportamiento del sistema dando valores a una serie de variables. En este caso, se ha tomado como variable objeto la recuperación del componente ligero en el caudal de destilado, siendo este valor el rendimiento del equipo y como variables de análisis se han seleccionado el reflujo mínimo y la composición molar del etanol en el caudal de cola.

Como se sabe, la composición molar del etanol en cola decrece a medida que aumenta la recuperación del componente ligero por cabeza de torre. En cambio, el reflujo mínimo incrementa su valor a medida que se amplifica el valor de la recuperación del componente ligero.

Conocida esta dependencia, se quiere analizar qué valor debe tomar la recuperación de etanol para garantizar que la fracción molar de etanol obtenida por cola sea igual o próxima a $3,09E-04$, cumpliéndose el objetivo del diseño. Y conocido este valor, determinar el reflujo mínimo que será necesario.

A continuación se van a mostrar una relación de resultados del análisis de sensibilidad.

Tabla 3-16 Resultados del análisis de sensibilidad

Recuperación del componente ligero	Fracción molar de etanol en cola	Reflujo mínimo
0,63	6,11E-03	2,13
0,68	5,26E-03	2,40
0,73	4,42E-03	2,67
0,79	3,57E-03	2,93
0,84	2,72E-03	3,19
0,89	1,87E-03	3,45
0,94	1,02E-03	3,70
0,98	3,09E-04	3,91
0,99	1,67E-04	3,95

En la Tabla 3-16 se representa solamente una pequeña porción de los resultados del análisis de sensibilidad, ya que el análisis completo es muy extenso. Como se muestra en dicha tabla, se cumple la dependencia entre variables descrita previamente, y para visualizarlo de forma más clara se van a exponer las gráficas obtenidas al representar todos los puntos que forman el análisis en la Figura 3-30 y 3-31.

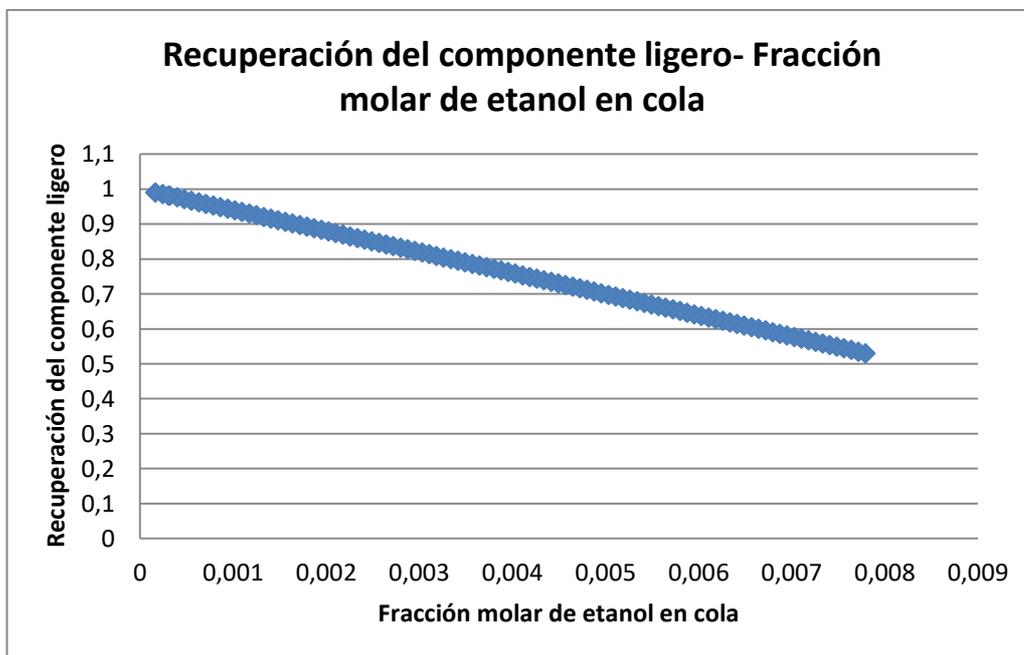


Figura 3-30 Dependencia de la recuperación del componente ligero con respecto a la fracción molar de etanol en cola

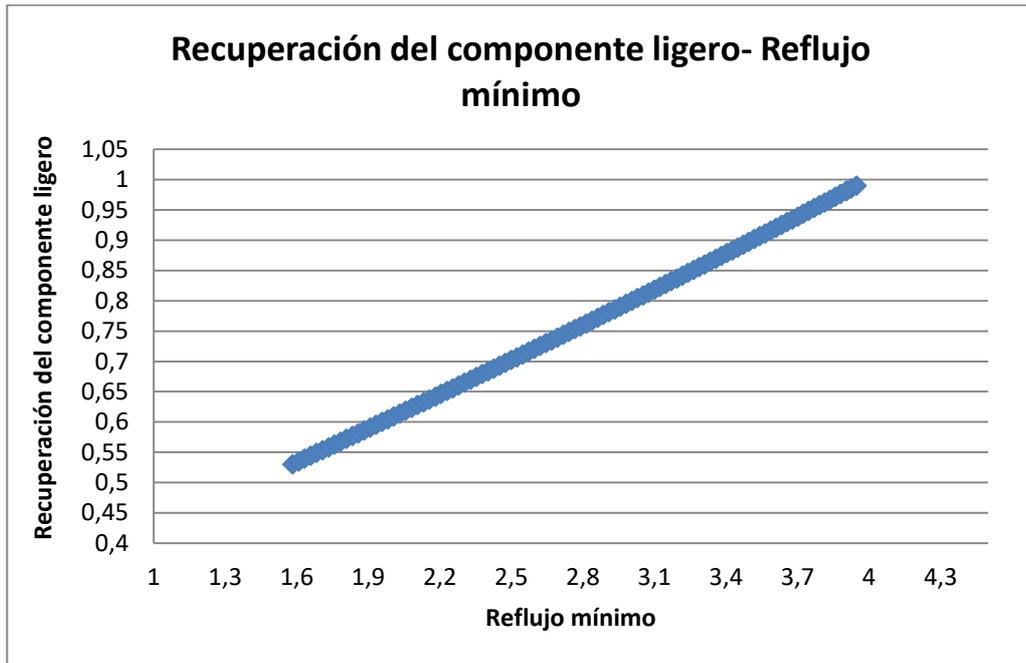


Figura 3-31 Dependencia de la recuperación del componente ligero con respecto al reflujo mínimo

Por último, como resultado final se va a mostrar la Figura 3-32 , la cual muestra una gráfica conjunta en la que se representan las dos variables de análisis y la variable objeto. De dicha gráfica se obtendrán los valores buscados y se comprobará si el valor de reflujo mínimo impuesto por el modelo sencillo de Aspen es correcto para llevar a cabo el diseño, o si por el contrario habría que realizar de nuevo la simulación en RADFRAC indicando otro valor de reflujo mínimo.

REFMIN
XBETANOL

Resultados del análisis de sensibilidad

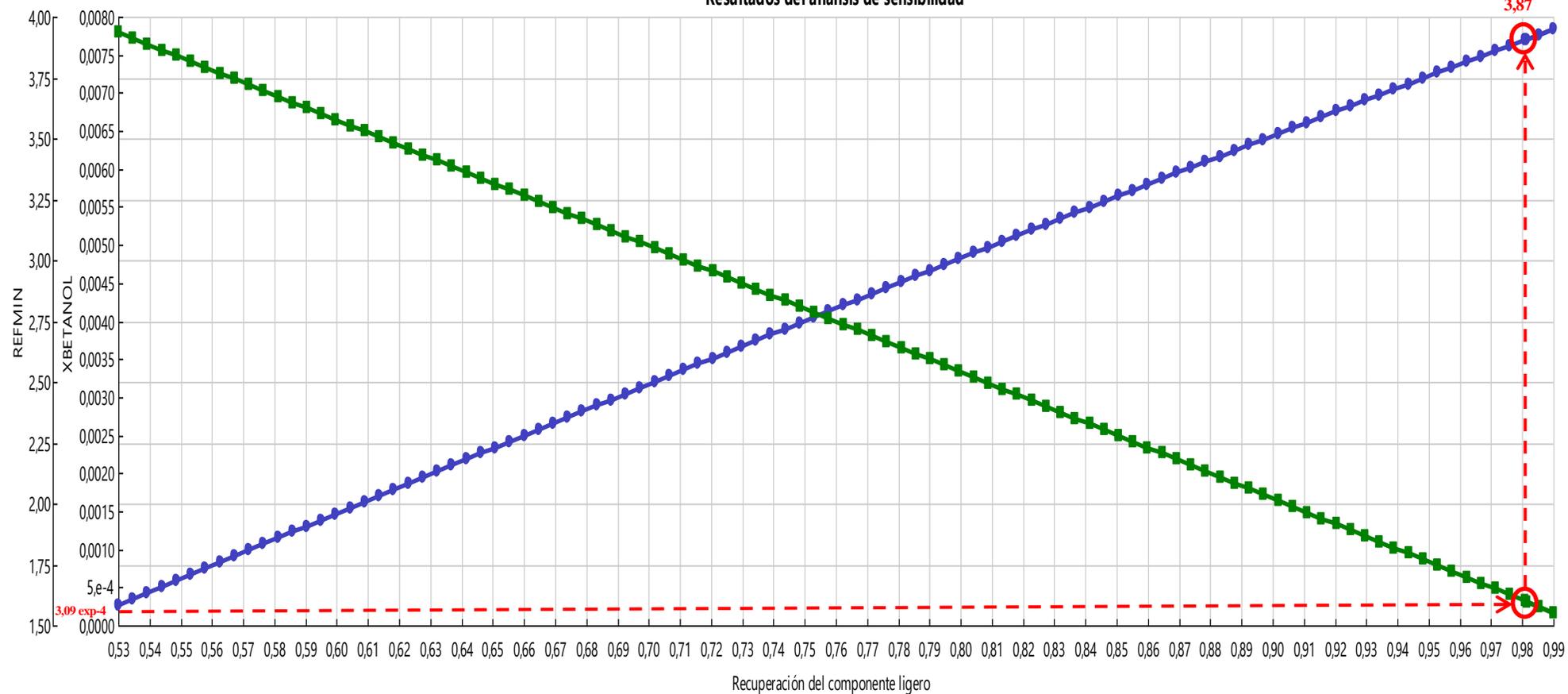


Figura 3-32 Resultados del análisis de sensibilidad

Como se muestra en la Figura 3-32 el valor de reflujo mínimo para el que se obtiene una composición de etanol en cola que cumple los requisitos de diseño es de 3,87, muy próximo al ofrecido por el modelo sencillo DSTWU (3,90).

Como conclusión, citar que con esta representación y este análisis queda patente que los valores más adecuados para llevar a cabo la simulación avanzada son los obtenidos a través del modelo sencillo DSTWU y no los obtenidos de forma manual, como ya se comprobó previamente. Por tanto, la simulación RADFRAC mostrada en el capítulo anterior va a poder ser empleada para calcular el diámetro y la altura del equipo en el próximo subcapítulo. Selección del tipo de columna y dimensionado de la misma

3.4.3 Selección del tipo de columna

Se pueden diferenciar dos tipos de torres de rectificación.

- **Torre de platos:** Se trata de una carcasa cilíndrica esbelta que contiene una serie de platos perforados separados entre sí una distancia conveniente. En cada plato hay un rebosadero capaz de mantener un nivel de disolvente sobre el plato a través del cual borbotea el gas. El disolvente desciende de un plato a otro por gravedad a través de un conducto de bajada de la sección adecuada para que el nivel de líquido en él no alcance el plato superior. La disposición de flujos es siempre en contracorriente. (Apuntes, 2018)

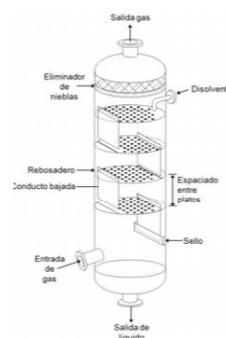


Figura 3-33 Columna de platos perforados (Apuntes, 2018)

- **Torre de relleno:** es en esencia una carcasa cilíndrica con unas tubuladuras de entrada y salida para las corrientes de gas y disolvente. Normalmente, el relleno -aleatorio o estructurado- es atravesado en sentido contrario por las dos corrientes (disposición contracorriente). La corriente líquida desciende por gravedad mojando la superficie del relleno y creando así una gran área de contacto (interfase) con la corriente ascendente de gas a través del relleno. (Apuntes, 2018)

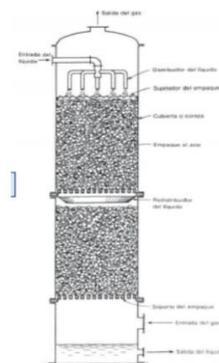


Figura 3-34 Columna de relleno (Apuntes, 2018)

Para seleccionar un tipo u otra se han visto los factores que favorecen a cada una de ellas y se ha llegado a la conclusión que la mejor opción es una torre de relleno.

Las propiedades más destacadas de por qué se selecciona este tipo son: que se emplea para sistemas que

operan a vacío, la pérdida de carga que se produce es muy pequeña, el diámetro de columna es pequeño y la retención de líquido es baja, lo que reduce la degradación del producto.

3.4.4 Cálculo del diámetro

El cálculo del diámetro se va a realizar a partir del tipo de relleno que se va a utilizar en la columna.

Por ello, hay que tener en cuenta los tipos de rellenos existentes. Se clasifican en tres tipos:

- Aleatorios: son los más empleados en la industria actualmente y consisten en piezas con formas características que se colocan en el interior de la torre de manera aleatoria.
- Estructurados u ordenados: se suelen emplear en sistemas de vacío ya que garantizan una baja pérdida de carga y una elevada eficiencia. Son capas onduladas de mallas de alambre o láminas corrugadas. Son los más caros.
- De parrilla o red: se limitan a ser usados cuando hay transferencia de calor y servicios de lavado y/o donde se requiere una alta resistencia a incrustaciones. La estructura que presentan es un enrejado abierto. (Kister, 1992)

Los más comunes suelen ser los rellenos aleatorios y los estructurados. Por consiguiente, son estos dos tipos los que se van a emplear para realizar el cálculo del diámetro y se va a seleccionar uno de ellos para el diseño final.



Figura 3-35 Diferentes tipos de relleno (Industry, 2017) y (Hengshui Zhongbao Wire Mesh Co., 2018)

El siguiente paso es diferenciar los materiales con los que pueden ser fabricados los diferentes rellenos, se diferencian principalmente tres tipos: metal, cerámica y plástico.

- Metal: por un lado están los rellenos fabricados de acero al carbono que suelen ser la primera opción cuando se trabaja con sustancias no corrosivas. Comparado con los de cerámica y plástico ofrecen una mayor capacidad y eficiencia, un mayor rango de geometrías, una mayor cobertura, no se rompen y tienen una alta resistencia de compresión.

Por otro lado, existen los rellenos de acero inoxidable que son de 3 a 5 veces más caros que los anteriores. Debido a esto se suelen emplear en servicios corrosivos, ya que las propiedades que ofrecen son las mismas que los de acero al carbono.

- Cerámica: suelen ser menos empleados desde que se hicieron disponibles los rellenos de plástico de bajo costo. Comparados con estos últimos, los de cerámica se pueden romper, ofrecen una menor capacidad y no admiten muchas geometrías. Se suelen utilizar cuando hay sustancias inertes y cuando se necesita una alta resistencia a la temperatura. Pero además, presentan otro inconveniente y es que se pueden degradar químicamente, un ejemplo de rápida degradación es cuando existe en la mezcla ácido fluorhídrico.
- Plástico: se suelen diseñar de polipropileno que es un plástico barato y es popular cuando la temperatura es inferior a 121 °C. Hay otros plásticos que resisten mayores temperaturas pero suelen ser más caros.

El principal inconveniente que presenta frente al metal y la cerámica es que su baja humectabilidad hace que sea complicado formar la película de líquido y esto implica que se necesitan varios días para alcanzar la eficiencia normal de operación.

Cabe destacar que el fácil manejo que presenta el relleno de plástico es una ventaja durante el arranque y el apagado de la torre. Además, cuando hay que cambiar el relleno se hace de forma rápida y fácil. (Kister, 1992)

Una vez conocido los tipos y materiales de relleno se va a proceder al cálculo del diámetro de la torre.

Para el caso en estudio se va a analizar que ocurre cuando se emplea un tipo de relleno estructurado y un tipo de relleno aleatorio.

El material seleccionado en ambos tipos es metal, debido a las ventajas que se han redactado previamente y dentro de este tipo se elige acero al carbono, ya que es más barato y la mezcla agua – etanol no es corrosiva.

Por un lado, como relleno de tipo aleatorio se ha realizado el cálculo con anillos de tipo Pall rings.

Se ha elegido este tipo de relleno debido a que son la evolución de los anillos Rasching rings, los cuáles fueron los primeros que se desarrollaron, son los más baratos y han sido ampliamente empleados en el diseño de columnas empacadas.

Además, los anillos Pall rings se pueden fabricar de metal, proporcionan una elevada eficiencia y capacidad y su diseño mejora el área de distribución del relleno, la humectación y la distribución del líquido.

Finalmente, es relevante comentar que son los que garantizan la menor pérdida de carga que es lo que interesa en este diseño ya que se ha considerado prácticamente despreciable. (Kister, 1992)

Por otro lado, como relleno de tipo estructurado se ha obtenido por rellenos tipo Sulzer BX ya que son unos de los más empleados en la industria desde hace 50 años y porque en las instalaciones a vacío se suele emplear este tipo de relleno para garantizar baja pérdida de carga. Esto es un factor importante debido a la sensibilidad térmica de la mezcla a separar y debido a las condiciones de diseño, como se ha citado de manera previa. (Sulzer, 2018)

Para comenzar el cálculo es necesario conocer los caudales de líquido y vapor en las diferentes etapas de la columna, estos datos se han obtenido de la simulación realizada con el modelo RADFRAC.

Tabla 3-17 Caudales molares y másicos de vapor y líquido en las diferentes etapas

Etapas	Vapor		Líquido	
	Caudal molar kmol/h	Caudal másico kg/h	Caudal molar kmol/h	Caudal másico kg/h
1	0	0	0,227	6,445
2	0,272	7,734	0,226	4,488
3	0,272	5,777	0,229	4,195
4	0,274	5,484	0,229	4,169
5	0,274	5,458	0,229	4,167
6	0,274	5,456	1,304	23,718
7	0,279	5,251	1,306	23,612
8	0,281	5,145	1,306	23,568
9	0,282	5,101	1,025	18,467

Recordar que la etapa 1 hace referencia al condensador y este condensador es total, todo el vapor que entra pasa a fase líquida, es por ello por lo que el caudal de vapor del mismo vale 0.

Se comprueba que la premisa de McCabe-Thiele se cumple observando que los caudales molares de líquido y vapor en las dos zonas de la torre se mantienen aproximadamente constantes. Existe un aumento del caudal molar de líquido en la etapa 6 debido a la entrada dealimentación en la etapa 5 como líquido saturado y por tanto, la cantidad de líquido que cae hacia el fondo de columna aumenta.

Para realizar el cálculo del diámetro se ha empleado la gráfica propuesta por J.S.Eckert y recogida en el libro Mass-Transfer Operations, redactado por Robert E. Treybal. La cual se adjunta a continuación en la Figura 3-36.

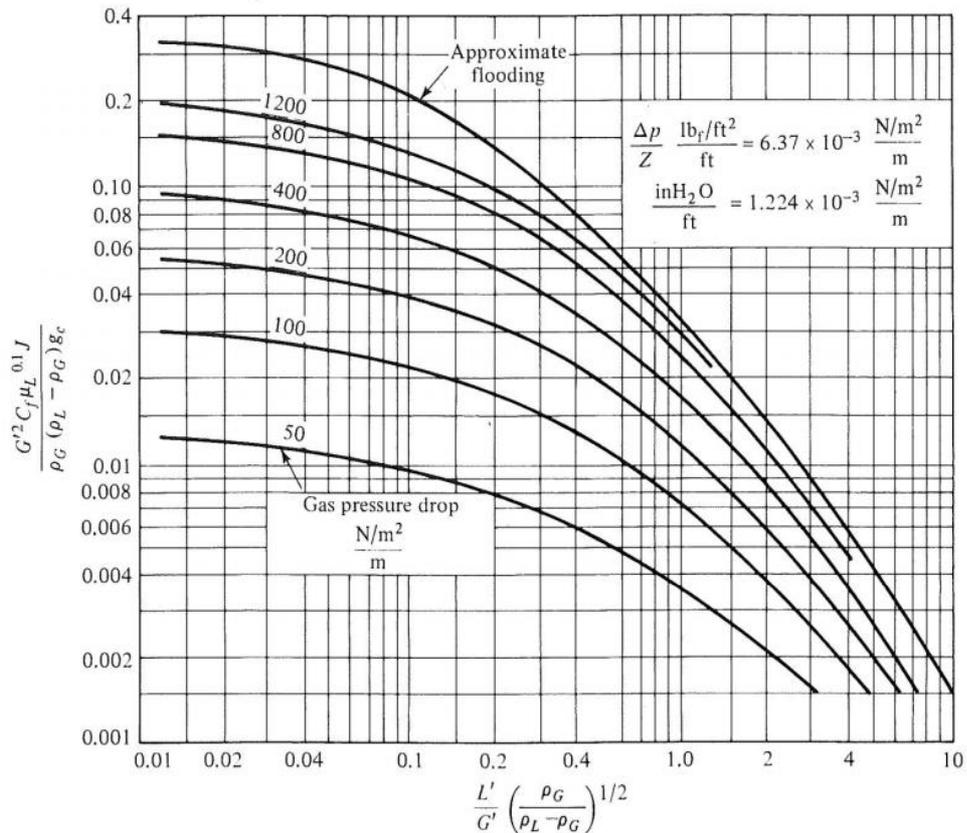


Figura 3-36 Gráfica para calcular el diámetro del libro Mass Transfer Operations de Robert E. Treybal (E. Treybal, 1981)

El proceso de cálculo es el siguiente:

Primero hay que conocer los valores del eje x, este eje recibe el nombre de parámetro FLV y se define como:

$$FLV = \frac{L}{G} \times \left(\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right)^{1/2} \quad (3-14)$$

Donde L es el caudal de líquido en kg/h, G es el caudal del gas en kg/h, ρ_G es la densidad del gas en kg/m^3 y ρ_L es la densidad del líquido en kg/m^3 .

El cálculo de la densidad del gas se ha realizado con la ecuación de los gases ideales y se ha comprobado con el simulador Aspen Plus. La ecuación empleada es la número 3-13.

$$\rho = \frac{P \times PM}{R \times T} \quad (3-15)$$

Siendo P la presión de operación en este caso 0,1 bar, PM el peso molecular de la mezcla en g/mol, R la constante de los gases ideales cuyo valor es $0,08314 \frac{\text{L}\cdot\text{bar}}{\text{K}\cdot\text{mol}}$ y T la temperatura de operación de cada etapa que se vaya a estudiar.

Para obtener la densidad del líquido se ha empleado directamente el simulador Aspen, imponiéndole los datos de la corriente que se va a estudiar. Una vez conocido este valor, el siguiente paso es introducir el parámetro FLV en la Figura 3-35, y cortar con la última línea curva presente en la gráfica numerándolas desde abajo hacia arriba. Esta curva recibe el nombre de curva de inundación.

La inundación es un fenómeno indeseado y aparece cuando la velocidad del gas comienza a interferir en el drenaje del líquido. El líquido se acumula o “carga” el lecho, esta región recibe el nombre de región de carga.

La acumulación del líquido reduce el área de la sección transversal para el flujo de gas y por tanto acelera el aumento de la pérdida de carga. El líquido se va acumulando hasta que su superficie se convierte en continua a través de la parte superior del relleno. Cuando esto ocurre se produce el fenómeno de inundación.

Es por ello que se realiza el diseño a un 50-80 por ciento de la velocidad de inundación, ya que esto proporciona un margen suficiente para permitir las incertidumbres asociadas a este concepto y la predicción del punto de inundación. Además, se toma esta medida para alejar el diseño de la región en la que la eficiencia disminuye rápidamente. (Kister, 1992)

En este caso se va a comprobar lo que ocurre aplicando un porcentaje del 60 % y del 80 %.

Finalmente, una vez conocido el punto de corte del eje x con la curva de inundación se conoce el valor del eje y que se compone de los parámetros mostrados en la Ecuación 3-14.

$$\frac{G \sqrt{C_f \mu_L^{0.1} J}}{\rho_G (\rho_L - \rho_G) g_c} \quad (3-16)$$

- μ_L : hace referencia a la viscosidad del líquido y se expresa en kg/ms
- C_f : es una constante empírica que señala el factor de relleno y se ha obtenido de bibliografía.
- ρ_G : es la densidad del gas expresada en kg/m³
- ρ_L : densidad del líquido en kg/m³
- J : es un factor de conversión y su valor es 1
- $G \sqrt{}$: es la velocidad superficial del gas en el punto de inundación (kg/m²s)
- g_c : es la constante gravitacional y en este caso vale 1 m/s²

Conociendo el eje y se despeja el valor de la velocidad superficial del gas en el punto de inundación, se multiplica por el factor de seguridad 0,6 ó 0,8 para evitar la inundación, obteniéndose así el caudal de operación y con este caudal y el caudal másico en kg/s de la etapa en estudio se calcula el área transversal de la torre. Con este área ya se puede obtener el valor del diámetro de diseño.

Todo el procedimiento que se ha descrito se va a realizar en la etapa 6 de la torre que se está diseñando, la primera que aparece en la sección de agotamiento. Se decide realizar el cálculo en dicha etapa debido al gran caudal de líquido que presenta (el mayor de toda la columna), siendo este caudal el determinante a la hora de realizar el diseño del equipo ya que el caudal de gas permanece prácticamente constante a lo largo de toda la columna como se observa en la Tabla 3-18.

A continuación se muestran los resultados obtenidos.

Paso 1: Resultados del parámetro FLV, con una temperatura de 44,58 °C y una presión de 0,1 bar.

Tabla 3-18 Parámetro FLV etapa 6

Caudal de líquido (kg/h)	23,718
Caudal de gas (kg/h)	5,456
Densidad del gas (kg/m ³)	0,075
Densidad del líquido en (kg/m ³)	971,18
FLV	0,038

Paso 2: Corte con la gráfica.

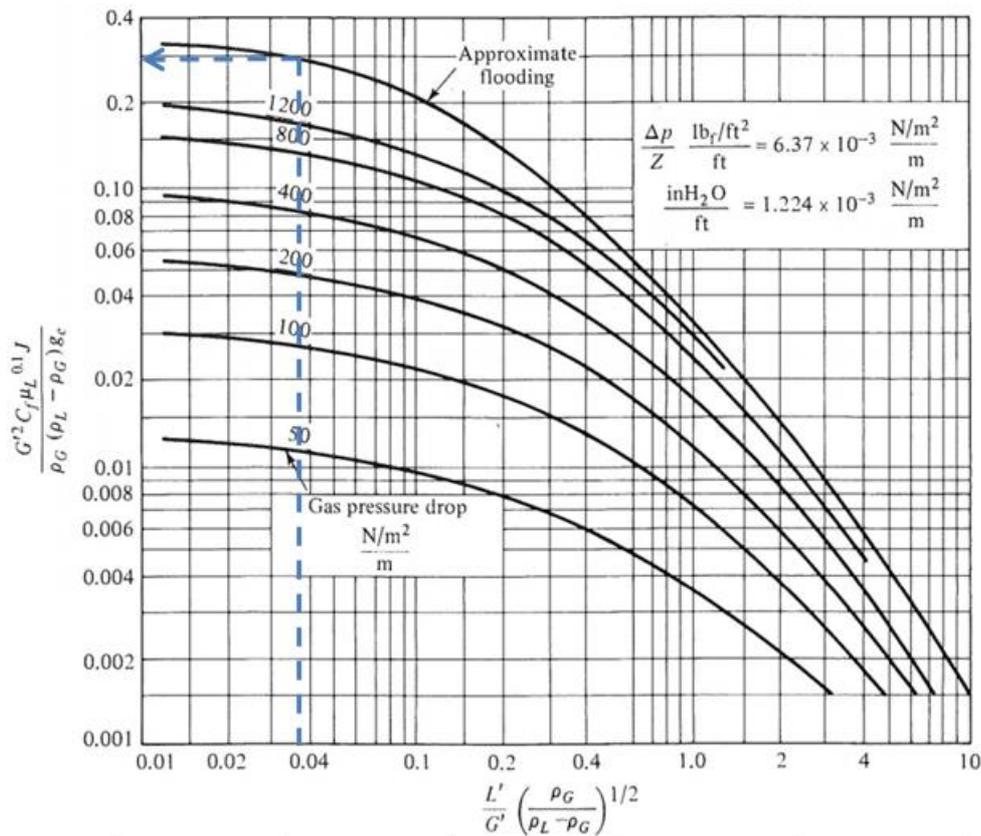


Figura 3-37 Corte de FLV con inundación en la etapa 6

Paso 3: Cálculo del diámetro para varios tipos de relleno, como se ha comentado previamente y con diferente factor de seguridad para evitar la inundación.

Tabla 3-19 Diámetro requerido en la etapa 6 para el 60 y 80 % de inundación

	60 % inundación			80 % inundación		
	Rellenos aleatorios		Relleno estructurado	Rellenos aleatorios		Relleno estructurado
	Pall ring	Pall ring	Koch Sulzer BX	Pall ring	Pall ring	Koch Sulzer BX
	diámetro 50 mm	diámetro 15 mm		diámetro 50 mm	diámetro 15 mm	
Cf	89	230	69	89	230	69
ε	0,919	0,894	0,96	0,919	0,894	0,96
FLV	0,038	0,038	0,038	0,038	0,038	0,038
μ (kg/ms)	6,17E-04	6,17E-04	6,17E-04	6,17E-04	6,17E-04	6,17E-04
J	1	1	1	1	1	1
g _c	1	1	1	1	1	1
Valor eje y (inundación)	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3
G' inundación (kg/m2s)	0,718	0,446	0,815	0,718	0,446	0,815
G' operación (% inundación)	0,431	0,268	0,489	0,574	0,357	0,652
Área transversal (m²)	0,004	0,006	0,003	0,003	0,004	0,002
Diámetro (m)	0,067	0,085	0,063	0,058	0,074	0,054

Una vez observados los resultados se llega a la conclusión de que emplear el relleno Pall ring de 50 mm no es adecuado debido a que si se presta atención al valor de diámetro que se necesita para emplear este tipo de relleno sólo sería posible introducir un anillo de este tipo, pues sus dimensiones son muy similares a las del diámetro de la torre. Por tanto, con este hecho no sería posible llevar a cabo una buena operación de la torre, lo que implica que es una opción no válida.

Por consiguiente, las posibles opciones que quedan son rellenos aleatorios tipo Pall ring de 15 mm o rellenos estructurados. Observando los resultados se ve que el diámetro de torre requerido empleando anillos aleatorios es mayor, esto implica un mayor costo del equipo en cuanto a dimensiones. Sin embargo, el coste del relleno estructurado es más elevado que el coste del relleno aleatorio. Como ambos tipos encarecen el costo de la columna de una forma u otra y hay que seleccionar uno de los dos para llevar a cabo la operación se va a optar por el relleno estructurado Koch Sulzer BX. Se decide tomar esta decisión porque este tipo de relleno son recomendados para sistemas que operan a vacío, ya que garantizan una baja pérdida de carga (hecho que es importante en el diseño que se está llevando a cabo ya que se ha considerado despreciable).

Una vez decidido el tipo de relleno a utilizar sólo quedaría seleccionar el factor de seguridad que se va a emplear para evitar la inundación en la columna.

Viendo la diferencia de tamaño de diámetro que presenta cada una hay que decir que son muy similares, diferenciándose solamente en 1 cm. Por tanto, como criterios de selección se va a calcular la velocidad superficial del gas en ambos casos y se va a escoger la que tenga una velocidad más próxima a 1 m/s. Este valor es recomendado para realizar el diseño, ya que es un buen compromiso entre costes de impulsión del gas y de inversión de la columna.

Las ecuaciones a emplear son las siguientes:

$$Q \left(\frac{m^3}{s} \right) = A_p (m^2) \times v \left(\frac{m}{s} \right) \quad (3-17)$$

Siendo Q el caudal volumétrico en la etapa 6, A_p el área de paso y v la velocidad superficial del gas.

Para conocer el área de paso se realiza empleando la Ecuación 3-18.

$$A_p (m^2) = A_T (m^2) \times \varepsilon \quad (3-18)$$

Donde A_T es el área transversal real obtenida en el cálculo del diámetro y ε es la porosidad de los rellenos.

Tabla 3-20 Cálculo de la velocidad superficial del gas

	60 % inundación	80 % inundación
Caudal de gas (m^3/s)	0,0201	0,0201
Área transversal real (m^2)	0,0031	0,0023
Área de paso (m^2)	0,0028	0,0021
Velocidad (m/s)	6,75	9

Realizada esta comprobación se va a elegir un porcentaje de seguridad para la inundación del 60 % debido al criterio de diseño que se ha comentado anteriormente.

Así, se obtiene finalmente un tamaño de diámetro de 6,3 cm, pero por seguridad se va a emplear un valor de 7 cm, el cual va a reducir aún más la velocidad superficial del gas. Antes de finalizar este punto, comentar que en el siguiente subcapítulo se va a proceder al cálculo de la altura de la torre y una vez que se ha conocido este dato para comprobar si los cálculos se han realizado de forma más o menos precisa, se ha procedido a realizar el cálculo del diámetro mediante Aspen Plus. Se ha empleado el mismo tipo de relleno, Sulzer BX y el valor que se ha obtenido es de 6 cm muy similar al hallado anteriormente.

3.4.5 Cálculo de la altura de la torre

Para el cálculo de la altura de la torre se va a emplear el concepto de la altura equivalente a una etapa teórica (HETP), el cual fue introducido para permitir la comparación de la eficiencia entre una columna de platos y de relleno. Por tanto, se puede definir como la altura de relleno en una columna de destilación que da el mismo cambio de composición de la fase líquida que da un plato teórico, logrando así la comparación entre ambas columnas. (Duarte, 2018)

Esta magnitud se puede determinar como:

$$HETP = \frac{H}{n} \quad (3-19)$$

Siendo H la altura total de la columna y n el número de etapas teóricas.

Los factores que afectan a este parámetro cuando existe una buena distribución del líquido y del gas son el tipo y la forma del relleno, la viscosidad del líquido y la tensión superficial. Sin embargo, en rellenos estructurados también se puede ver afectado por la presión si se opera a elevada presión y la carga de vapor y líquido presente en la columna.

Para predecir el valor de HETP comúnmente se suelen emplear tres formas de calcularlo, una se basa en modelos de transferencia de masa, otra en las reglas del pulgar y la último se basa en una interpolación de datos. En el caso a estudiar se va a emplear una de las reglas del pulgar propuesta por Kister, sin embargo se van a comentar ligeramente en qué consiste cada uno de los métodos que se han citado.

Si se quiere hallar el valor a través de los modelos de transferencia de masa se suele emplear la correlación de Bravo and Fair, la cual se basa en el modelo de la doble película, que asume resistencia a la transferencia de masa tanto en fase líquida como fase gas. La correlación trata el coeficiente de transferencia de masa de forma independiente del área interfacial, y tiene en cuenta los efectos de la humectación parcial. Existen diferentes correlaciones si se tratan rellenos aleatorios o rellenos estructurados.

Las reglas del pulgar suelen ser más empleadas a la hora de calcular el valor de HETP que el anterior, ya que ha sido la experiencia del autor la que ha hecho que las reglas generales sean más precisas y más confiables que el modelo de la transferencia de masa. Comentar que existen multitud de reglas en función del servicio, la presión de la columna y las propiedades físicas del relleno.

La interpolación de datos experimentales es el mejor método para calcular el valor de HETP ya que es el más seguro y confiable dentro de todas las formas que hay. Sin embargo, se recomienda calcular el valor a través de datos experimentales, pero compararlo siempre con una regla general para asegurar el resultado. Hay que tener en cuenta que existe un prerrequisito para llevar a cabo este procedimiento es estar familiarizado con los factores que afectan al valor de HETP. (Kister, 1992)

Una vez comentada ciertas propiedades generales referidas al cálculo de HETP, se va a proceder a calcular la altura de la torre en diseño.

Para comenzar a describir el procedimiento de cálculo se va a mostrar la correlación que se va a emplear, fue propuesta por Kister como se ha citado anteriormente y puede ser empleada cuando se usan rellenos estructurados, cuando la presión de operación es baja o moderada y con líquidos que presentan baja viscosidad. La relación de cálculo es la siguiente: (Henley, y otros, 2011)

$$HETP (ft) = \frac{100}{a \left(\frac{ft^2}{ft^3}\right)} + \frac{4}{12} \quad (3-20)$$

Donde HETP se expresa en pies y a es el área interfacial por unidad de volumen del relleno empleado.

En este caso el valor de a se ha obtenido del simulador Aspen Plus y tiene un valor de 492 m^{-1} , que corresponde con un valor de 150 ft^{-1} , para el tipo de relleno Sulzer BX. Sustituyendo los valores en la Ecuación 4-16 se obtiene un valor de HETP igual a 1 ft, expresado en metros equivale a 0,3048 m. Como factor de seguridad cuando se opera a vacío se recomienda aumentar este valor un 10%, por tanto el valor final es 0,335. (Kister, 1992)

Finalmente para calcular el valor de la altura total de la torre se emplea la Ecuación 4-15 y teniendo en cuenta que se han obtenido 8 etapas teóricas en el diseño, se obtiene un valor de altura de torre de 2,68m ~2,7 m.

Para verificar la validez del tamaño se ha comprobado si la pérdida de carga en la torre se ha mantenido en un rango de valores bajos, para así poder considerarla despreciable. Dicha comprobación se ha realizado en el simulador Aspen Plus introduciendo todos los datos de diseños que ya se conocen.

El mayor valor que se ha obtenido se produce en la etapa 6 y tiene un valor de siendo 0,003 bar, esto supone una pérdida de presión del 3% respecto a la presión de trabajo. Por tanto, se puede considerar que el efecto que tiene la pérdida de carga sobre la presión de trabajo es reducido y es por ello que puede no tenerse en cuenta en el diseño.

Con las comprobaciones realizadas se da por finalizado el diseño de la columna de destilación, la cual va a presentar una altura de 2,7 m y un diámetro de 0,07 m.

Finalmente, para terminar con el diseño de la planta de desalcoholización se van a seleccionar de catálogos de fabricantes los equipos auxiliares que terminan de componer su totalidad.

3.5 Selección de equipos auxiliares

En este apartado se van a seleccionar de fabricantes el resto de equipos que componen la planta, como son el intercambiador de placas, la bomba de vacío (eyector), y los tanques de almacenamiento.

3.5.1 Intercambiador de calor

Como ya se ha comentado previamente, el intercambiador de calor debe ser de placas, por ello se ha buscado un sistema en el que sea posible eliminar el CO₂ presente en la cerveza calentada.

Tras documentarse se ha optado por un intercambiador unido a un separador. Este equipo es fabricado por la empresa GEA y puede operar con las condiciones que el usuario desee. La forma que presenta se muestra en la Figura 3-38.

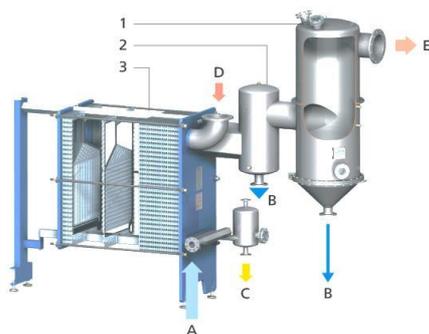


Figura 3-38 Intercambiador de placas más separador (Gea, 2018)

Como se puede ver el número 3 hace referencia al intercambiador de calor de placas, cuyo funcionamiento se ha explicado previamente. La entrada número A corresponde a la cerveza con alcohol previa a su calentamiento, la entrada número D es la correspondiente al vapor de calefacción, el cual va a salir por la salida número C cuando ceda calor y sea condensado, la salida número B corresponde a la cerveza con alcohol ya calentada a 42°C de temperatura y es la que se va a dirigir hacia la torre de destilación una vez que pase por el equipo número 1 que hace referencia al separador. En el separador todo el vapor presente en la cerveza calentada va a salir por la salida representada por la letra E. En esta corriente va a ir todo el CO₂ debido a que a la temperatura de operación del intercambiador este compuesto va a sufrir un cambio de estado y a la salida únicamente va a estar presente en fase gaseosa. Finalmente, citar que el equipo número 2 es un pequeño

preseparador que se puede abrir en caso de fallo del equipo o si se desean tener dos corrientes de salida. El funcionamiento del equipo es el siguiente: el producto y el fluido calefactor se alimentan a contracorriente cada uno en sus canales correspondientes. La transferencia de calor entre ambos se produce de forma óptima y con ayuda de las fuertes turbulencias que generan el estampado especial de las placas. Una vez producido el intercambio de calor la mezcla llega al separador y los vapores se separan del líquido.

Como propiedades especiales de este equipo se pueden citar las siguientes:

- Uso de diferentes medios de calentamiento. Debido a la geometría de la placa es posible calentar con agua caliente y vapor.
- Alta calidad del producto gracias a una evaporación especialmente suave y uniforme en el funcionamiento de un solo paso.
- Se puede adaptar a espacios pequeños, que es lo que interesa en el caso que se está estudiando. Esto es posible gracias a su diseño compacto, a que los cables de conexión son cortos y baja altura total (como máximo de 6 a 4 metros).
- La instalación de conexión es fácil y corta, se hace a través de unidades premontadas y transportables.
- Rendimiento de evaporación flexible, agregando o quitando placas.
- Mantenimiento y limpieza fácil.

Este equipo también ha sido seleccionado porque se emplea para tasas de evaporación pequeñas o medianas (el caudal a tratar es pequeño), con líquidos que están ligeramente contaminados con sólidos disueltos y no son propensos a la contaminación, como es el caso que se está analizando y finalmente porque se emplea con productos que son sensibles a la temperatura, como ocurre en el caso de la cerveza, ya que no se desea que se alteren sus propiedades organolépticas. (Gea, 2018)

3.5.2 Eyector

El eyector es el equipo que se encarga de realizar el vacío en el sistema. Se ha seleccionado este equipo como bomba de vacío porque es muy utilizado en equipos de destilación y por las numerosas ventajas que presenta, algunas de ellas son las siguientes:

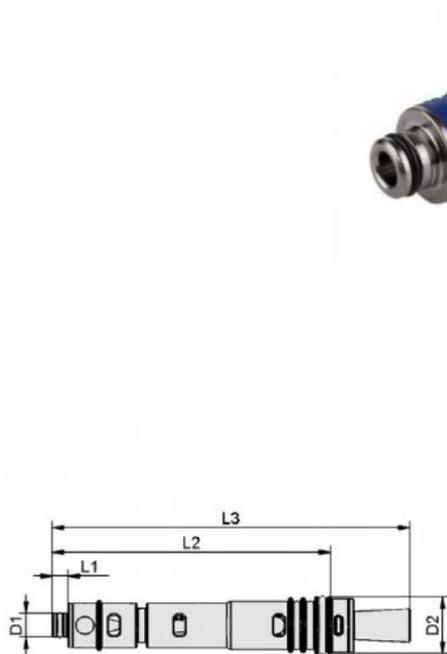
- Carecen de partes móviles.
- No precisan mantenimiento.
- Trabajan con todo tipo de fluidos gases, vapores, líquidos, soluciones, suspensiones con sólidos.
- Fiabilidad en el funcionamiento mantenida por años.
- Permiten ser instalados en cualquier posición.[35]

Dentro de todos los tipos que existen elegir el modelo SEP VH 2 16 22 S de la empresa Schmalz por las propiedades que presenta, las cuáles se comentan a continuación.

Por un lado, tiene la capacidad de realizar una alta depresión, su grado máximo de evacuación es del 90%, por tanto es capaz de lograr de reducir la presión hasta 0,1 bar como se desea en el sistema y su caudal de aspiración máximo está dentro del rango de operación. Además también se ha escogido este equipo porque en su diseño presenta una válvula de seguridad por si existe algún problema en la operación del proceso.

Por otro lado, este eyector se integra fácilmente en cualquier lugar donde se requiera su uso, ya que tiene un reducido tamaño y su peso es muy pequeño. En suma, tiene gran resistencia a la suciedad y su portatobera está compuesto de una sola pieza lo que permite contar con largos intervalos de servicio y permite realizar una limpieza rápida, sencilla y sin herramientas. Todo esto facilita su uso en instalaciones pequeñas. (SCHMALZ, 2018).

El aspecto que presenta y sus medidas se muestran en la siguiente imagen.



Atributo	Valor
D1	10,8 mm
D2	21,8 mm
L1	8 mm
L2	67,5 mm
L3	92 mm

Figura 3-39 Datos Eyector (SCHMALZ, 2018)

3.5.3 Tanques de almacenamiento

Los tanques de almacenamiento tanto de la cerveza con alcohol como de la cerveza procesada sin alcohol se van a seleccionar con el mismo tamaño. El dimensionamiento se ha realizado a partir del caudal de entrada que es el mayor.

Por tanto, si se procesan 20 l/h y se trabaja durante 8 horas al día se necesitaría como mínimo un tanque de 160 litros. Sin embargo, se va a seleccionar uno de tamaño un poco mayor, para tener la seguridad de que se va a poder llevar a cabo la jornada de trabajo de forma continua y para amortiguar posibles incrementos de la demanda.

El tanque elegido es el modelo FCG con puerta comercializado por la empresa Magusa especializada en la fabricación de equipos dirigidos a la industria vinícola y cervecera.

Dicho tanque va a tener una capacidad de 300 litros, su diámetro es de 620 mm y su altura de 1410 mm. Está construido de acero inoxidable AISI 304 y dispone de patas y camisa.

Las dotaciones de servicio que presenta son las siguientes:

- Puerta redonda con 300 mm de diámetro.
- Kit neumático.
- Flotador neumático
- Válvula de presión de vacío de plástico
- 2 válvulas de bola inox 1"

- 3 patas soldadas
- Fondo cónico
- Regleta de nivel con protección inoxidable.

Por último, comentar que el tanque destinado al almacenamiento de cerveza sin alcohol se va a seleccionar con grifo sacamuestra de 3/8 “de acero inoxidable para conocer la calidad del producto antes de salir al mercado. El aspecto que presenta este equipo se muestra en la Figura 3-40. (Magusa, 2017/2018)



Figura 3-40 Tanque de almacenaje de cervezas (Magusa, 2017/2018)

Para el almacenamiento del destilado (etanol) se va a emplear un tanque mucho menor ya que la producción diaria es de 12 litros.

La recogida de etanol se va a realizar en un tanque de acero de capacidad 32 litros proporcionado por la empresa Haléco. Sus dimensiones son 31,5 X 31,5 X 48,7 cm y su peso es de 3,2 kg.

Es un bidón de transporte para que el etanol producido pueda ser llevado hacia cualquier punto de recogida, su aspecto se muestra en la Figura 3-41. (Haléco, 2018)



Figura 3-41 Tanque de almacenamiento de etanol (Haléco, 2018)

3.5.4 Bomba de impulsión

La bomba se va a utilizar para llevar a cabo la alimentación del proceso. Se ha seleccionado una bomba centrífuga autoespirante muy económica con uso recomendado en la industria cervecera, la cual opera en dos direcciones, está estandarizada con juntas VITON para líquidos hasta una temperatura máxima de 95 °C.

El caudal máximo que permite es de 1500 litros/h con una altura máxima de 25 m. La potencia que consume es de 0,5 HP, la velocidad de giro es de 2850 rpm, su peso son 6 kg y sus dimensiones son 23 X 12 X 19 cm. Lo que implica que es un equipo muy manejable.

Comentar que se ha seleccionado esta bomba de gran caudal porque es la que permite proporcionar caudales más pequeños dentro de las adaptadas a la industria cervecera.

El modelo es NOVAX 20 B, distribuida por la empresa Pilsinelli y su apariencia se muestra en la Figura 3-42. (Pilsinelli, 2018)



Figura 3-42 Bomba (Pilsinelli, 2018)

Una vez comentados y descritos todos los equipos se da por finalizada la fase de diseño de la planta de desalcoholización de cerveza a escala de microcervecerías.

Para cerrar este proyecto mencionar que esta propuesta de diseño puede ser variable en función de las necesidades que se requieran, o bien se puede adaptar para lograr diferentes propiedades en el producto final,, bien sean de sabor, de caudal o de grado alcohólico. Sin embargo, antes de terminar, lo que me gustaría resaltar es que como dijo Homer Simpson. (Times, 2017).

“La cerveza es la causa y solución de todos los problemas de la vida”.

4 BIBLIOGRAFÍA

- Alicante, Universidad de.** Métodos aproximados para el cálculo de operaciones de separación multicomponente. *Documento redactado por la Universidad de Alicante.* [En línea] http://iq.ua.es/MetAprox/33_seleccin_de_la_presin_de_operacin_y_del_tipo_de_condensador.html.
- Apuntes, Absorción.** 2018. *Apuntes de clase sobre columnas de absorción.* Sevilla : s.n., 2018.
- Apuntes, Destilación.** 2018. *Apuntes de Destilación de la asignatura Operaciones de Separación.* Sevilla : s.n., 2018.
- Autor.** 2012. Este es el ejemplo de una cita. *Tesis Doctoral.* 2012, Vol. 2, 13.
- Autor, Otro.** 2001. Otra cita distinta. *revista.* 2001, pág. 12.
- Beer, Bemy.** 2017. Información sobre la cerveza Chula Sin. [En línea] 12 de Abril de 2017. <http://www.bemybeer.com/es/cerveza-artesana-sin-alcohol/>.
- Bompart, María del Valle Soprano.** 2008. Tesis Universidad Simón Bolívar . [En línea] Octubre de 2008. <http://159.90.80.55/tesis/000146826.pdf>. 159.90.80.55.
- Cañas, Pedro Miguel Izquierdo.** 2014. [En línea] Diciembre de 2014. <http://pagina.jccm.es/ivicam/investigacion/finalizados/desalcoholizados.pdf>.
- Catarino.** 2010. [En línea] 2010. file:///C:/Users/USUARIO/Downloads/000148656%20(2).pdf.
- Conetech.** *Sitio web de Conetech.* [En línea] http://www.conetech.es/pages/process_SCCprocess.html.
- Diquimia.** Página docente. *Aspen Plus, problema de diseño de una columna de destilación de propano-isobutano.* [En línea]
- Duarte, Francy Alvarado.** 2018. *Documento redactado para el cálculo de la Altura Equivalente a un Plato Teórico.* [En línea] 2018. <https://es.scribd.com/doc/147737577/Determinacion-de-la-Altura-Equivalente-a-un-Plato-Teorico>.
- E.Treybal, Robert.** 1981. *Mass-Transfer Operations.* Singapore : McGraw-Hill, 1981. 0-07-065176-0.
- Gea, Grupo.** 2018. *Página web de Grupo Gea.* [En línea] 2018. <https://www.gea.com/de/products/plate-evaporator.jsp>.
- GEA, Grupo.** 2017. Sitio web de la empresa Gea. [En línea] 2017. <https://www.gea.com/es/products/thermal-dealcoholization-unit.jsp>.
- Haléco.** 2018. *Web empresa Haléco. Expertos en medio ambiente y seguridad.* [En línea] 2018. <http://www.haleco.es/producto/031-532-72-bidon-de-transporte-en-acero-con-tapon/>.
- Hengshui Zhongbao Wire Mesh Co., Ltd.** 2018. [En línea] 2018. https://es.made-in-china.com/co_zhongbaowiremesh/image_Metal-Random-Packing-Tower-Filler-Stainless-Steel-304-304L-316-316L-for-Distillation-Columns_eyoguysey_VnOajiStbQuq.html.
- Henley, Ernest J. y Roper, J.D.Seader y D.Keith.** 2011. *Separation Process Principles.* Asia : Wiley, 2011. 978-0-470-64611-3.
- Herrera, Sergio Jesús Navas.** 2014. Proyecto fin de Carrera. *Control de Columnas de Destilación.* [En línea] Enero de 2014. <http://bibing.us.es/proyectos/abreproy/20374/fichero/Portada.pdf>.
- Industry, Direct.** 2017. *Sitio web Direct Industry.* [En línea] 2017. <http://www.directindustry.es/prod/api-schmidt-bretten/product-39767-1872734.html>.
- Inmateinsa.** 2011. *Web de la empresa Ingenieria y Materiales Técnicos Industriales, S.A.* [En línea] 2011. http://www.inmateinsa.com/sistemas_vacio.html.
- J.R., Martínez Alvarez, A, Villarino Marín y JM, Cobo Sanz.** 2002. Cerveza y Salud. [En línea] Marzo de 2002. http://revista.nutricion.org/hemeroteca/revista_marzo_02/ZCerveza/Cerveza%20sin%20alcohol.PDF.

- Jutglar, Maribel Galán y Lluís. 2012.** *Termotecnia*. Barcelona : Marcombo, 2012. 978-84-267-1733-7.
- Kister, Henry Z. 1992.** *Distillation Design*. California : McGraw-Hill, Inc., 1992. 0-07-034909-b.
- Kunze, Wolfgan. 2006.** *Tecnología para cerveceros y malteros*. s.l. : VLB BERLÍN, 2006.
- Lurueña, Miguel A. 2012.** *Blog de Gominolas de Petróleo, fabricación de la cerveza sin alcohol*. [En línea] 17 de Octubre de 2012. <http://www.gominolasdepetroleo.com/2012/10/como-se-hace-la-cerveza-sin-alcohol.html>.
- M.F.S. 2005.** *Diseño de una torre de destilación multicomponente*. Cartagena : s.n., 2005.
- Magusa. 2017/2018.** *Mag-Beer, equipamiento para cerveza*. [En línea] 2017/2018. http://www.magusa.es/pdfs/2017_magusa_cerveza.pdf.
- Martín, P. Amigo. 2000.** *Termotecnica Aplicaciones Agroindustriales*. Madrid-Barcelona-México : Mundi-Prensa, 2000.
- Miguel, Cerveza San. 2018.** *Sitio web de la Cerveza San Miguel 00*. [En línea] 2018. <https://www.sanmiguel.es/cervezas/san-miguel-00/>.
- Montseny, Cervezas. 2015.** *Sitio web de la cerveza artesana Montseny*. [En línea] 2015. <https://cervesamontseny.cat/es/las-7-diferencias-entre-la-cerveza-artesana-y-la-industrial/>.
- NGF, S.L. 2018.** *Web de la empresa Nueva Generación de Fluidos, S.L.* [En línea] 2018. <http://www.ngfsl.com/equipos-acs-agua-caliente-intercambiador-calor>.
- Noda, Esmeralda. 2014.** *Introducción a Aspen Plus*. [En línea] 2014. <http://slideplayer.es/slide/1714787/>.
- Perales, Ángel L. Villanueva. 2010.** *Apuntes de la asignatura Simulación y Optimización de procesos Químicos*. Sevilla : s.n., 2010.
- Polsinelli. 2018.** *Web empresa Polsinelli*. [En línea] 2018. https://www.polsinelli.it/es/bomba-eléctrica-para-cerveza-novax-20-b-P1041.htm?gclid=CjwKCAjwur7YBRA_EiwASXqIHBfVgHxAGR_TULi_0jqWHIhNHNkFgadPedU5Vz7VPY9PW1bs-5Dz_RoCRsEQAvD_BwE.
- Regalo, Asunción Rodríguez. 2015.** *Evaluación de destilación en torre de platos para mezclas agua-etanol y agua-propanodiol*. Sevilla : s.n., 2015.
- Revista Especializada en Ciencias Químicas. Escalante, Estela. 2011.* 1, México : s.n., 2011, Vol. 14.
- SCHMALZ. 2018.** *Página web de la empresa SCHMALZ*. [En línea] 2018. https://www.schmalz.com/es/tecnica-de-vacio-para-la-automatizacion/componentes-de-vacio/generadores-de-vacio/modulos-eyector?c_489=5423.
- Soluciones termointindustriales del norte, S.A. 2009.** [En línea] 2009. http://sol-term.com/intercambiador_placas.htm.
- Stock, Solo. 2018.** *Página de venta de la empresa Solo Stock*. [En línea] 2018. <https://www.solostocks.cl/venta-productos/equipos-refrigeracion-transferencia-calor/intercambiadores-calor/intercambiador-de-calor-placas-sellos-4173556>.
- Sulzer. 2018.** *Web del fabricante de rellenos Sulzer*. [En línea] 2018. <https://www.sulzer.com/en/shared/products/2017/03/28/13/26/gauze-packings>.
- Technology, Aurum Process. 2010.** [En línea] 2010. <http://www.aurumprocess.com/es/aplicaciones/soluciones-y-articulos/evaporacion-por-compresion-mecanica-de-vapor>.
- Térmicos, Departamento de Máquinas y Motores. 2015.** [En línea] Escuela Universitaria Politécnica de Donostia, San Sebastián, 5 de Julio de 2015. <http://www.sc.ehu.es/nmwmigaj/bombavacio.htm>.
- Times, The Beer. 2017.** [En línea] Agosto de 2017. <https://www.thebeertimes.com/25-frases-inmortales-sobre-la-cerveza/>.
- Torregrosa López, Juan Ignacio. Documento de la Universidad Politécnica de Valencia.** [En línea]

https://riunet.upv.es/bitstream/handle/10251/29929/ArticuloDocente_3.pdf?sequence=1.