

Trabajo Fin de Grado
Grado en Ingeniería Química

Estudio de los métodos de producción de cerveza sin alcohol y diseño de una planta de desalcoholización

Autor: José Antonio Domínguez Miranda

Tutores: María Custodia Fernández Baco y José Fernando Vidal Barrero

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

Sevilla, 2025



Trabajo Fin de Grado
Grado en Ingeniería Química

Estudio de los métodos de producción de cerveza sin alcohol y diseño de una planta de desalcoholización

Autor:

José Antonio Domínguez Miranda

Tutores:

María Custodia Fernández Baco

José Fernando Vidal Barrero

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

Sevilla, 2025

Trabajo Fin de Grado: Estudio de los métodos de producción de cerveza sin alcohol y diseño de una planta de desalcoholización.

Autor: José Antonio Domínguez Miranda

Tutor: María Custodia Fernández Baco
José Fernando Vidal Barrero

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

Presidente:

Vocales:

Secretario:

Acuerdan otorgarle la calificación de:

Sevilla, 2025

El Secretario del Tribunal

RESUMEN

Este trabajo aborda un estudio exhaustivo sobre los métodos de producción de cerveza sin alcohol y propone el diseño de una planta de desalcoholización que emplea una columna de destilación a vacío como el método principal.

Ante la creciente demanda de productos sin alcohol, la industria cervecera ha desarrollado diversas técnicas de desalcoholización, cada una con sus ventajas y limitaciones. Entre los métodos analizados en este estudio se incluyen la fermentación controlada, la osmosis inversa, la evaporación y la destilación a vacío, entre otros, siendo este último el enfoque central de diseño debido a su capacidad para eliminar el alcohol a bajas temperaturas, conservando así los aromas y características sensoriales de la cerveza.

Para el diseño de la planta, se han calculado detalladamente los requisitos de los equipos principales como la columna de destilación, bomba centrífuga para el transporte de la cerveza, un sistema de almacenamiento y un intercambiador de calor. Cada equipo es dimensionado y seleccionado considerando factores operacionales y económicos, lo que permite definir una planta eficiente en términos de conservación del perfil aromático y costos de operación. Así, este trabajo establece un enfoque integral y optimizado para la producción de cerveza sin alcohol, proporcionando un marco técnico que respalda su viabilidad industrial.

ABSTRACT

This paper undertakes a comprehensive study of non-alcoholic beer production methods and proposes the design of a dealcoholisation plant using a vacuum distillation column as the main method.

Faced with the growing demand for non-alcoholic products, the brewing industry has developed various dealcoholisation techniques, each with its own advantages and limitations. The methods analysed in this research include controlled fermentation, reverse osmosis, evaporation and vacuum distillation, among others, the latter being the central design approach due to its ability to remove alcohol at low temperatures, thus preserving the aromas and sensory characteristics of the beer.

For the design of the plant, the requirements for the main equipment such as the distillation column, centrifugal pump for beer transport, a storage system and a heat exchanger are calculated in detail. Each piece of equipment is dimensioned and selected considering operational and economic factors, which allows defining an efficient plant in terms of aroma profile preservation and operating costs. Thus, this work establishes a comprehensive and optimised approach to the production of non-alcoholic beer, providing a technical framework that supports its industrial viability.

ÍNDICE

Resumen	4
Abstract	5
Índice	6
1. La cerveza sin alcohol	11
1.1 Mercado global	11
1.2 Mercado en España	12
2. Elaboración de cerveza sin alcohol	15
2.1 Métodos físicos	15
2.1.1.1 Destilación	16
2.1.1.2 Destilación o Rectificación continua a vacío	16
2.1.1.3 Evaporadores de película delgada	16
2.1.1.4 Evaporador Centritherm	17
2.1.1.5 Columna a vacío de conos rotatorios	18
2.1.1.6 Rectificación a vacío Sigmatec	19
2.1.2 Métodos de separación con membranas	20
2.1.2.1 Diálisis	20
2.1.2.2 Ósmosis inversa	22
2.2 Métodos biológicos	23
2.2.1 Proceso de maceración modificado	23
2.2.2 Proceso de fermentación limitado	25
2.2.3 Uso de levadura especial	26
2.2.4 Fermentación continua	26
2.3 Selección del método	27
2.4 Antecedentes, objetivos y alcance	28
3. Descripción del proceso y equipos principales	29
3.1 Datos de partida	30
3.2 Equipos	30
3.2.1 Intercambiadores de calor	30
3.2.2 Bombas de impulsión	34
3.2.3 Evaporador flash	36
3.2.3 Columna de destilación	37
4. Columna de rectificación	40
4.1 Definición de la presión de operación	40
4.2 Balance de materia y método McCabe-Thiele	46

4.2.1 Zona de enriquecimiento o rectificación	48
4.2.2 Zona de agotamiento	49
4.2.3 Etapa de alimentación	49
4.2.4. Cálculo de número de etapas: Método gráfico	50
4.3 Simulaciones con Aspen Plus	53
4.3.1. Modelo DSTWU	53
4.3.2. Modelo RADFRAC	57
4.4 Selección del tipo de columna	62
4.4.1 Columna de platos	62
4.4.2 Columna de relleno	66
4.5.3 Comparativa	68
4.5 Dimensionado de la columna	68
5. Equipos auxiliares y hojas de equipos	69
5.1 Bomba	69
5.2 Tanques de almacenamiento	69
5.3 Intercambiador de calor	70
6. Conclusión	74
Referencias	76

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 4-1. Balance de materia	49
Tabla 4-2. Especificaciones de la corriente de alimentación en Aspen	54
Tabla 4-3. Resultados de simulación por el método DSTWU	55
Tabla 4-4. Ratio de reflujo frente a etapas teóricas proporcionado por Aspen	56
Tabla 4-5. Comparativa balances de materia	58
Tabla 4-6. Balance de materia simulación RADFRAC	60
Tabla 4-7. Comparativa rendimiento de operación	60
Tabla 4-8. Resultados completos simulación RADFRAC	61
Tabla 4-9. Comparativa dimensionado de la columna	70

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1-1. Variación consumo de bebidas alcohólicas	13
Figura 2-2. Evaporador de película delgada de varias etapas	18
Figura 2-3. Evaporador Centritherm	19
Figura 2-4. Columna a vacío de conos rotatorios	20
Figura 2-5. Diagrama de flujo sistema Simatec	20
Figura 2-6. Planta tecnología Simatec 10.000 l/h	21
Figura 2-7. Diagrama proceso de diálisis	23
Figura 2-8. Diagrama ósmosis inversa	24
Figura 2-9. Actividad enzimática durante el macerado	25
Figura 2-10. Efectos del aireado durante la fermentación	28
Figura 3-1. Diagrama de Flujo de la planta	31
Figura 3-2. Recorrido de fluidos en el interior de un intercambiador de calor de placas	32
Figura 3-3. Intercambiador de calor de placas con juntas	34
Figura 3-4. Intercambiador de placas soldadas	35
Figura 3-5. Bomba centrífuga de flujo radial	36
Figura 3-6. Bomba centrífuga eje horizontal	37
Figura 3-7. Bomba centrífuga eje vertical	37
Figura 3-8. Tipos de condensador	39
Figura 3-9. Hervidor tipo Kettle	40
Figura 4-1. Guía para la selección del método termodinámico en Aspen Plus	42
Figura 4-2. Diagrama T-xy de la mezcla agua y etanol a 1 bar	43
Figura 4-3. Diagrama T-xy de la mezcla agua y etanol a 0,75 bar	44
Figura 4-4. Diagrama T-xy de la mezcla agua y etanol a 0,5 bar	44
Figura 4-5. Diagrama T-xy de la mezcla agua y etanol a 0,25 bar	45
Figura 4-6. Diagrama T-xy de la mezcla agua y etanol a 0,1 bar	46
Figura 4-7. Diagrama T-xy de la mezcla agua y etanol a 0,05 bar	47
Figura 4-8. Cálculo de reflujo mínimo por método gráfico	52
Figura 4-9. Número de etapas teóricas por McCabe-Thiele (Normal y ampliado)	53
Figura 4-10. Diagrama DSTWU	55
Figura 4-10. Relación entre R y n	57
Figura 4-11. Coste vapor (A), costes fijos (B) y costes totales (C)	58
Figura 4-12. Diagrama RADFRAC	59
Figura 4-13. Disposiciones del flujo de líquido a través de la bandeja	64
Figura 4-14. Bubble-cap tray	65

Figura 4-16. Bandeja perforada	65
Figura 4-17. Límites de capacidad de una columna típica de bandejas de burbuja	67
Figura 4-18. HETP para un rango de flujos de vapor en distintos rellenos	69

1 LA CERVEZA SIN ALCOHOL

La producción de cervezas con baja graduación alcohólica ha tenido diferentes motivos históricos a lo largo del siglo pasado. Uno de ellos durante las Guerras Mundiales (1914-1918 y 1939-1945) en las cuales la escasez de materias primas dio lugar a la producción de cervezas con bajo extracto original y por tanto bajo contenido de alcohol. O por ejemplo entre 1919 y 1933 dónde la prohibición de fabricar, vender y consumir alcohol en Estados Unidos incrementó la producción de cervezas de bajo contenido alcohólico.

Sin embargo, podríamos decir que a finales del siglo XX el esfuerzo por producir cerveza con bajo contenido alcohólico estuvo motivado principalmente por:

- Un incremento en la producción global mediante la introducción de nuevos productos en países con mercados altamente competitivos.
- Proporcionar a los consumidores de cerveza productos alternativos antes o durante sus actividades o condiciones incompatibles con el consumo de alcohol, como pueden ser la conducción de algún vehículo, manejo de maquinaria, práctica de deporte, embarazo o medicación.
- Abrir las puertas a mercados de bebidas en países donde el consumo de alcohol está prohibido por motivos religiosos. (Brányik, 2012)

1.1 Mercado global

Aunque las ventas de cervezas con bajo contenido de alcohol no cumplieron con las expectativas inicialmente optimistas y el mercado de estos productos ha sido durante mucho tiempo sólo una gota en el mar de la producción total de cerveza hoy en día es un segmento de rápido crecimiento. Esto se debe a una población más concienciada sobre la salud y el bienestar, así como a cambios en las preferencias de los consumidores hacia opciones de bebidas más ligeras. (Brányik, 2012)

Se percibe un reciente aumento de interés por parte de los consumidores, especialmente en los mercados desarrollados, en opciones de bebidas con bajo contenido en alcohol. Este cambio se ha atribuido a una mayor conciencia sobre la salud y una búsqueda de estilos de vida más equilibrados. Según la Organización Mundial de la Salud, el consumo de alcohol entre los jóvenes de 15 a 24 años ha disminuido en la mayoría de los países europeos.

El mercado de la cerveza sin alcohol se estimó en 13.500 millones de dólares en 2016, con una proyección de valor de 25.000 millones de dólares en 2024. Esto se ve reflejado por ejemplo en los Países Bajos, donde el consumo de cervezas sin alcohol ha aumentado en un 400% durante la última década, o en China, donde el lanzamiento de cervezas de bajo contenido en alcohol alcanzó el 29% en 2016, mientras que la media mundial ronda el 8% (Haddad, 2023)

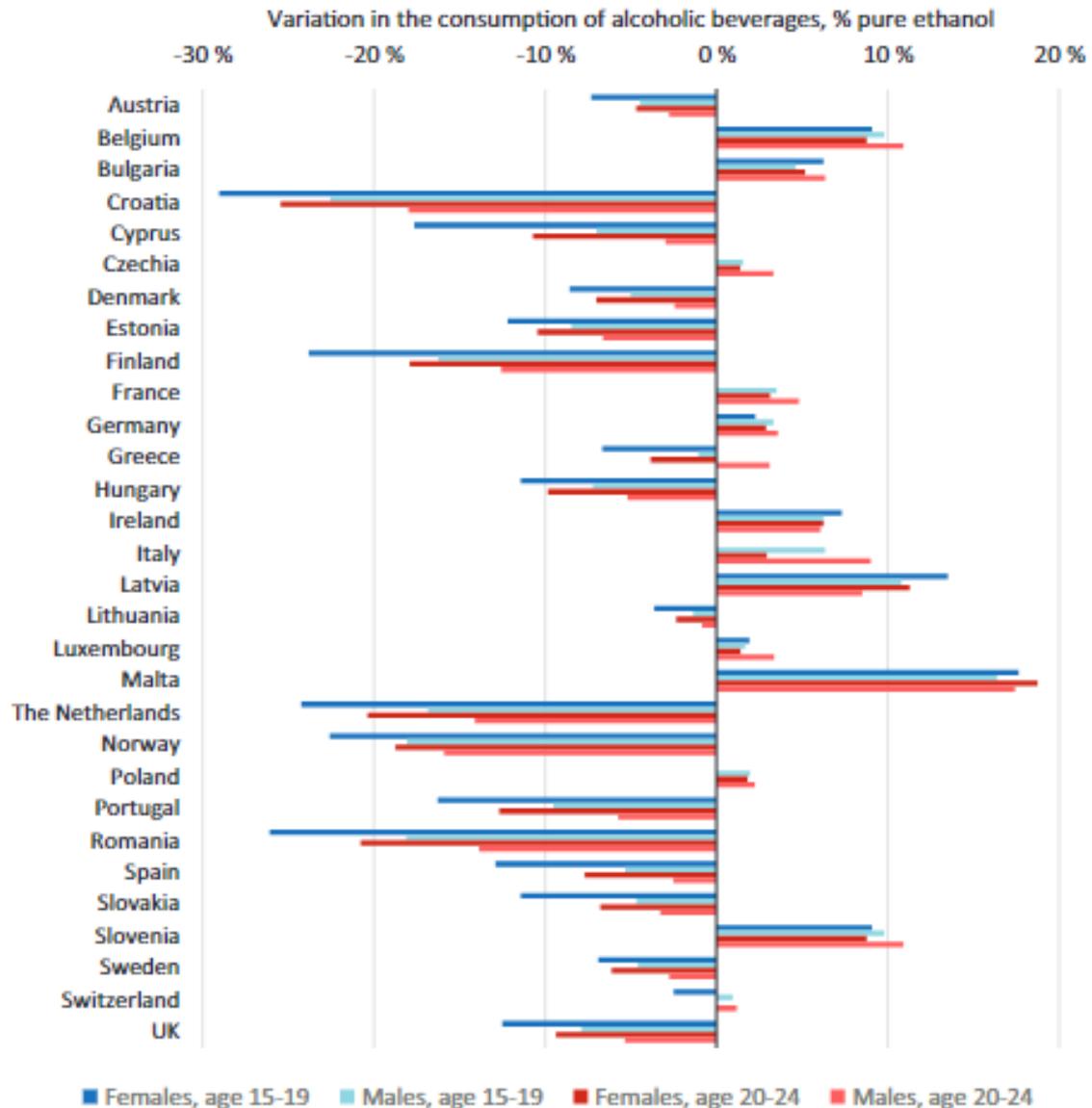


Figura 1-1. Variación consumo de bebidas alcohólicas (Piornos, Koussissi, 2022).

En la figura se puede ver la tendencia en el consumo de bebidas alcohólicas en los diferentes países europeos de 2010 a 2016. En su mayoría existe una reducción clara en el consumo, sobre todo entre los más jóvenes, y solo en cuatro de ellos el aumento supera el 10%.

La industria cervecera ha respondido a esta demanda con una amplia gama de cervezas con bajo contenido en alcohol. Las cerveceras han innovado en términos de sabores, perfiles de sabor y presentaciones para atraer a diferentes segmentos de consumidores. En la mayoría de países de la UE, este tipo de cervezas se dividen entre las conocidas como cervezas sin alcohol, con menos de 0,5% de alcohol en volumen, y las cervezas con bajo contenido en alcohol, con menos de 1,2% v/v; aunque los procesos para producir ambas son prácticamente idénticos (Brányik, 2012)

1.2 Mercado en España

A nivel nacional, el mercado de cerveza sin alcohol o con bajo contenido en alcohol ha estado creciendo de manera constante en los últimos años. De hecho, España es uno de los países líderes en el consumo de cerveza sin alcohol, representando alrededor de un 14% del consumo total de cerveza. Esto se debe, en gran medida, a la percepción de la cerveza sin alcohol como una opción socialmente responsable en contextos como la

conducción o el trabajo. El consumo de cerveza sin alcohol en supermercados alcanzó en 2023 aproximadamente 129 millones de litros, lo que representa un aumento del 2,7% en volumen.

La demanda de la misma es especialmente notable entre personas mayores a 35 años y aquellas con un enfoque más consciente en cuanto a la salud; sin embargo, el mercado de cerveza sin alcohol en España se enfrenta a algunos desafíos, como la necesidad de mejorar constantemente el sabor y la calidad de las cervezas sin alcohol para atraer a más consumidores, especialmente a los que aún perciben estas cervezas como una alternativa de menor calidad frente a la cerveza tradicional. (Cerveceros de España, 2023)

Este auge ha sido significativo en el contexto de la hostelería, donde la cerveza sin alcohol ha ganado terreno debido a la moderación en el consumo de alcohol entre adultos más jóvenes. Según informes de Cerveceros de España y estudios de mercado como el de Kantar, el 54% de los adultos entre 18 y 30 años ha reducido su consumo de alcohol. Las principales cerveceras, como Mahou San Miguel y Heineken, han fortalecido su oferta de cervezas sin alcohol, contribuyendo a este crecimiento. La popularidad de las variedades sin alcohol de marcas como Heineken 0,0 ha sido clave, llegando a representar casi el 10% de sus ventas totales en 2023 (Kantar, 2023; La Vanguardia, 2023). Tanto es así, que se consume más cerveza sin alcohol en España que en toda Latinoamérica junta. (Euromonitor)

Como consecuencia, el desarrollo del mercado de la cerveza sin alcohol en España ha impulsado a diversas marcas a innovar en la creación de productos de alta calidad que satisfagan las nuevas demandas de los consumidores. A lo largo de los años, las cerveceras han lanzado una gama de cervezas sin alcohol o con bajo contenido alcohólico, desde productos históricos hasta las innovaciones más recientes.

Algunas de las más representativas son:

Mahou San Miguel

Siendo uno de los gigantes cerveceros en España, su incursión en el mercado de cervezas sin alcohol ha sido clave. "**Mahou 0,0**" es una de las cervezas sin alcohol más reconocidas en el país, lanzada como parte de su compromiso de ofrecer alternativas saludables. Históricamente, la empresa también lanzó "**San Miguel 0,0**", otra cerveza sin alcohol que ha ganado popularidad. Ambos productos son un claro reflejo del enfoque en la calidad del sabor, con énfasis en que el consumidor no sienta que está renunciando a la experiencia tradicional de una cerveza. Además, en los últimos años, Mahou ha innovado con cervezas especiales, como "**Mahou 0,0 Tostada**", para atraer a un público más amplio. (Mahou San Miguel, 2021)

Heineken España

Heineken España también ha sido pionera en el mercado de cervezas sin alcohol. En 2017, la marca lanzó "**Heineken 0,0**", una cerveza que fue rápidamente aceptada por los consumidores españoles gracias a su estrategia de marketing y su sabor cercano al de la Heineken tradicional. La empresa destacó por su campaña que posicionaba esta cerveza como una opción ideal para personas que deseaban disfrutar de una cerveza en cualquier momento del día, sin los efectos del alcohol. Esta estrategia se centró especialmente en aquellos que buscaban un consumo más moderado o que estaban preocupados por cuestiones de salud y bienestar. (Heineken, 2021)

Estrella Damm

Estrella Damm ha apostado también por la diversificación dentro del sector de cervezas sin alcohol con su popular "**Estrella Damm Free**", una cerveza sin alcohol que conserva el carácter mediterráneo de la marca. Además, más recientemente, la compañía lanzó su versión "**Free Damm Lemon**", una cerveza sin alcohol mezclada con limón, que responde a la tendencia del consumidor hacia productos más refrescantes y ligeros.

Estas innovaciones no solo han permitido a la marca atraer a más consumidores, sino también adaptarse a las preferencias de quienes buscan alternativas más refrescantes y bajas en calorías. (Damm, 2022)

Ambar

Ambar fue una de las primeras marcas en ofrecer cervezas sin alcohol en España, con el lanzamiento de "**Ambar Sin**" en la década de los 70. Su gama de productos ha evolucionado desde entonces, incluyendo versiones como "**Ambar 0,0**", que asegura un sabor completo y una experiencia similar a una cerveza convencional. También han innovado en el mercado con productos como "**Ambar Especial Sin Gluten**", lo que muestra su capacidad para adaptarse a las demandas del consumidor moderno. (Ambar, 2021)

Cruzcampo

Cruzcampo, ahora parte de Heineken España, ha lanzado productos como "**Cruzcampo 0,0**" y "**Cruzcampo 0,0 Radler**", que combinan la cerveza sin alcohol con limón. Estas innovaciones responden a la demanda de cervezas más refrescantes y ligeras, especialmente para el mercado español, donde las bebidas con limón y otros sabores frutales son populares. Cruzcampo ha trabajado para mejorar su imagen y ampliar su público ofreciendo estas alternativas sin alcohol como una opción socialmente responsable y saludable. (Cruzcampo, 2021)

Tras analizar el mercado actual, junto con las estrategias de las principales marcas en España, se pasa a examinar los distintos métodos utilizados para la elaboración de cerveza sin alcohol. Existen varias técnicas que las cerveceras emplean para reducir o eliminar el contenido alcohólico de la cerveza, con la intención de mantener su sabor y características. A lo largo del siguiente punto, se discutirán los métodos más comunes, como la evaporación controlada, la fermentación interrumpida y el uso de tecnologías de membrana, para así comprender cómo estas técnicas influyen en el producto final.

2 ELABORACIÓN DE CERVEZA SIN ALCOHOL

Los diferentes métodos para la producción de cervezas sin alcohol se pueden dividir en dos grupos principales:

- **Métodos físicos**
- **Métodos biológicos**

Los primeros se basan en la eliminación de alcohol en la cerveza normal y requieren una inversión considerable en los equipos necesarios. Estos procesos son capaces de reducir el contenido en etanol hasta casi por completo y, en general, no afectan mucho a la calidad sensorial del producto (sabor, aroma, etc.).

Por otro lado, los métodos biológicos más extendidos consisten en la formación limitada de etanol durante la fermentación de la cerveza. Éstos se realizan por lo general en equipos cerveceros tradicionales, por lo que no necesitan grandes inversiones adicionales, aunque a menudo se caracterizan por un producto con sabores algo desagradables a mosto. La selección de microorganismos adecuados, hechos a medida o cuidadosamente seleccionados pueden ayudar a corregir este problema.

También existen métodos basados en la producción limitada de alcohol que sí requieren equipos y materiales especiales (biorreactor o soportes para la inmovilización celular) donde el aumento en los costes se ve justificado por una mayor producción al trabajar con procesos continuos. La gran desventaja de este grupo frente a los métodos físicos es la imposibilidad de producir cervezas con un contenido en alcohol cercano a cero.

2.1 Métodos físicos

Las tecnologías industriales aplicadas en la eliminación total o parcial de etanol en la cerveza pueden clasificarse en dos grupos, según el principio de separación:

- **Procesos térmicos** (evaporación y rectificación).
- **De membrana** (diálisis, ósmosis inversa).

Además de ellos existen otros métodos de desalcoholización de cerveza que se han estudiado en condiciones de laboratorio como la extracción con membrana, extracción supercrítica de CO₂, pervaporación, adsorción de zeolitas hidrofóbicas o concentración por congelación.

2.1.1 Procesos térmicos

Estos métodos se basan en aplicar calor para eliminar el alcohol presente en la cerveza. Son posibles debido a la diferencia entre los puntos de ebullición entre el etanol y el agua

En general, las principales ventajas de los procesos térmicos son el potencial de eliminar por completo el alcohol de la cerveza, comercializar el alcohol extraído, la operación automática y en continuo después de un corto periodo de arranque y la flexibilidad en términos de rendimiento volumétrico y composición de la cerveza de entrada.

Sin embargo, la adquisición de los sistemas y equipos necesarios para su aplicación requieren de una inversión considerable, además del coste de operación por la alta demanda energética y algunos riesgos de daño térmico o pérdida de volátiles son algunos de los inconvenientes más destacables.

También cabe mencionar que tras todos los procesos térmicos es necesario carbonatar y diluir con agua libre de oxígeno la cerveza sin alcohol concentrada.

2.1.1.1 Destilación

Este proceso consiste en calentar la cerveza con alcohol para generar una fase vapor rica en alcohol y la fase líquida restante habrá disminuido considerablemente su contenido alcohólico. A continuación, el vapor es enfriado en un condensador del que se extrae una corriente con una concentración alta en alcohol.

Los primeros intentos de desalcoholización de cerveza mediante evaporación o destilación se realizaron a presión atmosférica, pero debido al deterioro en el sabor producido por las altas temperaturas (se pierde una gran cantidad de volátiles que proporcionan aroma y sabor al producto), pronto fueron sustituidos por destilación a vacío en la cual el nivel térmico requerido es inferior.

Además, reducir la presión en el proceso de destilación permite extraer el alcohol a temperaturas mucho más bajas, de modo que las presiones absolutas de trabajo se encuentran en el rango de 4 a 20 kPa, alcanzando la vaporización a temperaturas entre 30 y 60°C. En cualquier caso, durante los procesos térmicos puede haber efectos sobre el sabor o la calidad de la cerveza debidos a la temperatura y al periodo de exposición.

2.1.1.2 Destilación o Rectificación continua a vacío

El proceso en este tipo de plantas consta principalmente de:

1. **Precalentamiento** de la cerveza con alcohol anteriormente producida se somete a un precalentamiento en un intercambiador de placas hasta alcanzar los 42°C.
2. **Desgasificación** y liberación simultánea de compuestos volátiles en un desgasificador a vacío. Se elimina el CO₂ que dificulta el proceso de desalcoholización.
3. **Desalcoholización** normalmente en una columna de relleno a vacío, recuperando los componentes aromáticos del CO₂ y dirigiéndolos a la cerveza sin alcohol producida.

A menudo, para optimizar el proceso y la calidad del producto, la destilación suele dividirse en dos etapas, de modo que en la primera se busca eliminar ésteres y otros compuestos volátiles y en la segunda se ajustan las condiciones de operación a la eliminación únicamente de 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).

La capacidad de producción de estas instalaciones puede llegar hasta los 20.000 litros de cerveza sin alcohol por hora. El sistema además contiene una unidad de recuperación de aromas, donde los componentes aromáticos son recuperados y pueden ser redirigidos a la cerveza bajo presión (Koerner, 1996). Los vapores ricos en alcohol pueden concentrarse hasta un 75% ABV en una sección de rectificación y comercializarse de inmediato (Narziss et al., 1993; API Schmidt-Bretten, 2004). Sin concentrarse, el subproducto alcohólico producido tiene alrededor de 8-9% ABV. Este subproducto puede venderse para acetificación y producir vinagre (Regan, 1990).

2.1.1.3 Evaporadores de película delgada

Sometidos al mismo principio que los procesos anteriores, los evaporadores de película delgada son equipos que tienen como objetivo lograr un funcionamiento a bajas temperaturas de evaporación (a vacío) y además minimizar el tiempo de residencia del producto en el evaporador. La solución es una película delgada de producto líquido

En la mayoría de los casos, esta película fluye por la cara interior de un tubo de vaporización vertical y está generada por un sistema de palas rotatorias que la distribuyen uniformemente por la pared interior del tubo. Esta película apenas genera presión hidrostática, además de ofrecer una mínima retención y casi ningún gradiente de temperatura ni concentración, debido al mezclamiento radial. Esto proporciona unas tasas de evaporación muy elevadas, permitiendo tiempos de residencia muy bajos en el evaporador incluso a bajas temperaturas. Los vapores son conducidos generalmente hacia arriba a contracorriente hasta un condensador. En la siguiente figura se representa el diagrama flujo de un evaporador de varias etapas.

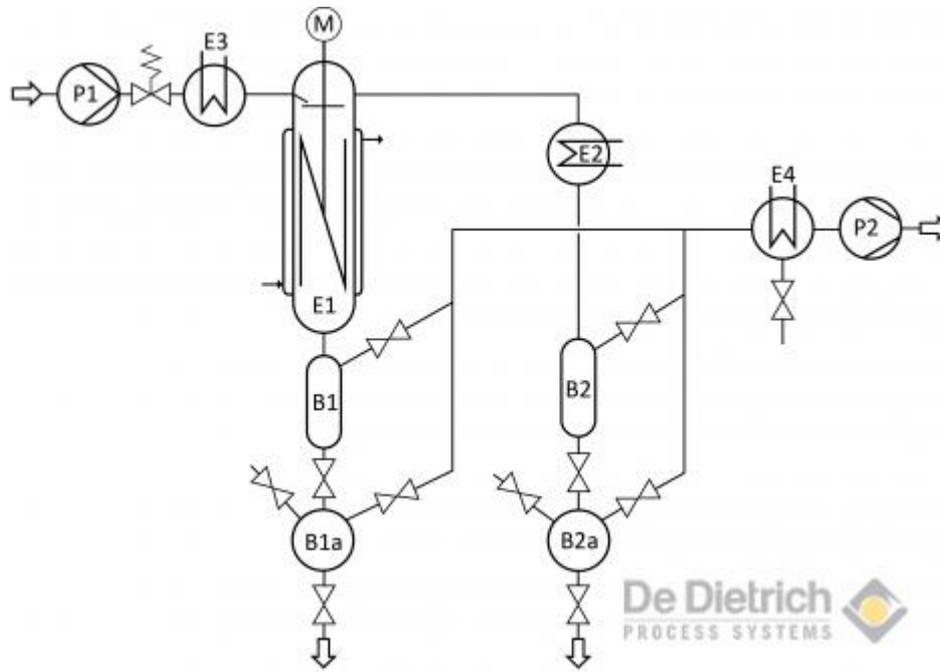


Figura 2-2. Evaporador de película delgada de varias etapas. (DeDietrich).

Además, los costes de adquisición y operación de la evaporación de película descendente se consideran los más bajos de todos los sistemas de desalcoholización térmica (Stein, 1993; Zufall y Wackerbauer, 2000a). A menudo se emplea un diseño de múltiples etapas, de modo que los vapores ricos en alcohol que provienen del primer evaporador pueden usarse para calentar el segundo, los producidos en el segundo para calentar el tercero y así sucesivamente.

Cierta desventaja de esta disposición de múltiples etapas es la necesidad de operar la primera etapa a una temperatura relativamente alta (60 °C), de modo que la temperatura del vapor en la etapa final sea suficientemente alta para la eliminación del alcohol (35–40 °C) (Hochberg, 1986). Esto provoca una pérdida de aromas importante a tener en cuenta, afectando directamente en las características sensoriales del producto final.

2.1.1.4 Evaporador Centritherm

El evaporador Centritherm, otro modelo de evaporador de película es un evaporador centrífugo de efecto simple que funciona a vacío y utiliza el vapor como medio de calentamiento. La superficie de calentamiento es la parte inferior de unos conos giratorios huecos que pueden ser apilados verticalmente para aumentar la capacidad de evaporación según el modelo.

El producto a concentrar entra en el evaporador a través de un tubo de alimentación, y unas boquillas de inyección (una para cada cono) distribuyen el producto sobre la superficie de calentamiento de cada cono. La fuerza centrífuga dispersa instantáneamente el producto sobre toda la superficie de calentamiento en una capa muy fina (de aproximadamente 0,1 mm). El producto pasa por la superficie de calentamiento en menos de un segundo y opera a temperaturas de 35-60°.

La cerveza concentrada y desalcoholizada se acumula en el borde exterior de los conos y sale del evaporador a la línea de proceso. Los vapores suben por el centro del cono hasta un condensador externo, como puede verse en la figura 2-3.

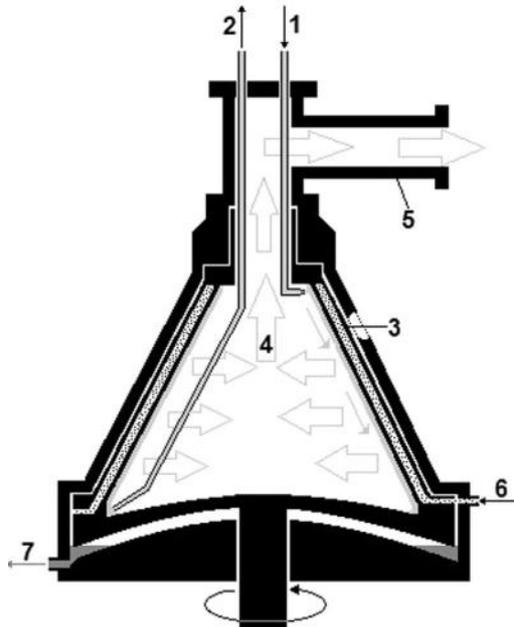


Figura 2-3. Evaporador Centritherm. (Zufall and Wackerbauer,).

Este sistema tiene un impacto térmico mínimo sobre el producto y un funcionamiento bastante sencillo. Como inconveniente, es sensible a la entrada de oxígeno a través de las juntas de las piezas móviles, pudiendo poner en riesgo al equipo.

2.1.1.5 Columna a vacío de conos rotatorios

Éste es uno de los sistemas más eficaces en el proceso de desalcoholización de bebidas. Combina lo mejor de la destilación a vacío y el evaporador Centritherm y requiere de un equipo muy específico.

El equipo contiene una serie de conos fijos unidos a la pared interior de la columna, alternados con conos móviles unidos a un eje giratorio. Esto permite al líquido descender por gravedad sobre la superficie superior del primer cono fijo a modo de película y caer sobre el primer cono giratorio, que, debido a la fuerza centrífuga, genera una película turbulenta e induce un flujo de líquido ascendente que cae por el borde al siguiente cono fijo inferior. Así hasta el fondo de la columna, como puede observarse en la figura 2-4.

Los conos giratorios alcanzan las 300-500 rpm y existen aletas que favorecen la turbulencia en el líquido y vapor, que dan lugar a una transferencia de masa muy eficiente, y el equipo trabaja a vacío y temperaturas de 40-55°C. Todo esto permite reducir el contenido de alcohol original de alrededor de 5%v/v hasta un 0,01-0,03%v/v de una sola pasada.

Entre las diferentes técnicas de recuperación de aromas en la columna de conos, la más empleada divide el proceso de desalcoholización en dos etapas. La primera, a una temperatura máxima de 53,7°C en la que se eliminan la mayoría de los ésteres y la mitad de alcoholes superiores, reduciendo la cantidad de alcohol en un 1%v/v, y un segundo paso por la columna a una temperatura máxima de 57,2°C que consigue un contenido de alcohol en el producto de 0,17%v/v. El resultado al combinar este concentrado con la corriente extraída en la primera pasada, dan lugar a una cerveza con 0,5%v/v en alcohol y un 25-30% de los ésteres y alcoholes retenidos (Badcock et al., 1994).

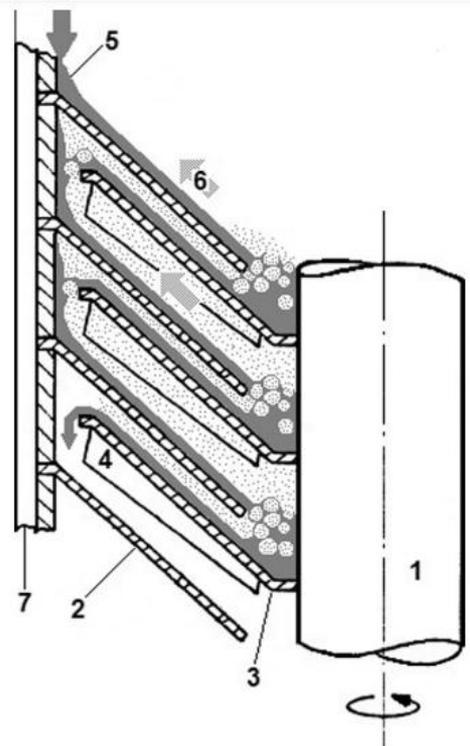


Figura 2-4. Columna a vacío de conos rotatorios. (Zufall and Wackerbauer).

2.1.1.6 Rectificación a vacío Sigmatec

Es el método más sofisticado en la actualidad, garantizando una lenta separación de alcohol basado en la rectificación a vacío, su diagrama de flujo queda representado a continuación, en la figura 2-5.

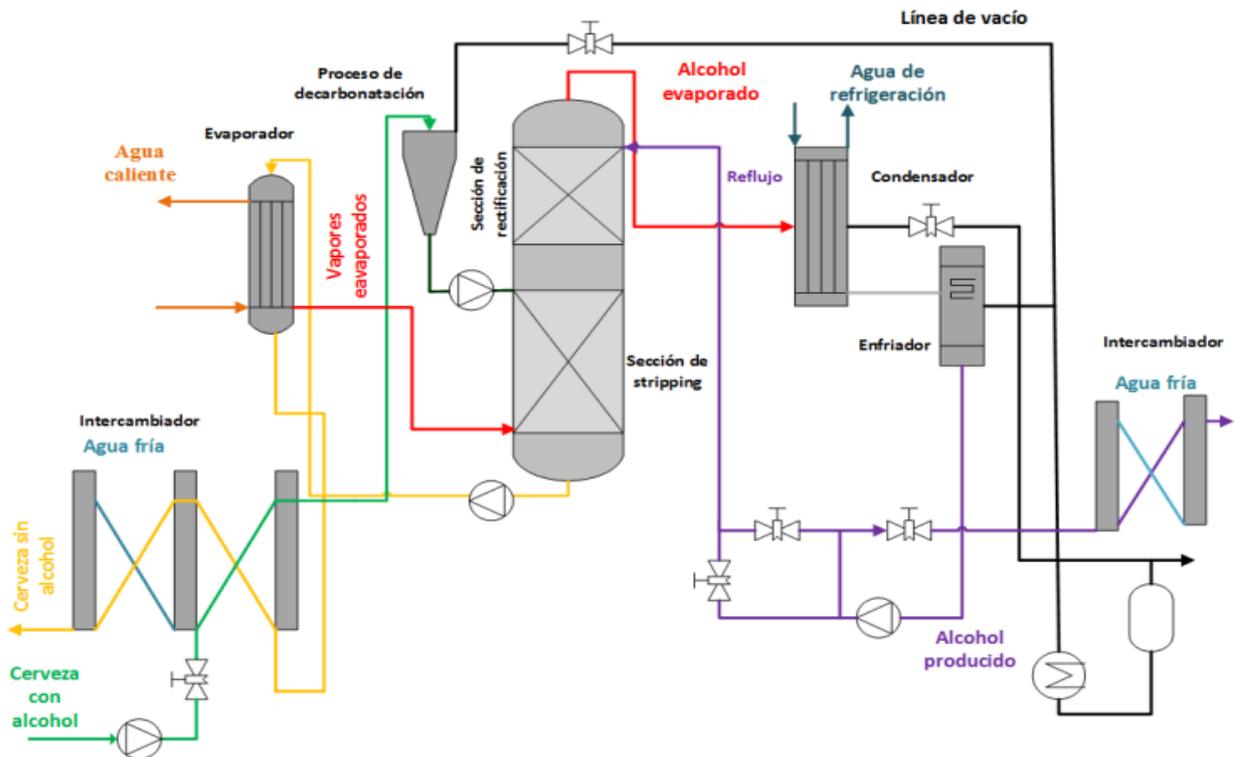


Figura 2-5. Diagrama de flujo sistema Sigmatec (Celia Muñoz, 2017).

El proceso consta de precalentamiento y decarbonización, que permiten la recuperación de los componentes aromáticos en el producto final.

A continuación, se lleva a cabo la rectificación a vacío a temperaturas de 43-48°C, eliminando de manera selectiva el alcohol, y se alimenta desde el fondo de la columna a un evaporador. Aquí se producen vapores necesarios para la rectificación que se redirigen a la columna.

Entonces, la cerveza sin alcohol se enfría en un intercambiador de placas hasta los 2°C y se somete a carbonización si es necesario, y finalmente son llevados a la unidad de recuperación de aromas, en la que se reintroducen los componentes extraídos al principio del proceso o el producto es rociado con la cerveza original.

Esta tecnología puede aplicarse a plantas de un amplio rango dimensiones que van desde los 400 l/h de producción, como es la representada en la siguiente figura (2-6), hasta los 10.000 l/h.



Figura 2-6. Planta tecnología Sigmatec 10.000 l/h. (Sigmatec).

2.1.2 Métodos de separación con membranas

Estos métodos están basados en la separación mediante el uso de membranas semipermeables que actúan de filtro, en este caso la separación de etanol de la cerveza.

Estos procesos carecen casi por completo de impacto térmico, por lo que no afectan al sabor ni aroma del producto final; sin embargo, el coste de instalación y operación es mayor que en los procesos térmicos si se quiere obtener cervezas con un contenido en alcohol cercano a cero, siendo la viabilidad económica un factor importante a considerar. Debido a esto, a menudo son procesos empleados en la producción de cerveza con un contenido en alcohol en torno al 2% v/v.

Los dos procesos que emplean este principio son:

- **Diálisis**
- **Ósmosis inversa**

2.1.2.1 Diálisis

La fuerza impulsora que rige este proceso es la diferencia de concentración en alcohol entre la cerveza y el agua al otro lado de la membrana semipermeable. El etanol atraviesa la membrana intentando alcanzar el equilibrio de concentración.

El mecanismo predominante en la diálisis es la difusión molecular, aunque cuando se aplican diferencias de presión transmembrana (normalmente de 10-60 kPa) para suprimir la difusión del dializado (a menudo agua) en la cerveza, puede conocerse como diafiltración y tienen lugar transferencias de masa difusivas y convectivas (Leskosek y Mitrovic, 1994; Petkovska y otros, 1997). La operación transcurre a 1-6°C.

Las membranas de diálisis están compuestas de derivados de celulosa o materiales sintéticos dispuestos a modo de fibras huecas y en su conjunto se conocen como módulos. La cerveza pasa por el interior de las fibras mientras que el dializado fluye al otro lado de la membrana en contracorriente para garantizar un alto gradiente de concentración y una difusión óptima.

Para hacer funcionar un módulo de diálisis es necesario aplicar algo de presión tanto en el lado de la cerveza como en el del dializado; de lo contrario, la difusión puede verse interrumpida por la liberación de dióxido de carbono. La presión aplicada debe ser al menos igual a la presión de saturación de CO₂ en la cerveza a una temperatura determinada. Para minimizar aún más la pérdida de CO₂, se recomienda agregar una pequeña cantidad de dióxido de carbono al agua de diálisis. Esto también eliminará el riesgo de transferencia de oxígeno del dializado a la cerveza.

También hay que prestar atención al contenido de sales inorgánicas (sodio, calcio, nitratos), que pueden concentrarse en el dializado durante la rectificación y luego pasar a la cerveza (Moonen y Niefind, 1982; Attenborough, 1988; Donhauser y otros, 1991).

A pesar de la optimización de las membranas y los parámetros del proceso, no es posible la separación selectiva de etanol. Por lo que otros componentes de la cerveza como ésteres y alcoholes superiores se eliminan casi por completo durante la diálisis.

El grado de desalcoholización puede regularse mediante la relación entre los caudales de cerveza y dializado. Al aumentar la proporción entre el dializado y el flujo de cerveza, la eliminación de alcohol y volátiles de la cerveza se vuelve más agresiva.

Sin embargo, esta relación influye no sólo en la tasa de eliminación de alcohol de la cerveza sino también en los costos de energía para la rectificación del dializado.

El diagrama del proceso se observa en la figura 2-7, a continuación:

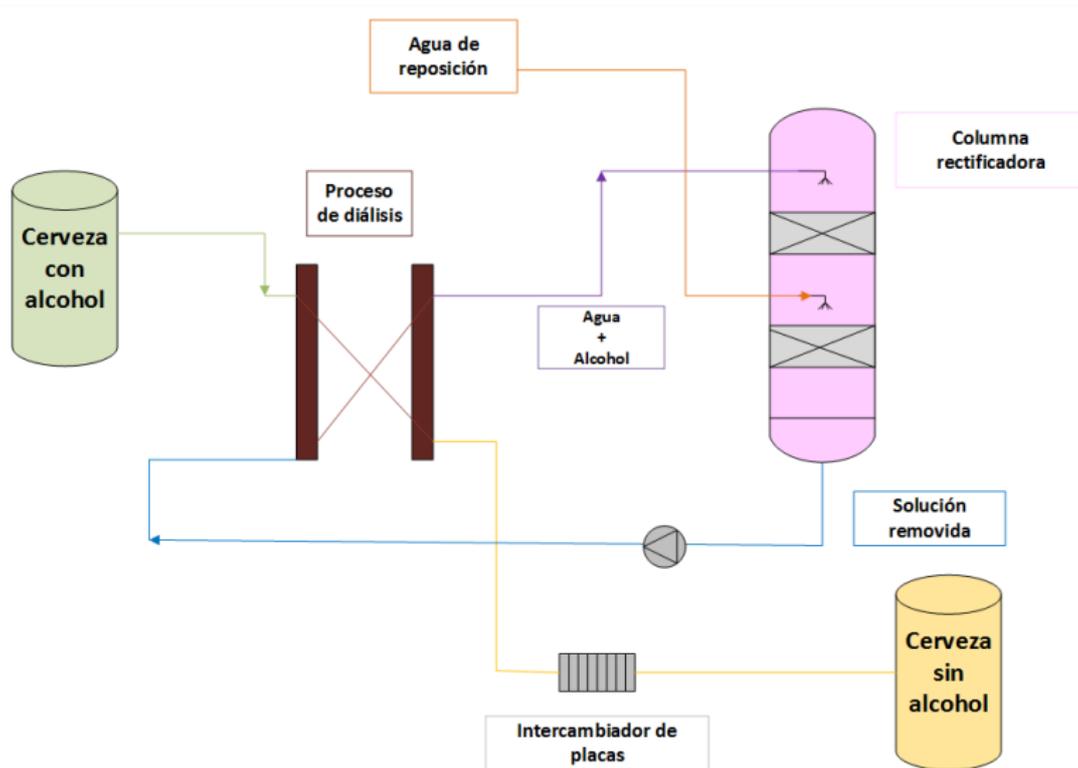


Figura 2-7. Diagrama proceso de diálisis (Celia Muñoz, 2017).

Además de atravesar el módulo de membranas, una vez completado el proceso de diálisis la cerveza con bajo contenido en alcohol es enfriada en un intercambiador de placas hasta alcanzar 1°C y se lleva a un tanque de almacenamiento.

Por otro lado, el alcohol retenido en la solución es extraído en una columna de rectificación y el dializado es reconducido a la unidad de diálisis.

2.1.2.2 Ósmosis inversa

Igual que el método anterior, la fuerza impulsora de este proceso también será la diferencia de concentraciones a ambos lados de la membrana. El sistema busca alcanzar el equilibrio.

En este caso, la cerveza fluye tangente a la superficie de la membrana y el etanol, junto con agua, permea selectivamente cuando la presión transmembrana supera la presión osmótica de la cerveza. Normalmente, las presiones de operación transmembrana van de los 2 a 8 MPa y las temperaturas son inferiores a 15°C, utilizando bombas de presión e intercambiadores de calor de placas.

Las membranas tienen una estructura asimétrica y suelen colocarse en módulos de diferentes disposiciones geométricas (planas, tubulares, en espiral...) (Luz y otros, 1986).

La primera fase del proceso consiste en eliminar los permeados de la cerveza original, consiguiendo un concentrado con mayor porcentaje de alcohol y dando lugar así a un mayor flujo de soluto a través de la membrana. Durante la segunda fase, la diafiltración, el permeado eliminado es sustituido por agua desmineralizada hasta conseguir la concentración de alcohol deseada en la cerveza. Una vez completado este paso, se somete a carbonatación.

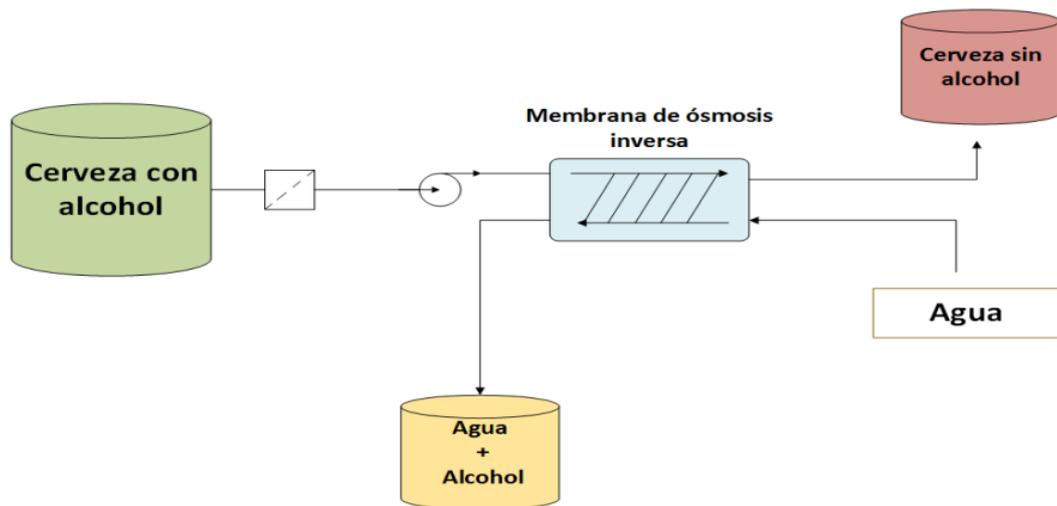


Figura 2-8. Diagrama ósmosis inversa (Celia Muñoz, 2017).

Aunque podemos despreciar el impacto térmico, existen pérdidas de volátiles de 70-80% para alcoholes superiores y 80-90% para ésteres durante el proceso que pueden atribuirse a una selectividad imperfecta de las membranas. Por ello es muy importante la optimización de las condiciones del proceso y la selección de la membrana más apropiada.

Sin embargo, el sabor se diferenciará ligeramente del producto original ya que la pérdida de aromas sólo está relacionada con compuestos de bajo peso molecular.

2.2 Métodos biológicos

Estos métodos de producción de cerveza con bajo contenido en alcohol se basan en la formación limitada del mismo durante el proceso. Pueden dividirse según el equipo de producción que requieren y subdividirse según su tecnología o levadura empleada.

Las tecnologías más empleadas son aquellas que no requieren de un equipo especial para llevar a cabo el proceso más allá del necesario en una planta cervecera tradicional, aunque a su vez la fermentación continua se plantea como muy prometedora.

Al final, los diferentes procedimientos aplicados a escala industrial terminan siendo una combinación de estrategias entre las diferentes tecnologías disponibles en las cerveceras tradicionales.

Entre los existentes, se van a considerar:

- **Proceso de maceración modificado.**
- **Proceso de fermentación limitado.**
- **Uso de levadura especial.**
- **Fermentación continua.**

2.2.1 Proceso de maceración modificado

El objetivo de la maceración es degradar el almidón presente en el grano de malta en azúcares simples fermentables. El tipo de azúcares que se forman depende de la actividad enzimática presente, siendo la β -Amilasa la que da lugar a los azúcares fermentables (temperatura óptima 62-65°C). También pueden producirse este tipo de azúcares a partir de la α -Amilasa (temperatura óptima 72-75°C) si se actúa sobre ellas de manera prolongada. Esta actividad enzimática queda representada a continuación, en la figura 2-9.

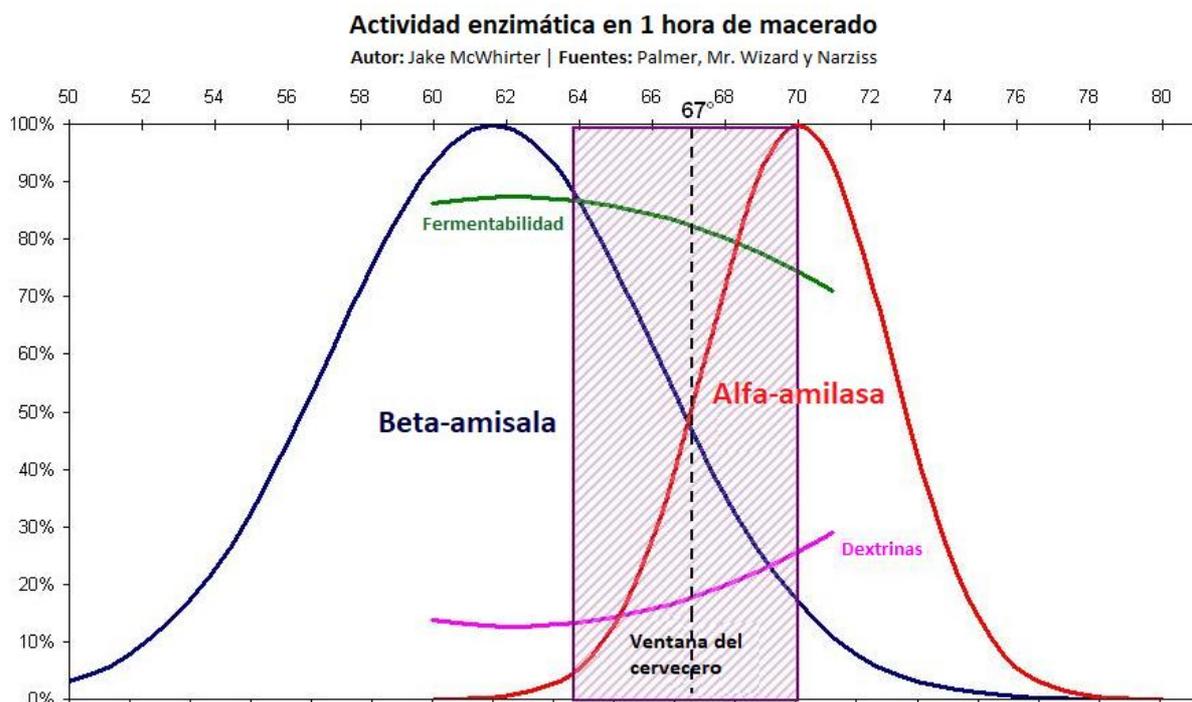


Figura 2-9. Actividad enzimática durante el macerado. (Narziss)

El contenido final de azúcares fermentables en el mosto determina el nivel de alcohol en la cerveza, por lo tanto, modificando el proceso de maceración es posible perfilar los azúcares del mosto de modo que su fermentabilidad esté limitada, dando lugar a una cerveza con bajo contenido en alcohol.

Existen diferentes estrategias para conseguir una menor cantidad de azúcares fermentables en el mosto, entre las que se encuentran:

- Inactivación de la sacarificación de la β -Amilasa por alta temperatura de maceración (75-80°C). Bajo estas condiciones se consigue desactivar rápidamente la β -Amilasa y aún hay suficiente α -Amilasa para degradar el almidón. Mediante este proceso se consigue que sólo sea fermentable el 25% del mosto.

El contenido final de etanol también se ve influenciado por la densidad del mosto original, la atenuación lograda durante la fermentación y la dilución final.

Por lo general, el producto obtenido es sensorialmente muy bueno. Es cierto que el sabor a mosto está muy presente, ya que no se han degradado la mayoría de sus azúcares y el sabor es algo diferente al de la cerveza original, debido al mayor contenido en dextrinas, producidas por la enzima α -Amilasa que está más presente durante el proceso.

- Extracción de malta en agua fría. Consiste en extraer la máxima cantidad posible de componentes que dan sabor a la malta sin incrementar la densidad del mosto. La malta se extrae a temperaturas inferiores a las necesarias para la gelatinización del almidón y su posterior hidrólisis enzimática.

El mosto obtenido contiene entonces sólo algunos azúcares fermentables, que resultan de la cebada durante el malteado.

En la práctica, se podrían esperar dificultades con el clarificado, mientras que la malta restante podría usarse en una maceración normal. No hay información disponible sobre el uso actual de este método (Müller, 1990).

- Volver a triturar los granos sobrantes para producir un segundo extracto con muy poco azúcar fermentable. Esto puede realizarse de dos formas:
 - a. Cocción del bagazo mediante extrusión antes de la segunda extracción.
 - b. Hidrólisis ácida del bagazo. Con el objetivo de producir un mosto secundario con pentosas no fermentables.

La principal ventaja de estos procedimientos es que se pueden producir dos cervezas con una sola dosis de grano. Como dificultades existe la formación del sabor y el color, además del aumento de los costos de inversión con relación al aparato hidrolítico (Müller, 1990; Zürcher y Gruss, 1991).

- Utilización de variedades de cebada en las que exista deficiencia de la enzima β -Amilasa o que tenga propiedades termoestables diferentes.

Utilizados por sí solos, los métodos que se basan únicamente en la maceración modificada rara vez tienen éxito para la producción de cervezas con bajo contenido en alcohol y deben combinarse con medidas adicionales como hervir vigorosamente el mosto (disminuyendo el nivel de aldehídos), acidificación del mosto, fermentación limitada, ajuste del color y amargor, etc.

2.2.2 Proceso de fermentación limitado

Por lo general, la principal dificultad presente en este tipo de procesos reside en lograr bajo contenido en alcohol con una conversión adecuada del mosto en cerveza. Por lo que el objetivo de estos métodos es mantener bajo el contenido de alcohol eliminando la levadura antes de una atenuación excesiva (fermentación detenida) o imponiendo condiciones para un metabolismo restringido de la levadura (fermentación limitada).

Estos métodos operan con equipos de producción de cerveza tradicionales, pero necesitan un control analítico preciso y rápido. La fermentación puede controlarse o detenerse enfriando el producto rápidamente o eliminando la levadura mediante filtrado o centrifugado del mosto en fermentación.

La herramienta más práctica para suprimir el metabolismo de la levadura es la baja temperatura (0-1°C). El llamado "Proceso de contacto en frío" (PCC) aprovecha que en estas condiciones la producción de etanol es lenta, pero otros procesos bioquímicos, como la formación de alcoholes y ésteres superiores y la reducción de carbonilos, tienen actividades moderadas.

Sin embargo, en comparación con otros métodos de producción de cervezas con bajo contenido en alcohol, el PCC se caracteriza por una de las mayores producciones de volátiles y una menor capacidad de reducción de aldehídos (Perpète y Collin, 1999a). Suficientes para alterar la calidad sensorial del producto perjudicando el sabor.

Es por eso que cuando se lleva a cabo fermentación detenida o controlada es necesario considerar, además de la temperatura de fermentación, la densidad del mosto, el tipo de levadura y otras intervenciones adicionales en el proceso para mejorar el sabor del producto. Las siguientes suelen ser algunas aplicaciones a considerar:

- Uso de maltas caramelizadas, ya sean oscuras o pálidas (Pale Ale) que contribuyen a enmascarar el sabor a mosto con sustancias más aromáticas.
- Dilución del mosto tras cocción. Dio como resultado un menor amargor, aumento de ésteres y algo más de alcohol, contribuyendo a un mejor olor y sabor con menos presencia del mosto.
- Acidificación del mosto con malta ácida o ácido láctico.
- Adición de ácido ascórbico (vitamina C) al mosto, mientras permanece caliente, permite eliminar el regusto amargo presente en las cervezas con bajo contenido en alcohol debido a sustancias de la malta oxidada.

2.2.3 Uso de levadura especial

Este enfoque de producción de cervezas sin alcohol se basa en el uso de levaduras especiales que actúan limitando la fermentación. Éstas se diferencian de las tradicionales en que tienden a producir menores cantidades e incluso nada de etanol.

Esto puede lograrse mediante la selección de una cepa microbiana con propiedades específicas o la modificación de la levadura cervecera mediante mutación aleatoria o ingeniería genética.

El principio de actuación se basa en que el principal azúcar fermentable de todos los mostos de malta es la maltosa (aprox. 75%) y algunas cepas del género *Saccharomyces* (utilizados en la fermentación del vino) no pueden fermentar este azúcar. Así, la cerveza resultante de la conversión de glucosa, fructosa y sacarosa contendrá menos de 0,5% de etanol (Müller, 1993). Y a excepción del uso de una levadura diferente, el método de producción es idéntico al de una cerveza estándar.

Además de las *Saccharomyces*, existen multitud de levaduras en desarrollo disponibles entre las que podemos elegir para esta aplicación. Entre ellas destacan la *Saccharomyces ludwigii* e incluso provenientes de otras familias como la *Starmerella bombicola*, *Lindnera saturnus*, *Lindnera jadinii*, *Zygosaccharomyces rouxii*, etc. Cada una de ellas con unas propiedades únicas y distintas según la optimización de las distintas condiciones de operación a tener en cuenta, que darán como resultado cervezas con características diferentes.

A pesar de cierta controversia y de la falta de avances decisivos, el potencial de la ingeniería genética es enorme, haciendo posible la futura creación de cepas a medida para la producción de cervezas con bajo contenido en alcohol. Sin embargo, existen obstáculos legales y un considerable rechazo de los consumidores hacia el uso de levaduras genéticamente modificadas, por lo que son muy pocas las cerveceras que se arriesgan a usarlas para la producción industrial.

2.2.4 Fermentación continua

La producción de cervezas mediante el uso de cultivo continuo de levadura libre e inmovilizada surge motivada por los menores costes de capital, producción y mano de obra. La principal ventaja es la conversión acelerada del mosto en cerveza a consecuencia de una mayor concentración de biomasa. Esto se logra inmovilizando la levadura en el interior de un biorreactor.

Para cada técnica de inmovilización celular se puede seleccionar entre distintos reactores y es importante combinar cuidadosamente el método de inmovilización, la configuración del reactor y las características del proceso para una aplicación industrial exitosa. Además, dado que la producción continua de cerveza sin alcohol se basa en la estrategia de fermentación limitada, los sistemas de fermentación correspondientes generalmente constan de biorreactores de una etapa equipados con aparatos adicionales para un suministro continuo de mosto y control del proceso.

Una de las variables más influyentes en la eficiencia de la fermentación y formación de los compuestos responsables del sabor es la aireación, de modo que la relación entre CO₂ y aire introducido afecta directamente a la formación de distintos compuestos volátiles. Un exceso de oxígeno, además de causar una producción excesiva de biomasa, puede proporcionar también una baja producción de ésteres y una elevada formación de acetaldehído, diacetilo y alcoholes superiores. La explicación a este comportamiento reside en el aumento de la biosíntesis de precursores de aminoácidos debido al rápido crecimiento de las levaduras, lo que favorece la formación de alcoholes superiores, oxoácidos y ácidos orgánicos (Norton, D'amore, 1994).

En la siguiente figura, se puede observar el efecto de la aireación en la concentración del extracto aparente, etanol y pH durante la fermentación primaria para producción de cervezas de altas densidades por proceso continuo, en un reactor de columna de burbujas con levaduras inmovilizadas en bagazo de malta (Temperatura 15°C).

En él se comparan distintas relaciones entre los caudales de CO₂ y aire durante diferentes tiempos de residencia. Puede observarse la complejidad para alcanzar un estado cercano al estacionario en la concentración de etanol y extracto aparente, y cómo las distintas configuraciones de aireación dan lugar a concentraciones de alcohol tan distantes. Los valores de pH se mantienen casi constantes durante todo el procedimiento.

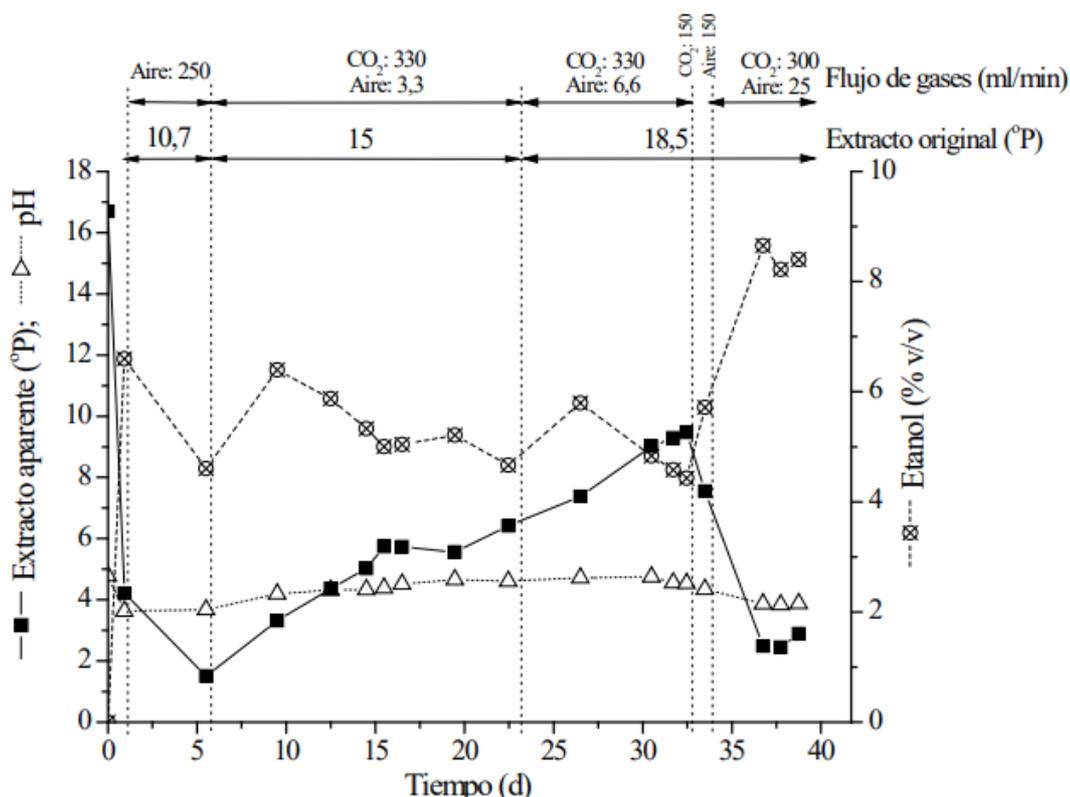


Figura 2-10. Efectos del aireado durante la fermentación (Giuliano Dragone, 2007).

De cualquier modo, aunque la fermentación continua de la cerveza se lleva estudiando desde hace varias décadas, el número de aplicaciones industriales es todavía limitado. El principal obstáculo que presenta la explotación industrial de esta tecnología es la dificultad para lograr el equilibrio correcto de compuestos, de cara a la estabilidad sensorial del producto final (Pilkington y otros, 1998; Branyik et al., 2008). Dados los cambios en el metabolismo de las células en cultivo continuo, ha resultado difícil trasladar el proceso por lotes tradicional a un proceso continuo e inmovilizado.

La fermentación continua puede superar a las tecnologías rivales en productividad, pero es fundamental obtener un producto final competitivo en términos de calidad sensorial.

2.3 Selección del método

A partir de la anterior valoración de los distintos métodos para la producción de cervezas sin alcohol, la elección de uno dependerá de las necesidades y objetivos de la planta. Todos ellos tienen aplicación industrial y cada uno de los principios utilizados afecta de diferente forma en las propiedades organolépticas, sabor y aromas del producto final.

En este caso, se han descartado los procedimientos biológicos, debido a las actuales dificultades para obtener un producto sensorialmente competitivo para el consumidor y a que el desarrollo e investigación de estos puede ser más atractivo para campos como la microbiología o biotecnología que para la ingeniería, pues los equipos son los mismos que los utilizados en la elaboración de cerveza tradicional. Además, en muchos casos se necesita de un tiempo de operación que puede alcanzar 1 o 2 días.

Por otro lado, también se descartan los procesos basados en la separación con membranas. A pesar de que tienen una operación, control y arranque bastante simples, en su mayoría tienen como objetivo la producción de cervezas con bajo contenido en alcohol, hasta un mínimo de 2%, pero no cervezas sin alcohol.

Dicho esto, entre los procesos térmicos de desalcoholización es obvio que la mejor opción está entre los distintos métodos de destilación a vacío, siendo el sistema Sigmatec el más sofisticado y dando lugar a un producto final de alta calidad. La destilación tradicional queda descartada por las grandes pérdidas de componentes volátiles y efectos en las propiedades organolépticas del producto debido a las altas temperaturas necesarias para separar el etanol a presión atmosférica. Cabe mencionar que la columna de rectificación a vacío puede ser también de conos rotatorios, pero al ser un equipo mucho más específico habría que estudiar si los costes que conlleva su diseño, adquisición y mantenimiento son rentables frente a la mejora productiva.

2.4 Antecedentes, objetivos y alcance

En las últimas décadas, el mercado de la cerveza sin alcohol ha experimentado un crecimiento exponencial, impulsado por el interés de los consumidores en opciones más saludables y sostenibles. Este panorama ha llevado a la industria cervecera a invertir en tecnologías que permitan la producción de cervezas sin alcohol con características sensoriales y organolépticas similares a las de sus equivalentes alcohólicas. Dentro de este contexto, el presente trabajo se plantea como un análisis técnico y práctico sobre los métodos de desalcoholización existentes y el diseño de una planta de producción que implemente uno de los métodos más eficaces: la destilación a vacío.

Este trabajo parte de la selección del método, realizado mediante un análisis comparativo de las tecnologías disponibles. Estas incluyen métodos físicos como la destilación, la ósmosis inversa y la evaporación en película delgada, así como métodos biológicos como la fermentación controlada o el uso de levaduras especiales. Tras evaluar las ventajas y limitaciones de cada opción, se selecciona la destilación a vacío como el enfoque principal debido a su capacidad para eliminar el etanol a bajas temperaturas, preservando al máximo los aromas y el perfil organoléptico del producto final.

A partir de esta selección, el objetivo principal del trabajo es diseñar una planta de desalcoholización completa, dimensionando y seleccionando los equipos necesarios para el proceso, y optimizando su funcionamiento mediante simulaciones. Los cálculos realizados abarcan desde la definición de las condiciones operativas de la columna de destilación (como la presión de operación y la relación de reflujo) hasta el dimensionamiento de equipos auxiliares como intercambiadores de calor, bombas, tanques y un evaporador flash.

El alcance del trabajo no se limita al diseño técnico. También se incluyen análisis de las condiciones iniciales, las características del mercado global y nacional de la cerveza sin alcohol, y el impacto de las decisiones de ingeniería en la eficiencia económica y energética del sistema. De esta forma, el proyecto busca no solo ofrecer una solución técnica eficiente, sino también asegurar que el proceso diseñado sea competitivo y sostenible en el ámbito industrial.

En definitiva, este trabajo integra el análisis de los métodos de producción de cerveza sin alcohol con un diseño práctico que puede ser implementado en una planta industrial. Los resultados obtenidos no solo sirven como referencia para el diseño de sistemas similares, sino que también aportan un marco técnico que podría ser utilizado como base para futuras innovaciones en la industria cervecera.

3 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO Y EQUIPOS PRINCIPALES

Tal y como se ha comentado anteriormente, el método de producción empleado para la producción de esta cerveza sin alcohol será la rectificación a vacío, en combinación con el sistema Sigmatec.

El proceso, representado en la figura 3-1, consta de: precalentamiento (1), descarbonización (2), rectificación a vacío (3), evaporación flash (4), enfriamiento (5), carbonatación y recuperación de aromas (7).

En primer lugar, la cerveza se somete a un proceso de precalentamiento mediante un intercambiador de calor de placas, lo que permite llevar el líquido a una temperatura controlada de alrededor de 42 °C. Esta temperatura es clave para preparar el producto para la siguiente etapa sin afectar negativamente su perfil organoléptico. A continuación, se lleva a cabo la descarbonización, también conocida como desgasificación, donde se elimina el dióxido de carbono disuelto en la cerveza. Durante esta etapa, los compuestos aromáticos volátiles que se liberan son capturados cuidadosamente para ser reincorporados más adelante, preservando el sabor característico de la cerveza.

Posteriormente, la cerveza pasa por una columna de destilación a vacío, donde el alcohol se separa de manera precisa. El uso del vacío en este paso es fundamental, ya que permite la vaporización del alcohol, minimizando el impacto en los compuestos aromáticos y sensoriales. Una vez desalcoholizada, una fracción del producto se somete a un proceso de evaporación flash, donde se evapora rápidamente una porción controlada de líquido. Este vapor generado se utiliza como fuente de energía para la sección de stripping de la columna de destilación, optimizando el uso de calor en el sistema.

El producto desalcoholizado se enfría nuevamente utilizando un intercambiador de calor de placas hasta alcanzar una temperatura cercana a los 2 °C. Este enfriamiento es esencial para estabilizar la cerveza y prepararla para las etapas finales. Si se requiere, se lleva a cabo un proceso de carbonatación, donde se inyecta dióxido de carbono al producto para restaurar los niveles de gas perdidos durante la descarbonización.

Finalmente, el proceso concluye con la recuperación de aromas. En esta etapa, los compuestos volátiles capturados previamente son reincorporados al producto desalcoholizado. Alternativamente, el producto puede ser enriquecido mediante una ligera aspersion de cerveza original, lo que ayuda a restaurar el perfil aromático y sensorial del producto final. Este conjunto de operaciones permite obtener una cerveza sin alcohol que conserva las propiedades sensoriales deseadas. A continuación, en la figura 3-1, se representa el diagrama del proceso.

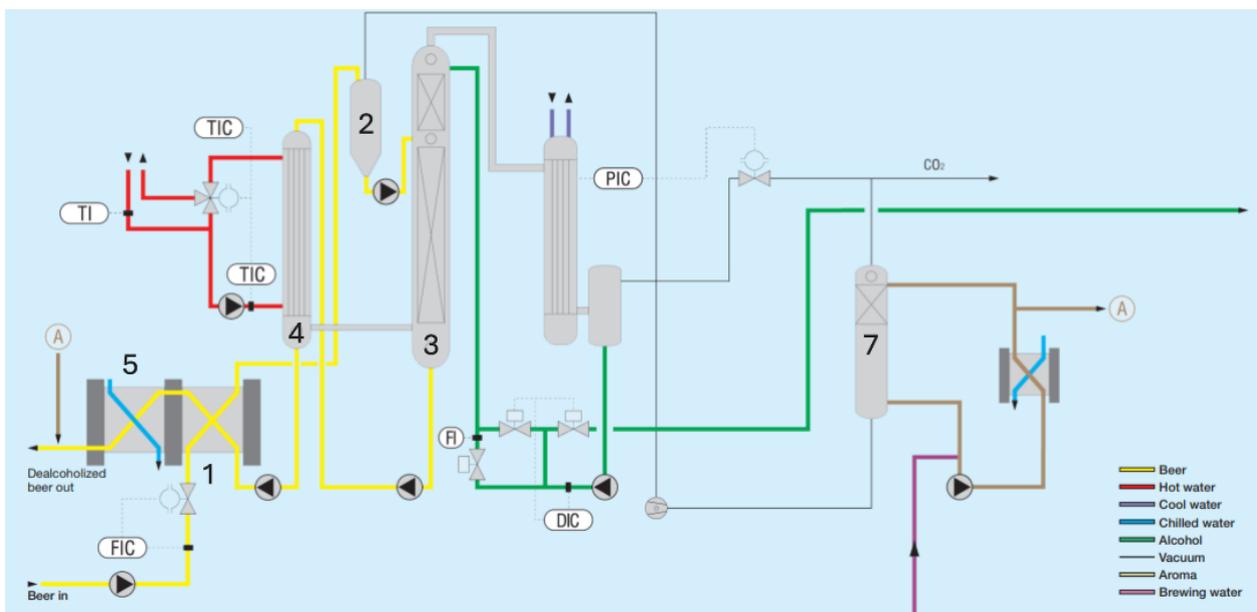


Figura 3-1. Diagrama de Flujo de la planta (Shmidt).

3.1 Datos de partida

Para establecer las condiciones de partida en el diseño se tienen en cuenta datos reales de plantas de producción de cervezas sin alcohol que utilizan este método.

Actualmente existen 17 plantas de desalcoholización de cerveza que operan con la tecnología Simatec en España, 4 de ellas en Andalucía, siendo las plantas de Madrid y Sevilla las de mayor producción desde 2015 y llegando a alcanzar los 10.000 litros/hora, ambas pertenecientes a Heineken España S.A.

El resto de las fábricas en el ámbito nacional cuentan con una producción que va desde los 1.500 hasta los 6.000 litros/hora de producción, siendo la más antigua de Mahou San Miguel en Barcelona, que opera desde 1999.

Por otro lado, se considera que la elección de la cerveza original a desalcoholizar es un factor de suma importancia y puede ser un elemento diferenciador en las propiedades finales del producto. La conservación de propiedades como el sabor, aroma o textura son fundamentales durante el proceso de desalcoholización, por lo que una cerveza original con propiedades organolépticas robustas favorecerá a la calidad de producto final.

Por ello se ha decidido realizar el proceso de desalcoholización a partir de la cerveza Alhambra Reserva 1925, con denominación de Cerveza Extra y un porcentaje de 6,4% de alcohol en volumen. Está hecha a partir de agua, malta de cebada, maíz y lúpulo y posee un aroma intenso y complejo, con matices florales propios del lúpulo Saaz. También están presentes los aromas tostados y caramelo de las maltas.

A partir de lo comentado, se establece como objetivo la producción de 2.000 litros/hora de una cerveza con un contenido de 0,5% de alcohol en volumen, a partir de una alimentación de cerveza original de 2.250 litros/hora de cerveza original.

3.2 Equipos

Una vez definidas las bases de diseño y objetivos dentro del mercado, se continúa describiendo los diferentes equipos que participan en el proceso, justificando el uso de los mismos.

3.2.1 Intercambiadores de calor

Tal y como se ha mencionado anteriormente, se emplean intercambiadores de calor de placas tanto para precalentar la cerveza y así facilitar su desgasificación como para enfriar el producto ya desalcoholizado.

Estos intercambiadores son ampliamente usados en la industria alimentaria, así como en la cervecera, y son ideales para tratar fluidos sin partículas y de baja viscosidad.

A diferencia de los intercambiadores de calor de carcasa y tubo, los intercambiadores de placas necesitan de muy poco espacio para su montaje, además de que suelen ser fácilmente desmontables a la hora de limpiarlos ante incrustaciones, corrosiones, etc. Por lo tanto, el fácil mantenimiento, la alta transferencia térmica, el bajo costo y la flexibilidad de operación los convierte en una de las opciones más eficientes. A continuación, puede observarse el recorrido de los fluidos a través de un intercambiador de placas (figura 3-2).

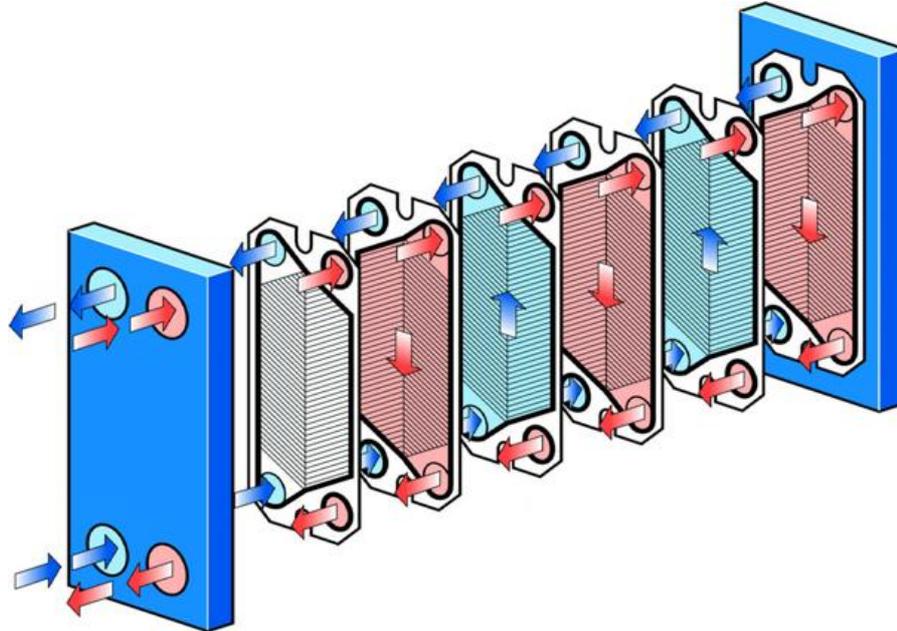


Figura 3-2. Recorrido de fluidos en el interior de un intercambiador de calor de placas (Tecnigrado, 2021).

Por lo general, los fluidos recorren el interior del intercambiador separados por placas planas dispuestas en paralelo. Estas placas pueden tener diferentes formas y ángulos dependiendo del intercambiador y pueden clasificarse de distintas formas según su unión entre las mismas en intercambiadores de placas simple, intercambiador de placas con juntas, como puede observarse en la figura 3-3, e intercambiador de placas soldadas, figura 3-4.

Para precalentar la cerveza desde temperatura ambiente hasta 42°C en una planta de desalcoholización, el intercambiador de calor de placas con juntas es una opción adecuada debido a las distintas ventajas que ofrece.

Éste consta de varias placas metálicas delgadas, generalmente hechas de acero inoxidable, aluminio o aleaciones especiales. Estas placas están apiladas y separadas por juntas selladas.

Entre las placas hay canales alternos para cada uno de los dos fluidos involucrados en el intercambio de calor. Por lo general, uno de los fluidos fluye a través de los canales impares, y el otro a través de los canales pares. El conjunto de placas se presiona para garantizar un buen contacto térmico y evitar fugas.

Su diseño da lugar a equipos compactos y eficientes con pocas pérdidas caloríficas. Además, tienen una limpieza y mantenimiento muy sencillos pues basta con extraer los tornillos y separar las placas.

Este tipo de intercambiador está compuesto por placas metálicas apiladas con canales alternos para el flujo de los fluidos. Estas placas generan una alta turbulencia en el flujo, lo que mejora la eficiencia en la transferencia de calor, algo esencial en el proceso de desalcoholización para evitar cambios de calidad significativos en el producto final (Schönbuchner, 2014; Verbeek, 2017).

Otra ventaja es su diseño compacto, algo muy beneficioso en plantas con restricciones de espacio, como ocurre con frecuencia en la industria cervecera. Al ser modular, ocupa menos espacio y puede adaptarse mejor a las instalaciones sin necesidad de grandes modificaciones estructurales, lo cual facilita su integración en plantas de producción ya existentes (Kakaç, Liu, & Pramuanjaroenkij, 2012).

Además, este intercambiador es fácil de mantener y limpiar, lo cual es crucial en la industria alimentaria. Su

capacidad de desmontaje permite una limpieza eficiente, lo que es esencial para evitar la contaminación y mantener los estándares de higiene necesarios para el procesamiento de alimentos y bebidas, como la cerveza. Esta característica lo convierte en una opción higiénica y segura para el proceso de desalcoholización (Minton, 2015).

Finalmente, la adaptabilidad del intercambiador de placas con juntas para trabajar con líquidos con diferentes propiedades, como la mezcla de agua y etanol que caracteriza a la cerveza, es otro aspecto relevante. Su diseño garantiza un flujo eficiente y controlado de ambos fluidos, maximizando la transferencia de calor sin comprometer la calidad final del producto. Además, minimiza las pérdidas térmicas, lo que contribuye a un proceso eficiente y de alta calidad (Schönbuchner, 2014).

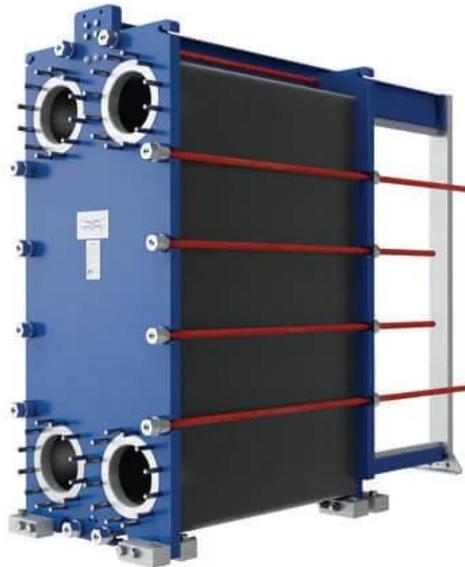


Figura 3-3. Intercambiador de calor de placas con juntas (Alfa Laval).



Figura 3-4. Intercambiador de placas soldadas (IntelService).

3.2.2 Bombas de impulsión

Para llevar a cabo la impulsión de las distintas corrientes de producto o materia prima a lo largo de la planta se utilizan bombas centrífugas.

Éstas son un tipo de bombas hidráulicas que transforman energía mecánica en energía cinética de presión a un fluido. Las bombas centrífugas aumentan la velocidad de los fluidos para que estos puedan desplazarse grandes distancias. Debido a sus características, conforman la clase de bombas hidráulicas de más aplicación dentro de la industria ya que son las más utilizadas para bombear líquidos en general y permiten movilizar grandes cantidades de agua.

Hay muchos sectores industriales que necesitan utilizarlas en sus procesos mecánicos. Algunos de los sectores que más utilizan bombas centrífugas son la industria química, el sector de la automoción, la industria cosmética para el desarrollo de cremas o la industria alimentaria para la elaboración de todo tipo productos alimenticios y, en nuestro caso, cerveza.

Además, cuentan con numerosas ventajas pues carecen de órganos articulados y utilizan mecanismos de acoplamiento simples, lo que contribuye a su fiabilidad y durabilidad. En términos de operación, ofrecen un gasto constante sin necesidad de dispositivos reguladores adicionales.

Se adaptan fácilmente a diversas necesidades de operación, tienen un peso reducido y dimensiones compactas, son una opción eficiente en términos de espacio. Por si fuera poco, estas bombas requieren un mantenimiento mínimo y tienen bajos costos de piezas de repuesto, lo que contribuye a un costo total ajustado. La posibilidad de incorporar variadores de velocidad aumenta la eficiencia.

Por otro lado, si analizamos las diferentes partes que conforman una bomba centrífuga, nos queda:

- Carcasa: Parte que protege a todos los mecanismos internos que permiten el accionar de la bomba. Se fabrican de distintos materiales según su finalidad.
- Entrada y Salida: conductos por donde circula el fluido. El de entrada se conoce como tubería de aspiración y el de salida como tubería de impulsión.
- Impulsor o rodete: dispositivos usados para impulsar el fluido contenido en la carcasa. Están formados por una serie de álabes de diversas formas que giran dentro de una carcasa circular. El rodete va unido solidariamente al eje y es la parte móvil de la bomba.
- Difusor: el difusor junto con el rodete se encuentra dentro de la carcasa o cuerpo de bomba. El difusor está formado por unos álabes fijos divergentes, que al incrementarse la sección de la carcasa la velocidad del fluido disminuye, lo que contribuye a transformar la energía cinética en energía de presión, mejorando el rendimiento de la bomba.
- Eje: elemento que sostiene el impulsor para que gire sobre éste con la fuerza del motor.
- Cojinetes o rodamientos: piezas que sostienen adecuadamente el eje del impulsor
- Motor: componente fundamental de la bomba centrífuga que permite mover el eje y a su vez el impulsor para conseguir el movimiento del agua. Según su potencia, podrá movilizar más fluido en menos tiempo.
- Panel de control: dispositivo que permite el accionamiento de la bomba.

Además, según el criterio que se utilice existen diferentes formas de clasificar las bombas centrífugas. Según la dirección del flujo, las bombas centrífugas pueden ser:

- **Radial:** En este caso el flujo circula de forma paralela al eje de rotación. Son bombas muy eficientes y versátiles y son las bombas centrífugas más comunes. Representada en la figura 3-5.



Figura 3-5. Bomba centrífuga de flujo radial (Pentair Pool).

- **Axial:** En este caso el flujo circula de forma paralela al eje de rotación. Son bombas muy eficientes a la hora de elevar grandes caudales a poca altura.
- **Mixto:** Combina las bombas axiales con las bombas radiales.

También podemos hacer una clasificación según la posición del eje de rotación:

- **Horizontales:** El eje de rotación se encuentra en posición horizontal. Representado en la figura 3-6.



Figura 3-6. Bomba centrífuga eje horizontal (Majerci Sac).

- **Verticales:** El eje de rotación se encuentra en posición vertical. Representado en la figura 3-7.



Figura 3-7. Bomba centrífuga eje vertical (Seguas).

- **Inclinados:** El eje de rotación está inclinado.

3.2.3 Evaporador Flash

Un evaporador flash es un dispositivo utilizado para la evaporación instantánea de un líquido al reducir abruptamente la presión. Este proceso provoca la vaporización rápida de una fracción del líquido, mientras que el resto permanece en estado líquido.

En este caso, la cerveza ya sin alcohol se alimenta desde el fondo de la columna de destilación a un evaporador. En el evaporador, se producen vapores que son necesarios para el proceso de rectificación y que se dirigen a la columna

3.2.3 Columna de destilación

Sobre este equipo recae la operación principal y de mayor importancia de la planta. La columna de destilación se encarga de realizar el proceso de desalcoholización de la cerveza original, separando el etanol de la misma.

La destilación es la operación de separación de mezclas líquidas más empleada en la industria química, aunque también se emplea para separar mezclas gaseosas.

Se conoce como destilación simple cuando una alimentación, generalmente líquida, constituida por varios componentes mezclados se separa en dos corrientes, una de ellas más rica en los componentes volátiles y otra más rica en los componentes más pesados. Para llevar a cabo la separación por destilación, es preciso generar una fase vapor que intercambie componentes con la fase líquida. Esto implica un gran aporte térmico y determina que la destilación sea una operación intensiva en energía. Es una operación de separación de transferencia de masa basada en el equilibrio líquido-vapor.

Durante la operación, los componentes más volátiles tienden a concentrarse en la fase vapor y los más pesados en la fase líquida. Además, cuando mayor sea la diferencia entre las presiones de vapor, más sencilla será la separación. La fuerza impulsora de la operación será el grado de alejamiento con respecto al equilibrio.

En este caso, la operación que se lleva a cabo es una destilación multietapa y tiene lugar en una columna de platos o de relleno. La alimentación se separa en una corriente de cabeza o destilado y una corriente de cola, produciéndose una cascada de etapas en contracorriente con vapor ascendiendo y líquido descendiendo.

Junto a la columna, son necesarios también un hervidor y un condensador. Estos equipos son intercambiadores de calor e imprescindibles para operar la columna. Existen varios tipos a tener en cuenta.

Por un lado, el condensador convierte en líquido la corriente de vapor que sale por la parte superior de la columna. Parte de esta corriente líquida será recirculada y el resto se extrae como producto. Además, a través de este equipo se define la presión de operación de la columna.

En función de las diferentes necesidades, este condensador puede ser total, parcial o parcial mixto y sus distintas configuraciones pueden observarse en la figura 3-8. En este caso se emplea un condensador total debido a las especificaciones de nuestro producto y el proceso.

En un condensador total, la corriente se somete completamente a un cambio de fase. Entra como vapor saturado y sale como líquido saturado de igual composición. Suele emplearse cuando las presiones de operación son inferiores a 15 atmósferas.

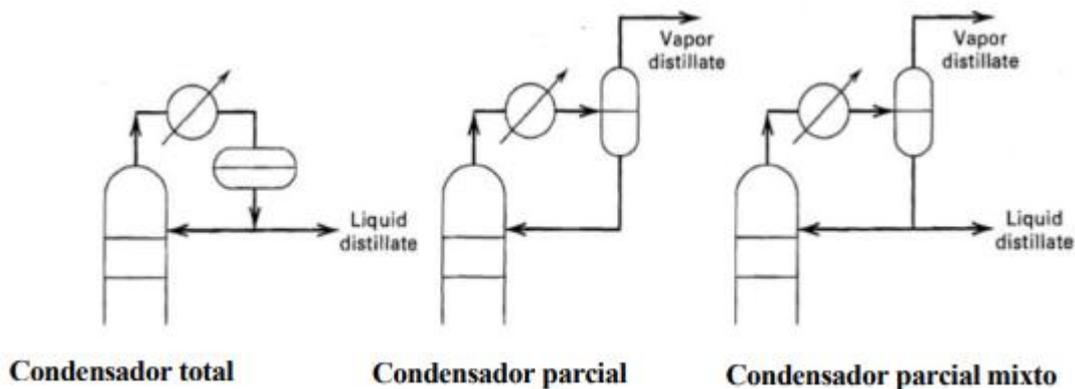


Figura 3-8. Tipos de condensador (Apuntes, 2023).

Por otro lado, el hervidor o reboiler se encarga de aportar la energía necesaria para separar los componentes de la mezcla y crear una fase vapor a partir del líquido que llega al fondo de la columna. A partir de éste se genera el gradiente de temperaturas que da lugar a las distintas etapas de equilibrio y composiciones.

Existen varios tipos de hervidores como pueden ser el tipo Kettle, representado en la figura 3-9, tipo termosifón de circulación natural horizontal o vertical, de circulación forzada, etc.

En este caso se descartan los de termosifón ya que no son recomendables para operar a vacío o con líquidos de alta viscosidad y se opta por un reboiler tipo Kettle. Al ser un hervidor parcial se considera como una etapa más de equilibrio y se caracteriza por ser un intercambiador de carcasa y tubo ampliamente utilizado en la industria.

Aunque también se puede usar un hervidor de circulación natural para casos de destilación a vacío, se opta por el tipo Kettle ya que garantiza unas condiciones de operación más estables en la columna y se considera una cualidad fundamental de cara a la conservación de las propiedades organolépticas del producto, evitando la degradación térmica del mismo en la mayor medida posible.

Para este tipo de hervidores hay que tener muy presente el control del nivel de líquido en su interior, ya que para su correcto funcionamiento los tubos deben estar completamente sumergidos. Cualquier bajada de nivel que los

deje al descubierto tiene como consecuencia una reducción de la transferencia de calor, así como un sobrecalentamiento de los tubos.

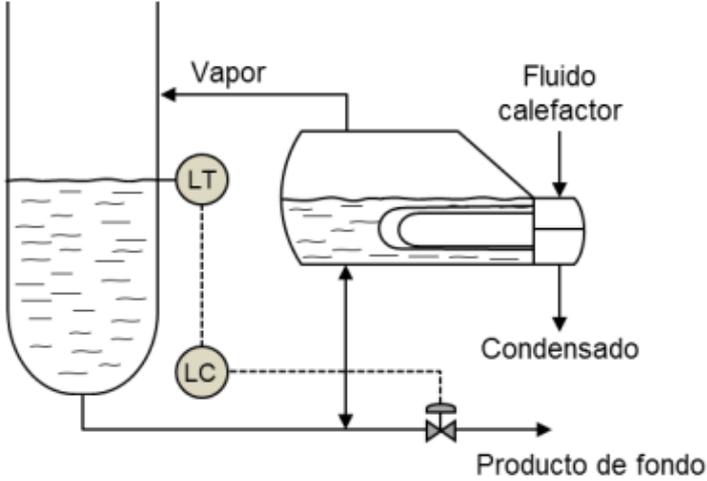


Figura 3-9. Hervidor tipo Kettle (Apuntes, 2023).

4 COLUMNA DE RECTIFICACIÓN

En este apartado se abordarán los aspectos fundamentales relacionados con la columna de rectificación a vacío, el equipo principal de la planta de desalcoholización.

Se analizarán los factores clave para establecer la presión de operación, recurriendo a estudios del comportamiento del equilibrio líquido-vapor mediante simulaciones en el software Aspen Plus. Posteriormente, se procederá al diseño de la columna, en el cual se resolverán los balances de materia y energía y se empleará el método de McCabe-Thiele para determinar el número de etapas teóricas necesarias.

Además, se llevarán a cabo simulaciones en Aspen Plus, empleando tanto el método DSTWU, que permite realizar un diseño preliminar basado en las ecuaciones de Fenske-Underwood-Gilliland, como el método RadFrac, que permite una modelización más avanzada para optimizar la operación de la columna. Este análisis garantizará un diseño eficiente de la columna de rectificación bajo condiciones de vacío, asegurando el cumplimiento de los requisitos de proceso y la optimización energética.

4.1 Definición de la presión de operación

Para comenzar con el diseño de la torre de destilación es primordial establecer la presión de operación de la misma. Para ello se estudia el comportamiento del equilibrio L-V para distintas presiones mediante diagramas T-xy de la mezcla etanol/agua.

De esta manera, se comparan los distintos rangos de temperatura de trabajo durante la destilación para las diferentes presiones y permite seleccionar las condiciones óptimas de operación con la menor degradación térmica posible. Además, este rango de temperaturas se verá ajustado también por la temperatura de la corriente alimentación a la torre, que se precalienta hasta los 42°C, para que pueda introducirse en la columna sin que sufra saltos de temperatura sustanciales.

Para la construcción de los diagramas se realizan simulaciones con el programa Aspen Plus.

La selección del método termodinámico adecuado se realiza siguiendo las pautas del diagrama a continuación.

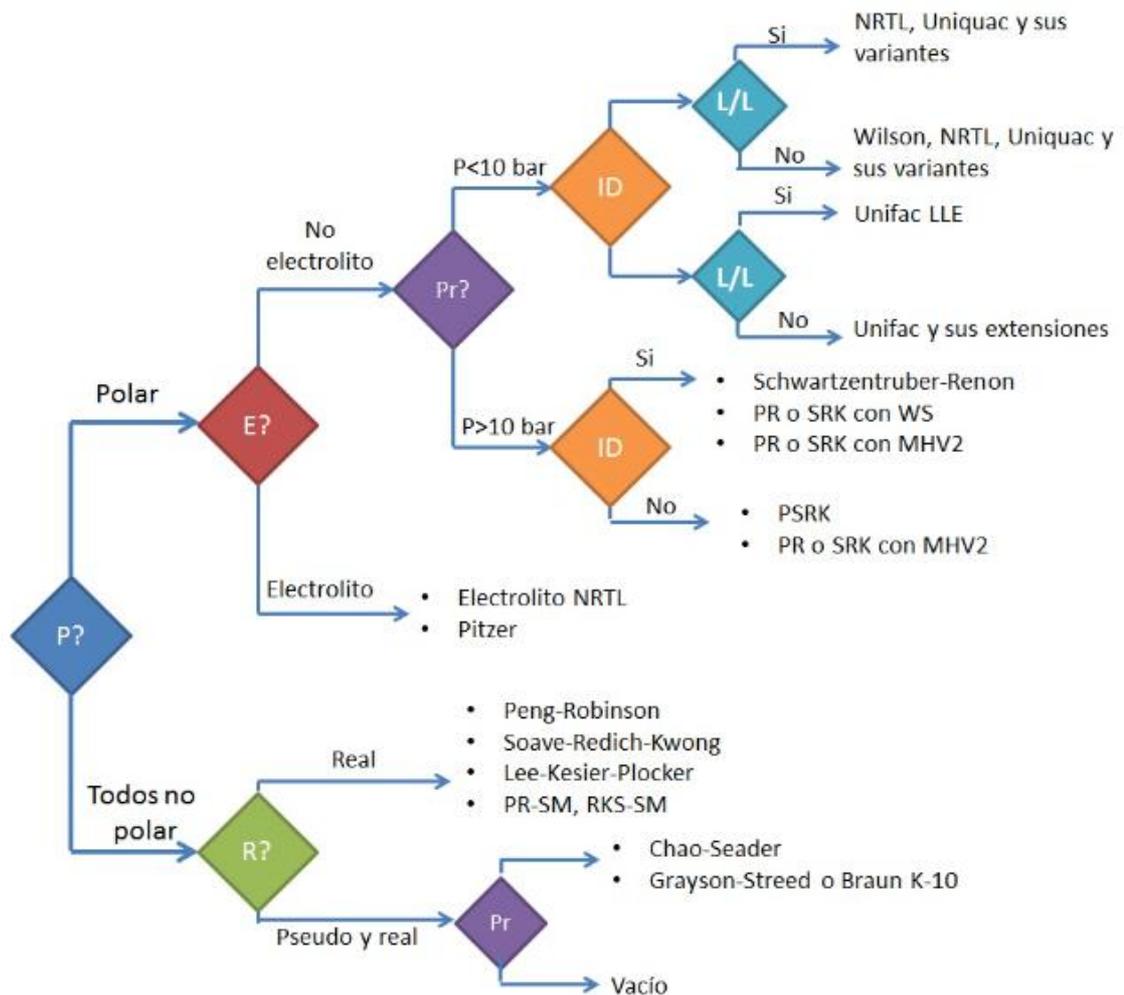


Figura 4-1. Guía para la selección del método termodinámico en Aspen Plus (Carlson, 1996).

El sistema se caracteriza por contener elementos polares, no electrolitos, tener una presión menor a 10 bar y ser una mezcla líquido-líquido en un principio, por lo que el método termodinámico seleccionado es el NRTL.

A continuación, se muestran varios diagramas T-xy de la mezcla a distintas presiones.

El primer diagrama (Figura 4-2) corresponde al comportamiento del equilibrio L-V de la mezcla a presión atmosférica y desde donde parte el problema original de rango de temperaturas de operación. Se puede ver claramente como se alcanzan los 100 °C en el equilibrio mientras que el objetivo es que el proceso no sobrepase los 48 °C. Se buscan presiones de operación en condiciones de vacío para alcanzar el rango de temperaturas deseado.

Seguidamente se observan otros diagramas de equilibrio a otras presiones que se han considerado de interés. En los casos que representan el equilibrio a 0,75, 0,5 y 0,25 bar (Figuras 4-3, 4-4 y 4-5 respectivamente) el problema sigue siendo el mismo que a presión atmosférica. Aunque el rango abarca temperaturas menores, aun no son lo suficientemente bajas como para que las represalias térmicas se consideren aceptables.

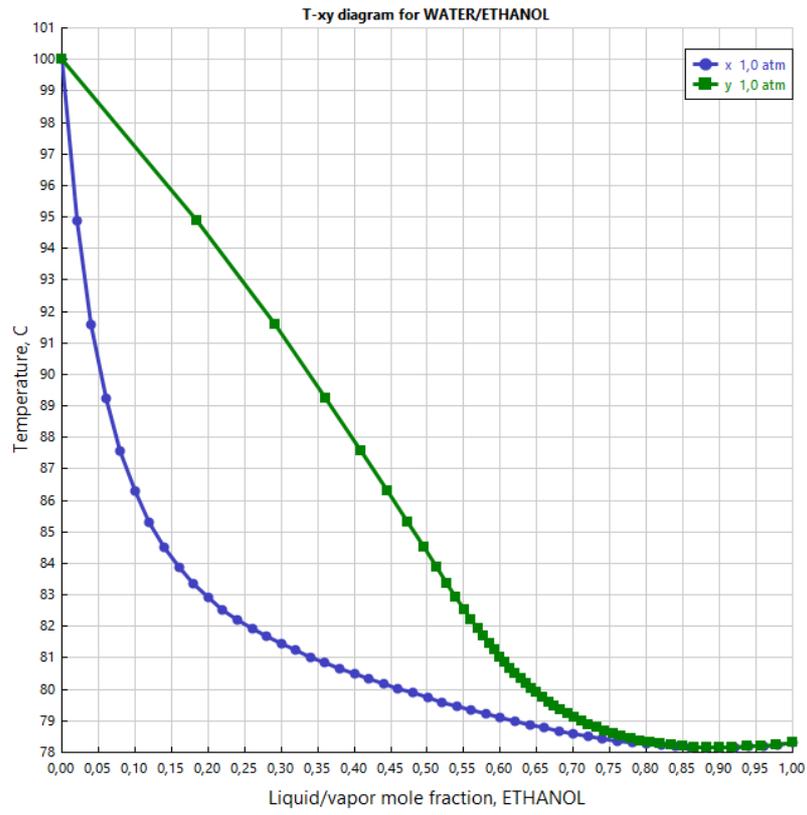


Figura 4-2. Diagrama T-xy de la mezcla agua y etanol a 1 bar.

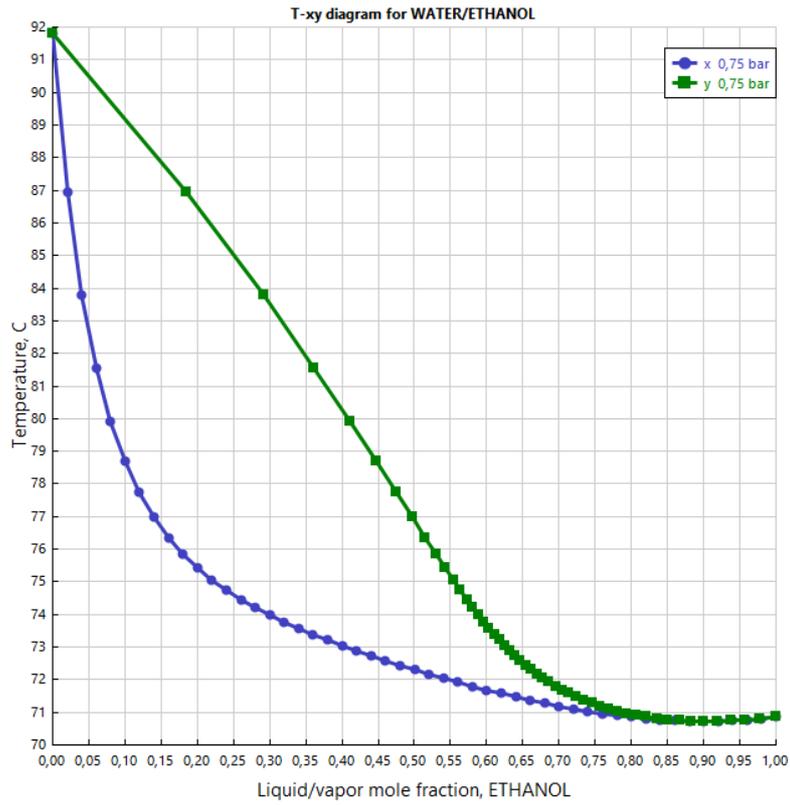


Figura 4-3. Diagrama T-xy de la mezcla agua y etanol a 0,75 bar.

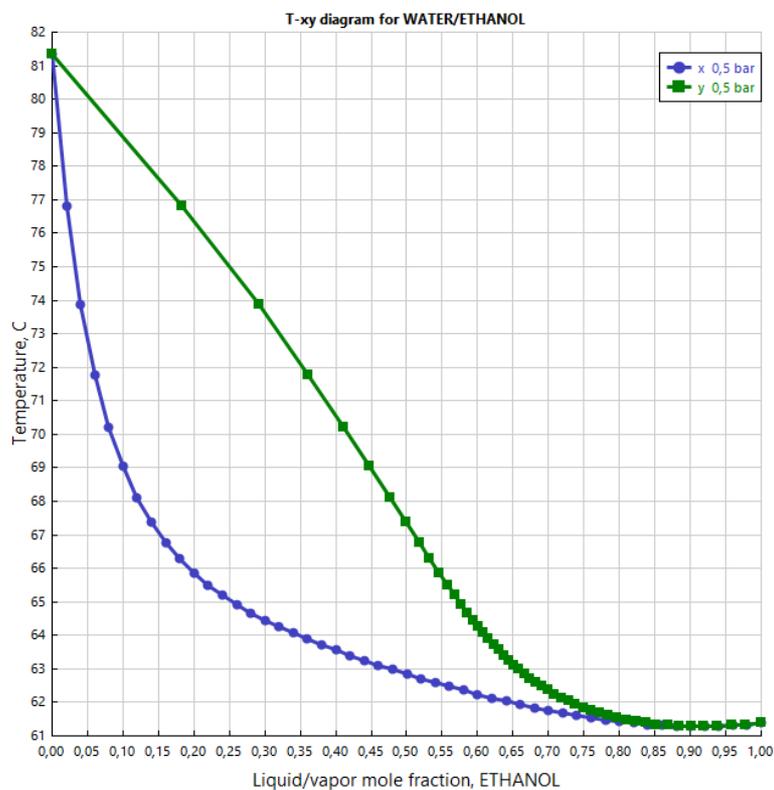


Figura 4-4. Diagrama T-xy de la mezcla agua y etanol a 0,5 bar.

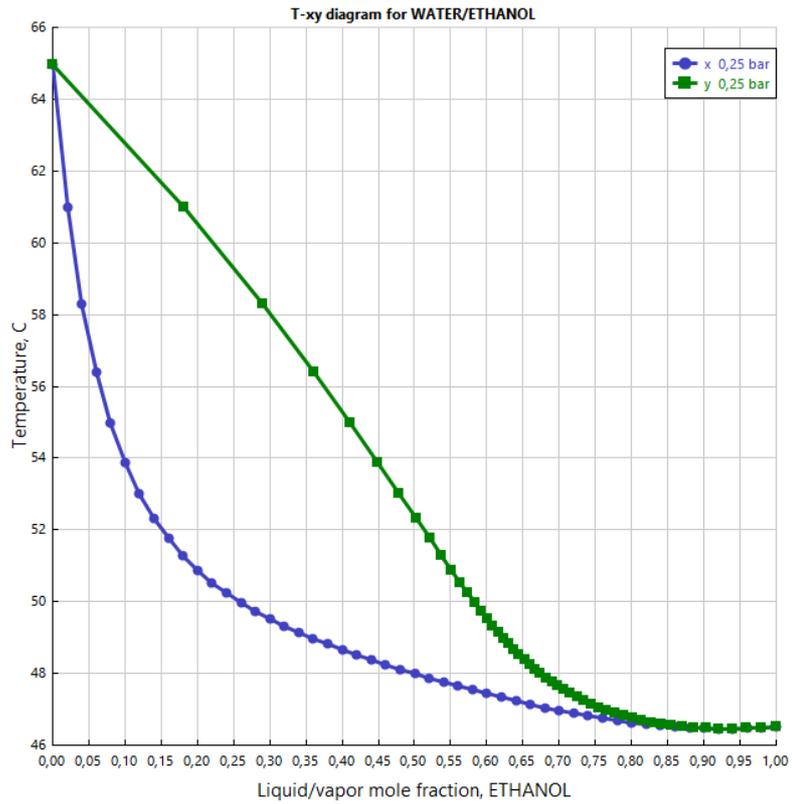


Figura 4-5. Diagrama T-xy de la mezcla agua y etanol a 0,25 bar.

Este problema no desaparece hasta que la presión del sistema alcanza 0,1 bar. En estas condiciones el equilibrio L-V se encuentra entre los 29-46 °C aproximadamente, disminuyendo así notablemente el impacto térmico y permitiendo introducir directamente la corriente de alimentación a la columna desde el precalentador, como puede verse en el diagrama a continuación (Figura 4-6).

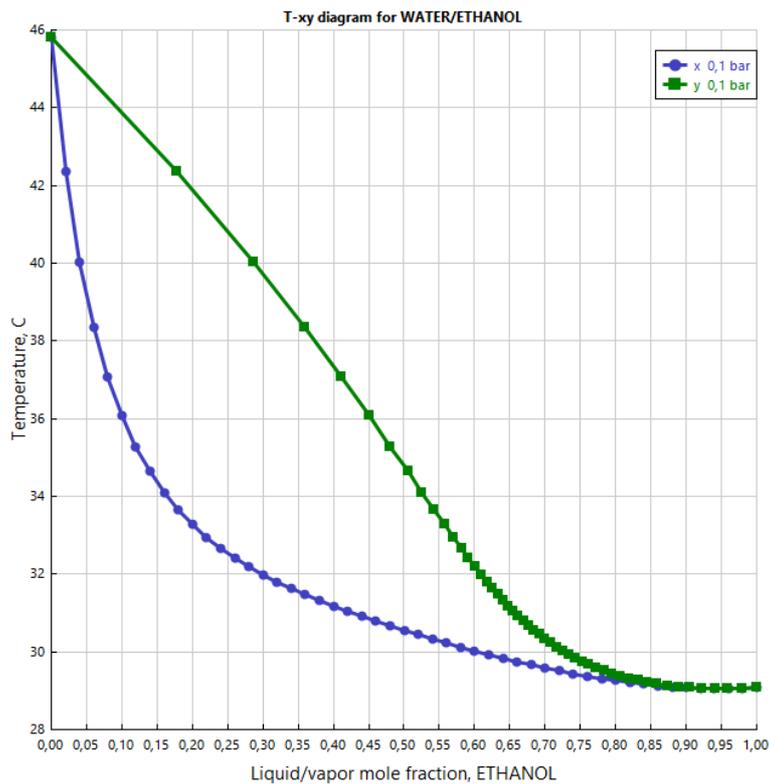


Figura 4-6. Diagrama T-xy de la mezcla agua y etanol a 0,1 bar.

Por otro lado, también se representa el comportamiento del sistema para una presión de 0,05 bar. En este caso el rango de temperaturas de 29 a 33 °C aproximadamente no supone una degradación térmica para el producto; sin embargo, la alimentación de la columna proveniente del precalentador se encuentra a 42 °C para garantizar la eliminación del CO₂, por lo que esta configuración no permite introducir la corriente directamente a la columna sin antes enfriarla.

De igual forma sucede para presiones todavía más bajas, como puede observarse en la Figura 4-7.

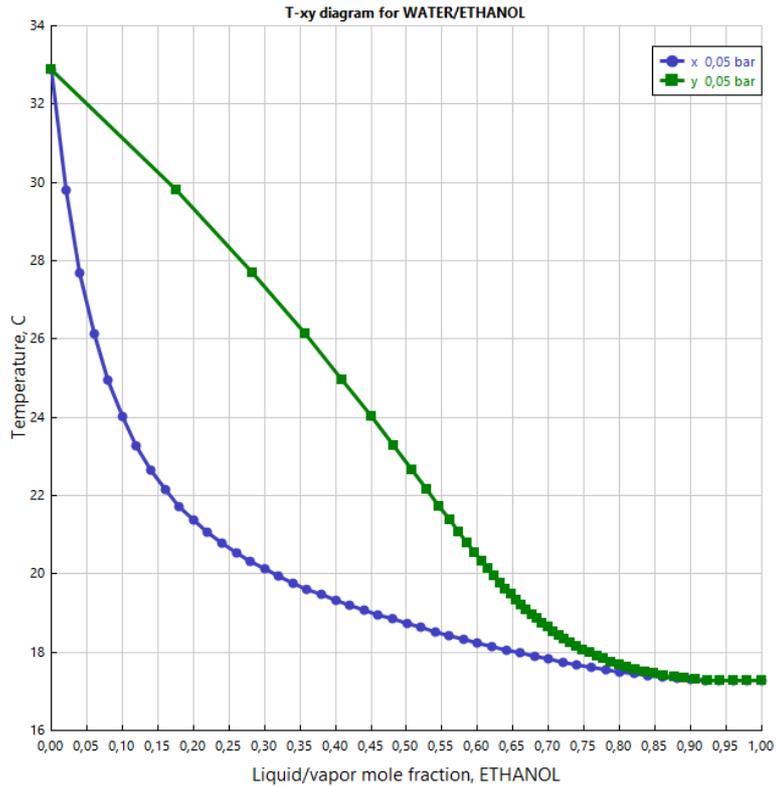


Figura 4-7. Diagrama T-xy de la mezcla agua y etanol a 0,05 bar.

Además, existe un límite inferior en la reducción de presión que está condicionado por la temperatura del fluido refrigerante que se utilizará en el condensador. En este caso, si se utiliza agua como refrigerante, es importante tener en cuenta que el agua corriente disponible en las instalaciones tiene una temperatura ambiente que podría rondar entre 15 y 25°C. Además, para realizar un intercambio térmico efectivo, es necesario que el agua del condensador alcance un salto térmico de al menos 5°C por encima de la temperatura del vapor condensado para poder extraer eficientemente el calor.

Esto implica que la presión de operación de la columna no puede ser tan baja como para que la temperatura de condensación del alcohol sea inferior a esta temperatura del agua refrigerante, lo que establece un límite inferior práctico para la reducción de presión. De esta forma, se garantiza que el condensador pueda operar de manera eficaz utilizando agua como refrigerante y asegurando una temperatura adecuada para el intercambio térmico.

Tras la anterior evaluación, se establece que la presión de diseño de la columna es de 0,1 bar.

4.2 Balance de materia y método McCabe-Thiele

Mediante la aplicación de este método se lleva a cabo un diseño manual del número de etapas necesarias en la torre de destilación. Para ello también será necesario el cálculo del balance de materia.

Las ecuaciones que determinan el balance de materia son las siguientes:

Balance de materia Global $F = B + D$

Balance de materia por Componentes $F * z_F = B * x_B + D * x_D$

Donde:

- F: caudal de entrada (l/h) = 2250.

- B: caudal de fondo (l/h) = 2000 (objetivo de producción).
- D: caudal de destilado (l/h).
- Z_F : fracción molar de etanol en la alimentación.
- x_B : fracción molar de etanol en el fondo = 0,005 (objetivo de producción).
- x_D : fracción molar de etanol en el destilado.

Además, son necesarios los pesos molares y densidades del agua y del etanol para poder realizar el balance en unidades molares:

- PM etanol (g/mol): 46,07
- PM agua (g/mol): 18,01
- Densidad etanol (g/l): 789
- Densidad agua (g/l): 1000

Para su resolución, se comienza convirtiendo los caudales volumétricos a unidades molares:

Alimentación

$$\text{Volumen de etanol en la alimentación: } V_{etanol,F} = F * Z_F = 2250 * 0,064 = 144 \frac{l}{h}$$

$$\text{Volumen de agua en la alimentación: } V_{agua,F} = F * (1 - Z_F) = 2250 * (1 - 0,064) = 2106 \frac{l}{h}$$

$$\text{Moles de etanol en alimentación: } n_{etanol,F} = \frac{V_{etanol,F} * \rho_{etanol}}{PM_{etanol}} = \frac{144 * 789}{46,07} = 2466,16 \frac{mol}{h}$$

$$\text{Moles de agua en alimentación: } n_{agua,F} = \frac{V_{agua,F} * \rho_{agua}}{PM_{agua}} = \frac{2106 * 1000}{18,01} = 116935,04 \frac{mol}{h}$$

$$\text{Caudal molar en alimentación: } n_F = 2466,16 + 116935,04 = 119401,2 \frac{mol}{h}$$

Fondo

$$\text{Volumen de etanol en fondo: } V_{etanol,B} = B * X_B = 2000 * 0,005 = 10 \frac{l}{h}$$

$$\text{Volumen de agua en fondo: } V_{agua,B} = B * (1 - X_B) = 2000 * (1 - 0,005) = 1990 \frac{l}{h}$$

$$\text{Moles de etanol en fondo: } n_{etanol,B} = \frac{V_{etanol,B} * \rho_{etanol}}{PM_{etanol}} = \frac{10 * 789}{46,07} = 171,26 \frac{mol}{h}$$

$$\text{Moles de agua en fondo: } n_{agua,B} = \frac{V_{agua,B} * \rho_{agua}}{PM_{agua}} = \frac{1990 * 1000}{18,01} = 110494,17 \frac{mol}{h}$$

$$\text{Caudal molar en fondo: } n_F = 171,26 + 110494,17 = 110665,43 \frac{mol}{h}$$

Destilado

$$\text{Volumen de etanol en destilado: } X_D = \frac{F * Z_F - B * X_B}{D} = \frac{2250 * 0,064 - 2000 * 0,005}{250} = 0,536$$

$$V_{etanol,D} = D * X_D = 250 * 0,536 = 134 \frac{l}{h}$$

$$\text{Volumen de agua en destilado: } V_{agua,D} = D * (1 - X_D) = 250 * (1 - 0,536) = 116 \frac{l}{h}$$

$$\text{Moles de etanol en destilado: } n_{etanol,D} = \frac{V_{etanol,D} * \rho_{etanol}}{PM_{etanol}} = \frac{134 * 789}{46,07} = 2294,9 \frac{mol}{h}$$

$$\text{Moles de agua en destilado: } n_{agua,D} = \frac{V_{agua,D} * \rho_{agua}}{PM_{agua}} = \frac{116 * 1000}{18,01} = 6440,87 \frac{mol}{h}$$

$$\text{Caudal molar en alimentación: } n_F = 2294,89 + 6440,86 = 8735,77 \frac{mol}{h}$$

Y se verifican los balances:

$$F = B + D \rightarrow 2250 = 2000 + 250 \text{ (correcto)}$$

$F * z_F = B * x_B + D * x_D \rightarrow 2250 * 0,064 = 2000 * 0,005 + 250 * 0,536$ (correcto) Los resultados del balance en unidades volumétricas y molares son los siguientes.

Tabla 4-1. Balance de materia.

	Caudales (l/h)	Fracción volumétrica de etanol	Caudales (mol/h)	Caudales (mol/s)	Fracción molar de etanol
Alimentación	2250	0,064	119401,20	33,17	0,0207
Fondo	2000	0,005	110665,43	30,74	0,0015
Destilado	250	0,536	8735,77	2,43	0,262

Por otro lado, el método McCabe-Thiele presenta una serie de simplificaciones a tener en cuenta para su aplicación y que se describen a continuación:

- Flujos molares constantes ($L/G = \text{constante}$)
- Calor de vaporización constante para cualquier concentración (en toda la columna).
- Operación adiabática y sin efectos de calor de mezcla o calor sensible.

Partiendo de este punto, se lleva a cabo el diseño manual de la columna.

4.2.1. Zona de enriquecimiento o rectificación

La sección de rectificación se encuentra en la parte superior de la columna desde la etapa en la que se introduce la alimentación. El comportamiento de la operación puede definirse con las siguientes ecuaciones:

$$\text{Balance de materia global (enriquecimiento)} \quad V = L + D$$

$$\text{Balance de materia por componente (enriquecimiento)} \quad V_{n+1} * y_{n+1} = L_n * x_n + D * x_D$$

$$\text{Relación de reflujo} \quad R = L/D$$

Dividiendo el balance por componente entre V y reordenando se obtiene la recta de operación de la sección de enriquecimiento (ROE):

$$y_{n+1} = \frac{L}{L+D} * x_n + \frac{D}{L+D} * x_D = \frac{R}{R+1} * x_n + \frac{1}{R+1} * x_D$$

En el diagrama y-x puede definirse a partir de su punto de corte con la diagonal (x_D, x_D) y el punto de corte con el eje de ordenadas ($0, \frac{1}{R+1} * x_D$)

4.2.2. Zona de agotamiento

La zona de agotamiento va desde la etapa de alimentación hasta el fondo de la torre. En este caso las ecuaciones que gobiernan esta sección son:

Balance de materia global (agotamiento) $\bar{L} = \bar{V} + B$

Balance de materia por componente (agotamiento) $\bar{L} * x_m = \bar{V} * y_{m+1} + B * x_B$

Dividiendo el balance por componente entre \bar{V} y reordenando se obtiene la recta de operación de la sección de agotamiento (ROA):

$$y_{m+1} = \frac{\bar{L}}{\bar{V}} * x_m + \frac{B}{\bar{V}} * x_B$$

En el diagrama y-x puede definirse a partir de su punto de corte con la diagonal (x_B, x_B) y la intersección entre la ROE y la recta q de la alimentación.

4.2.3. Etapa de alimentación

Existen distintos factores que influyen en la elección del plato en el que se introduce la corriente de alimentación. La corriente, a una T^a y presión determinadas, experimenta una destilación flash a la presión que gobierna el plato. En relación a estas condiciones la alimentación puede ser:

- Líquido subenfriado
- Líquido saturado
- Mezcla líquido-vapor
- Vapor saturado
- Vapor sobrecalentado

Este estado de la alimentación es muy importante y tiene efectos en las pendientes de las rectas de operación y en las cargas térmicas tanto del hervidor como del condensador. Estos estados pueden definirse mediante el parámetro adimensional q, que se define como:

$$q = \frac{\text{Calor necesario para llevar la alimentación a vapor saturado}}{\text{Calor necesario para llevar la alimentación de líquido saturado a vapor saturado}}$$

En términos de entalpía puede expresarse como:

$$q = \frac{H_V - H_F}{H_V - H_L}$$

Siendo H_V, H_L, H_L los valores de las entalpías del vapor saturado, del líquido saturado y de la alimentación respectivamente.

En este caso, la alimentación se introduce como líquido saturado, por lo que habrá que aportar justo el calor de vaporización, siendo $q = 1$. Este enfoque es habitual, ya que estabiliza el comportamiento de la torre, optimiza el balance energético y facilita una operación más eficiente y controlada.

La etapa óptima de alimentación es la que determine el menor número de etapas y suele ser aquella que coincide (o más se aproxime) a la composición en ese plato.

En el diagrama x-y, la recta de alimentación abarca todas las posibles intersecciones entre las rectas de operación y de agotamiento, y queda definida por la siguiente ecuación:

$$y = \frac{q}{1 - q} * x_A + \frac{x_{AF}}{1 - q}$$

Esta recta cuenta con pendiente negativa, en nuestro caso vertical (líquido saturado con $q=1$) y corta la diagonal del diagrama en $x_A = x_{AF}$.

4.2.4. Cálculo de número de etapas: Método gráfico

En este apartado se representan la ROE, ROA y recta de alimentación en un diagrama de equilibrio x-y de etanol/agua a presión constante y así realizar el cálculo del número de etapas necesarias para alcanzar la separación.

La recta q de alimentación queda definida por:

- El punto $(z_f, z_f) = (0.0207, 0.0207)$.
- El punto $\left(\frac{z_f}{q}, 0\right) = (0.0207, 0)$.

A continuación, se representa la ROE mediante:

- El punto $(x_D, x_D) = (0.262, 0.262)$.
- El punto $\left(0, \frac{1}{R+1} * x_D\right) = (0, 0.147)$.

Donde R se calcula a partir de R_{\min} , el reflujo para una situación de número de número de etapas infinito. Por debajo de esta relación de reflujo no es posible realizar la separación requerida.

Por lo tanto, $\frac{1}{R+1} * x_D$ alcanza su valor más elevado para $R = R_{\min}$.

Gráficamente, el punto $\left(0, \frac{1}{R_{\min}+1} * x_D\right)$ se halla mediante la intersección de la ROE con la recta de alimentación q y la curva de equilibrio. Siendo $\frac{1}{R_{\min}+1} * x_D = 0,159$ y en consecuencia $R_{\min} = 0,648$

Finalmente, se aplica un factor de seguridad y se multiplica el reflujo mínimo por 1,2 dando lugar a un reflujo de $R = 0,78$.

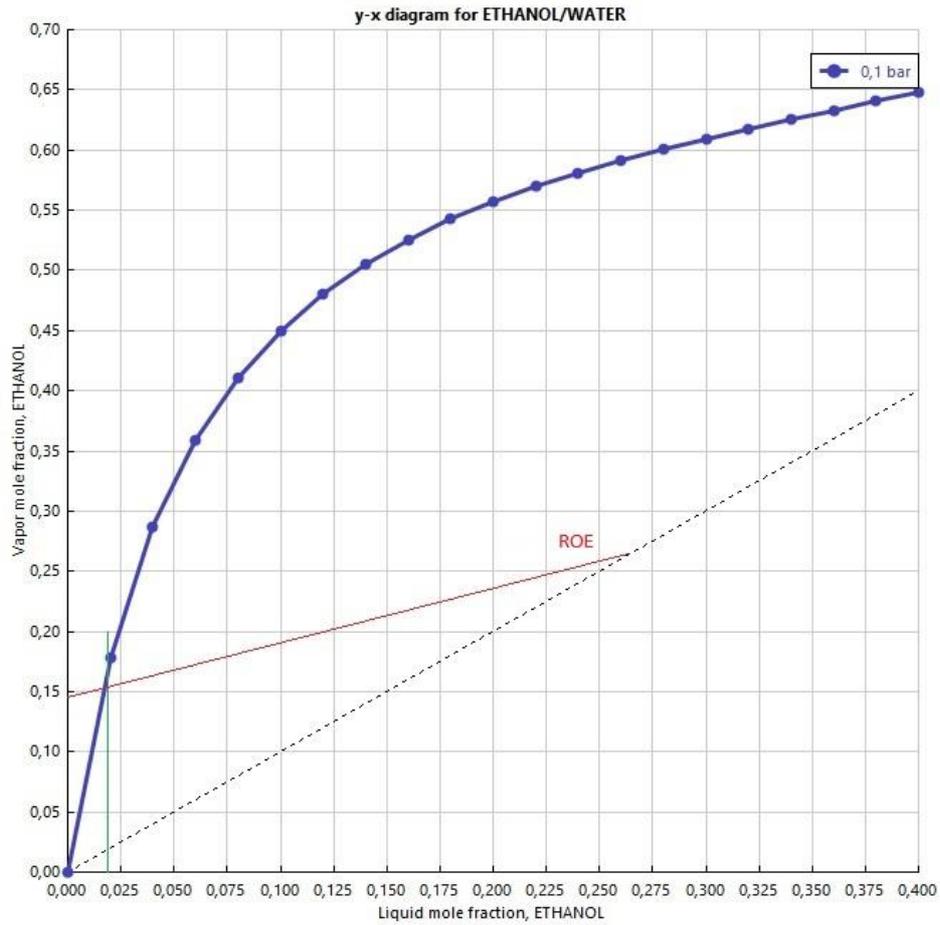


Figura 4-8. Cálculo de reflujo mínimo por método gráfico.

Llegado a este punto, se representa la ROA a través de:

- El punto $(x_B, x_B) = (0.0015, 0.0015)$.
- El punto de intersección entre la ROE y la recta q.

Por último, se calcula gráficamente (figura 4-9) el número de etapas de equilibrio. El resultado es $N = 8$.

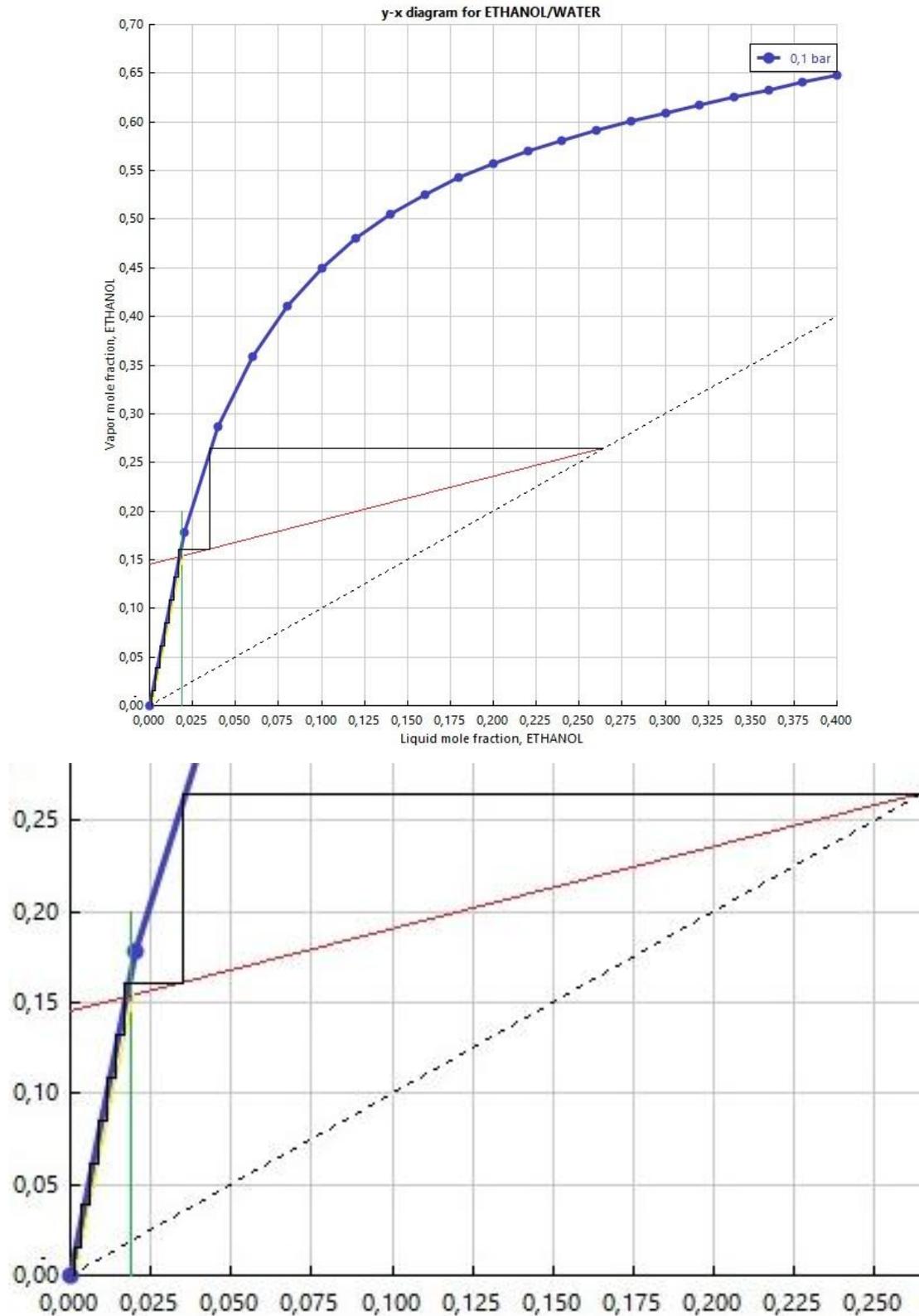


Figura 4-9. Número de etapas teóricas por McCabe-Thiele (Normal y ampliado).

4.3. Simulaciones con Aspen Plus

Entre los distintos métodos que incluye Aspen Plus, los modelos DSTWU y Radfrac son los más comúnmente usados para el diseño de columnas de destilación simple y son los que se aplican a continuación.

En primer lugar, el modelo DSTWU se utiliza para tener un conocimiento algo más general y comprobar ciertos aspectos del diseño de la columna como pueden ser el número de etapas o la relación de reflujo mínimo.

En cambio, el modelo Radfrac proporciona una simulación más completa y rigurosa del diseño de la columna, pudiendo así comprobar cómo se comporta la columna en cada una de las etapas o el intercambio de calor que se produce tanto en el condensador como en el hervidor.

Al igual que las anteriores simulaciones utilizadas para representar los diagramas de equilibrio del agua y etanol, el método termodinámico utilizado es el NRTL.

4.3.1. Modelo DSTWU

Este método de diseño de columnas simples de destilación está basado en el método Winn-Underwood-Gilliland, uno de los métodos cortos más ampliamente empleados en el diseño preliminar de columnas de destilación. Este considera flujos molares de líquido y vapor, así como vaporización y volatilidades constantes, además etapas de equilibrio adiabáticas.

Cabe mencionar, que este método no suele ser recomendable para mezclas azeotrópicas o si las volatilidades relativas varían mucho en la torre, como es el caso de mezclas muy no ideales, por lo que es posible que algunas estimaciones sean un tanto pobres o se distancien de los cálculos previamente realizados en el prediseño; sin embargo, la operación transcurre en unas condiciones lejanas al comportamiento no ideal, por lo que la comparación entre los métodos de simulación es interesante.

Se comienza introduciendo los siguientes valores de la corriente de alimentación.

Tabla 4-2. Especificaciones de la corriente de alimentación en Aspen.

Flujo molar total (mol/s)	33,17
Flujo molar etanol	0,0207
Flujo molar agua	0,9793
Temperatura (°C)	42
Presión (bar)	1

A continuación, se introduce la presión de operación en la columna y se especifica que la torre se diseñe con una relación de reflujo de 1,2 veces la relación de reflujo mínima.

Además, es necesario introducir la recuperación del clave ligero y del clave pesado con respecto al destilado en tanto por uno, es decir:

$$\text{Recuperación clave ligero} = \frac{\text{moles clave ligero en destilado}}{\text{moles clave ligero en alimentación}} = \frac{2,43 * 0,262}{33,17 * 0,0207} = 0,9272$$

$$\text{Recuperación clave pesado} = \frac{\text{moles clave pesado en destilado}}{\text{moles clave pesado en alimentación}} = \frac{2,43 * (1 - 0,262)}{33,17 * (1 - 0,0207)} = 0,05520$$

Quedando así el diagrama de la columna y siendo las corrientes S1, S2 Y S3 las de alimentación, destilado y fondo respectivamente.

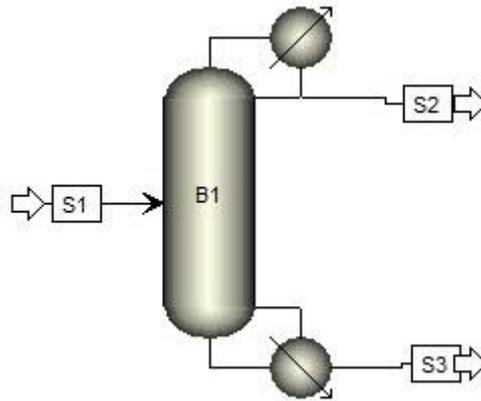


Figura 4-10. Diagrama DSTWU.

Dando lugar a los siguientes resultados.

Tabla 4-3. Resultados de simulación por el método DSTWU.

Ratio de reflujo mínimo	1,27
Ratio de reflujo real	1,49
Etapas mínimas	2,38
Etapas reales	5,76
Plato de alimentación.	4,24
Tª destilado (°C)	32,39
Tª fondo (°C)	35,46

Por lo que según la simulación la columna debería tener un total de N = 6 etapas de equilibrio.

También existe la posibilidad de imponer el número de etapas en la columna para su simulación. En este caso el número de etapas queda establecido en la configuración de la columna y proporciona el ratio de reflujo en su lugar.

Sin embargo, con el objetivo sacar un mayor partido a la simulación, se estudia el ratio de reflujo dependiendo del número de etapas teóricas que tenga la columna, respetando las composiciones de las corrientes. Los resultados, proporcionados por Aspen, se reflejan a continuación.

Tabla 4-4. Ratio de reflujo frente a etapas teóricas proporcionado por Aspen.

Etapas de equilibrio	Ratio de reflujo
3	5,37
4	2,34
5	1,73
6	1,47
7	1,40
8	1,37
9	1,35
10	1,33
11	1,32

De este modo puede verse como cambia el reflujo a medida que se incluyen más etapas. Por ejemplo, para el caso de $N = 8$, como es el del prediseño, el reflujo es considerablemente mayor al estimado. De igual forma, para $N = 6$ etapas el reflujo es aún mayor, pues el reflujo adquiere un carácter inversamente proporcional al número de etapas.

Es importante tener en cuenta que la elección de una buena relación de reflujo en la columna repercute directamente en el coste capital del equipo, que depende en gran medida del número y diámetro de los platos y los costes de funcionamiento, determinados por las necesidades de vapor y agua de refrigeración, de manera que el caudal de vapor necesario por mol de producto es directamente proporcional a $(R + 1)$. Por lo que éste será mínimo cuando R sea igual a R_{min} .

Además, otro aspecto relevante a la hora de aumentar la relación de reflujo es que disminuye el caudal de destilado, lo cual tiene consecuencias económicas, aunque no es el objetivo principal, ya que disminuye la cantidad de producto recuperable y por lo tanto la rentabilidad del proceso. Una relación de reflujo excesivamente alta implica un mayor consumo energético y por ende un mayor coste operativo.

Gilliland, deduce una relación empírica entre la relación de reflujo (R) y el número de etapas (n), en la que sólo se requieren la relación de reflujo mínima (R_{min}) y el número de etapas a reflujo total (n_{min}), representada a continuación.

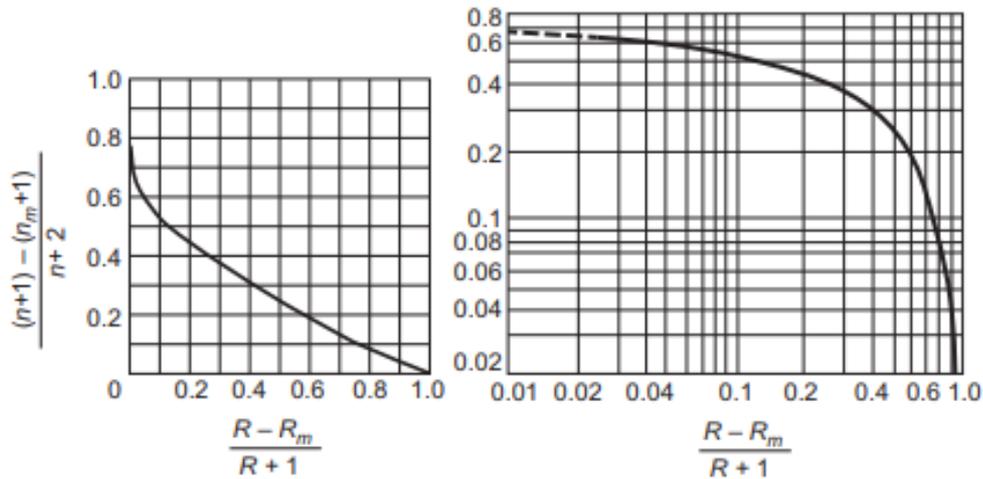


Figura 4-11. Relación entre R y n (Towler y Sinnott, 2007).

Por otro lado, el aumento de la relación de reflujo frente al reflujo mínimo da lugar en principio a una pequeña reducción del número de platos necesarios en la columna; sin embargo, el coste aumenta para valores muy elevados de R, pues el diámetro aumenta constantemente ya que la carga de vapor es mayor. El condensador y hervidor también serán mayores y por lo tanto más caros. En el diagrama a continuación se representan la curva A, que muestra los costes de vapor, la curva B, que muestra los costes fijos, y la curva C, que representa los costes totales, con un valor mínimo correspondiente a la relación de reflujo más económica.

A pesar de que no existe una relación sencilla entre R_{min} y el valor óptimo, los valores prácticos de R suelen ser de 1,1 a 1,5 veces el mínimo, aunque se emplean valores mucho mayores, especialmente en destilaciones a vacío.

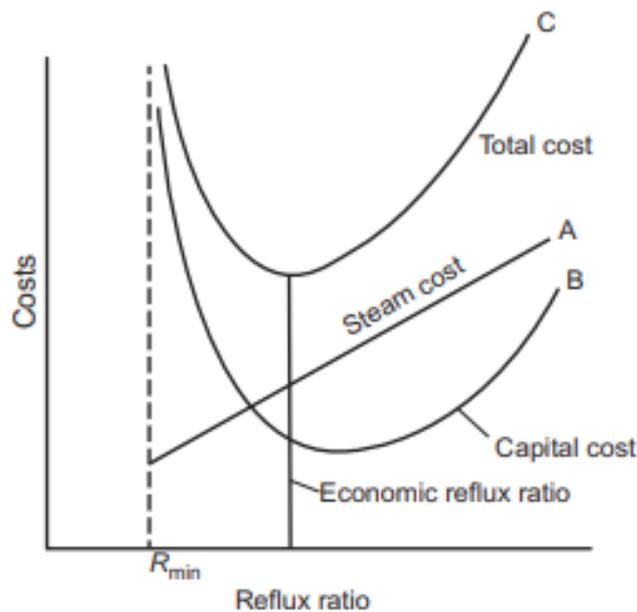


Figura 4-12. Coste vapor (A), costes fijos (B) y costes totales (C) (Towler y Sinnott, 2007).

Además, los resultados del balance de materia en la columna se muestran a continuación, junto a los estimados previamente para facilitar la comparación.

Tabla 4-5. Comparativa balances de materia.

	Alimentación		Destilado		Fondo	
	McCabe-Thiele N = 8	Aspen Plus N = 6	McCabe-Thiele N = 8	Aspen Plus N = 6	McCabe-Thiele N = 8	Aspen Plus N = 6
Caudal (mol/s)	33,17	33,17	2,43	2,42	30,74	30,74
Fracción molar etanol	0,020	0,020	0,26	0,26	0,0015	0,0016

Nótese que el balance de materia coincide por completo con el calculado con McCabe-Thiele, una vez superadas las etapas que Aspen ha considerado mínimas para que se cumplan las especificaciones de pureza en las corrientes; sin embargo, es cierto que en otros valores de diseño de la columna existen amplias diferencias con las estimadas en el prediseño.

Teniendo en cuenta que el modelo DSTWU se queda algo corto de cara a diseñar una columna completa, una vez que tenemos el diseño inicial, lo comprobamos simulando la torre de manera rigurosa con el modelo Radfrac.

4.3.2. Modelo RADFRAC

El modelo Radfrac parte de un prediseño y se basa en los resultados obtenidos en el modelo DSTWU para establecer unos resultados de diseño más completos y rigurosos.

En este caso, las variables introducidas en las corrientes de alimentación son las mismas que las del modelo anterior; sin embargo, ahora es posible especificar hasta cuatro corrientes: una asociada a la alimentación, otra al hervidor (fondo) y dos asociadas al condensador. Los puertos de alimentación y fondo son obligatorios y dependiendo del tipo de condensador se debe usar solo uno o los dos restantes. En este caso (condensador total), se utiliza únicamente el puerto inferior asociado al condensador para el destilado, resultando tal y como se refleja en el esquema a continuación.

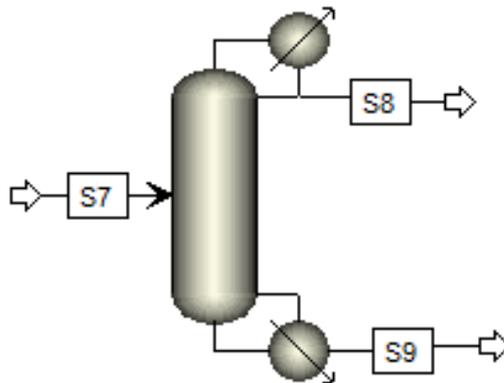


Figura 4-13. Diagrama RADFRAC.

Por otro lado, las opciones para especificar variables son mucho más amplias que en el modelo anterior, pudiendo entre ellas manipular detalles de la configuración, corrientes y presión.

Dentro de la configuración se introducen los siguientes datos:

- *Calculation type*: Existe la opción de *Equilibrium* y *Rate-Based*. Selecciona la primera, utilizada para simular etapas de equilibrio, frente a la segunda, que se usa para simular en base a coeficientes de transferencia.
- *Number of stages*: Número de etapas de equilibrio, incluyendo condensador y hervidor. Una característica fundamental a tener en cuenta al configurar este modelo es que las etapas se enumeran a partir del 1 empezando por el condensador. Como en nuestro caso el condensador es total, habría que especificar una etapa más que las obtenidas en el DSTWU.

Siguiendo los cálculos del número óptimo de etapas estimado en el modelo anterior, se especifica un total de $6 + 1 = 7$ etapas.

- *Condenser*: Condensador total.
- *Reboiler*: Tipo Kettle (se comporta como una etapa de equilibrio).
- *Valid Phases*: Tipo de equilibrio considerado en la torre. En nuestro caso *Líquido – Vapor*.
- *Convergence*: Estándar.
- *Operating Specifications*: Deben introducirse dos variables de operación entre las distintas posibles. En este caso se consideran la relación de reflujo obtenida en DSTWU y el caudal de uno de los productos.

Concretamente, se escoge el caudal de destilado frente al de colas, ya que éste es menor y mejora la convergencia. La relación de reflujo obtenida en DSTWU es 1,47 pero se introduce un valor redondeado de 1,5 ya que el método DSTWU tiende a subestimar la relación de reflujo mínima.

- Supone presión constante en toda la columna, no hay pérdida de carga.

Además, también es necesario establecer el plato de alimentación teniendo en cuenta la configuración de la columna en la simulación y definir que será introducida “On stage”, como es frecuente cuando ésta es líquida, para evitar el cálculo de la evaporación flash. Por lo que la alimentación entra en la etapa $5+1 = 6$.

Como era de esperar, el balance de materia resultante reflejado a continuación coincide con el calculado en el prediseño y la simulación anterior.

Tabla 4-6. Balance de materia simulación RADFRAC.

	Alimentación	Destilado	Fondo
Caudal (mol/s)	33,17	2,42	30,74
Fracción molar etanol	0,020	0,26	0,0015
Fracción molar agua	0,97	0,73	0,99
Caudal (kg/h)	2220,58	221,87	1998,71

Mediante el uso de la siguiente ecuación se calcula el rendimiento de la operación para los distintos casos haciendo uso del balance de materia:

$$\eta = \frac{x_D * D}{z_f * f} * 100$$

Dando lugar a los siguientes resultados:

Tabla 4-7. Comparativa rendimiento de operación.

	McCabe – Thiele	DSTWU	RadFrac
Rendimiento (%)	92,72	92,68	92,69

Se puede observar cómo el error relativo es prácticamente nulo.

Además del balance de materia, la simulación proporciona otros datos relevantes. Realizando un análisis general, se comprueba que el balance de masa se cierra correctamente, siendo el caudal de alimentación la suma de las corrientes de cabeza y fondo.

La corriente de cabeza tiene una fracción molar de etanol de 23,70%, significativamente mayor que la fracción molar en la alimentación (2,07%), lo que indica que la columna está concentrando el alcohol en la corriente de cabeza. Por lo general, el hecho de que haya una cantidad considerable de agua sugiere que el proceso podría necesitar optimización para maximizar la pureza del destilado; sin embargo, este valor se encuentra dentro de los típicos en la industria, ya que el subproducto que se obtiene de cabeza se destina a la producción de vinagres.

Por otro lado, la corriente de fondo tiene una fracción molar de 0,36%, lo que cumple con el objetivo de desalcoholización para las especificaciones del producto.

Respecto a las condiciones operativas, la baja presión en las corrientes de cabeza y fondo (0,1 bar) facilita la separación y las temperaturas relativamente bajas (32,7 °C en cabeza y 45,1 °C en fondo) ayudan a prevenir la degradación térmica de los componentes.

También se puede ver como las diferencias de entalpía y densidad reflejan la composición de las corrientes. La corriente de cabeza, con mayor concentración de etanol, tiene una entalpía molar ligeramente más alta y una densidad menor en comparación con la alimentación y el fondo.

La siguiente tabla refleja todos los valores obtenidos en la simulación:

Tabla 4-8. Resultados completos simulación RADFRAC.

	Units	S7 (alimentación)	S8 (destilado)	S9 (fondo)
Phase		Liquid Phase	Liquid Phase	Liquid Phase
Temperature	C	42	32,70	45,072
Pressure	bar	1	0,1	0,1
Molar Enthalpy	kJ/mol	-284,39	-283,46	-284,27
Mass Enthalpy	kJ/kg	-15293,26	-11492,27	-15691,55
Molar Entropy	kJ/mol-K	-0,16	-0,20	-0,158
Mass Entropy	kJ/kg-K	-8,73	-8,22	-8,76
Molar Density	mol/l	51,91	36,13	53,66
Mass Density	kg/cum	965,42	891,15	972,21
Enthalpy Flow	kJ/sec	-9433,32	-688,72	-8738,61
Average MW		18,59	24,66	18,11
Mole Flows	mol/sec	33,17	2,42	30,74
ETHANOL	mol/sec	0,68	0,57	0,11
WATER	mol/sec	32,48	1,85	30,62
Mole Fractions				
ETHANOL		0,020	0,237	0,0036
WATER		0,97	0,76	0,99
Mass Flows	kg/hr	2220,58	215,74	2004,83
ETHANOL	kg/hr	113,87	95,52	18,35
WATER	kg/hr	2106,71	120,22	1986,48
Mass Fractions				

A

ETHANOL		0,051	0,44	0,0091
WATER		0,94	0,55	0,99
Volume Flow	l/sec	0,63	0,06	0,57
Liquid Phase				
Molar Enthalpy	kJ/mol	-284,39	-283,46	-284,27
Mass Enthalpy	kJ/kg	-15293,26	-11492,27	-15691,55
Molar Entropy	kJ/mol-K	-0,16	-0,20	-0,15
Mass Entropy	kJ/kg-K	-8,73	-8,22	-8,76
Molar Density	kmol/cum	51,91	36,13	53,66
Mass Density	kg/cum	965,42	891,15	972,21
Enthalpy Flow	kJ/sec	-9433,32	-688,72	-8738,61
Average MW		18,59	24,66	18,11
Mole Flows	mol/sec	33,17	2,42	30,74
ETHANOL	mol/sec	0,68	0,57	0,11
WATER	mol/sec	32,48	1,85	30,62
Mole Fractions				
ETHANOL		0,020	0,237	0,0036
WATER		0,97	0,76	0,99
Mass Flows	kg/sec	0,61	0,059	0,55
ETHANOL	kg/sec	0,031	0,026	0,0051
WATER	kg/sec	0,58	0,033	0,55
Mass Fractions				
ETHANOL		0,051	0,44	0,0091
WATER		0,94	0,55	0,99
Volume Flow	l/sec	0,63	0,067	0,57

continuación, se emplean los resultados obtenidos en la simulación para seleccionar y dimensionar la columna.

4.4 Selección del tipo de columna

En este apartado, se analizan las dos variedades fundamentales de columnas de destilación empleadas en este tipo de procesos. Se proporcionará una descripción detallada de la estructura, funcionamiento, ventajas y desventajas de cada una y posteriormente se realizará una evaluación en el contexto específico de la desalcoholización, considerando factores críticos como pueden ser la eficiencia de separación, costes de la instalación y operación, mantenimiento y adecuación a la operación en condiciones de vacío. Tras ello se lleva a cabo una comparativa para seleccionar la opción más conveniente y optimizar así la producción de nuestra cerveza sin alcohol.

Existen dos tipos de columnas a considerar:

- Columna de platos.
- Columna de relleno.

4.4.1 Columna de platos

Este equipo se caracteriza por que los platos constituyen cada una de las etapas individuales necesarias en la destilación. El número de etapas teóricas y los correspondientes ratios de equilibrio líquido-vapor pueden determinarse mediante los métodos descritos previamente y, para trasladarlos al diseño real de la propia columna, deben considerarse los siguientes factores:

- El tipo de plato o bandeja.
- La velocidad del vapor, que es el factor principal en la determinación del diámetro de una columna.
- La distancia entre platos, que es el factor principal en la determinación de la altura de la columna cuando ya se conoce el número de etapas.

Por lo que, antes de profundizar en estos últimos términos es necesario tener en cuenta los diferentes tipos de plato.

El principal requisito de un plato es que debe proporcionar una mezcla íntima entre las corrientes de líquido y vapor, que sea adecuada para manejar las proporciones deseadas de vapor y líquido sin arrastre excesivo o inundación, que sea estable en operación y que sea razonablemente fácil de instalar y mantener. En muchos casos, particularmente en la destilación al vacío, es esencial que la caída de presión a través de la bandeja sea mínima.

Las disposiciones para el flujo de líquido sobre la bandeja dependen en gran medida de la relación de flujo de líquido a vapor. A continuación, se muestran tres disposiciones, de las cuales la de flujo cruzado es la utilizada con más frecuencia (figura 4-14).

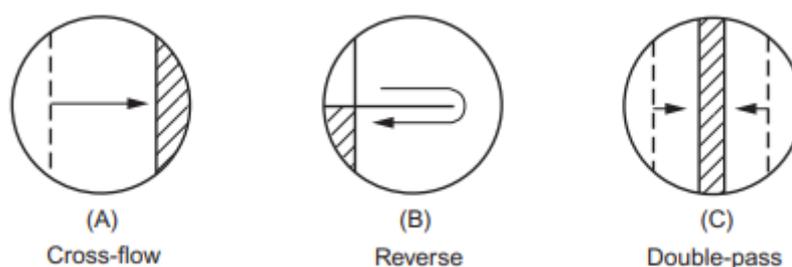


Figura 4-14. Disposiciones del flujo de líquido a través de la bandeja (Towler y Sinnott, 2007).

Considerándolas una a una:

- (a) Flujo cruzado. Normal, es la disposición estándar, con una buena longitud del camino del líquido que proporciona una buena oportunidad para la transferencia de masa.
- (b) Inverso. Los bajantes están mucho más reducidos en área y hay un camino del líquido muy largo. Este diseño es adecuado para ratios bajos de líquido-vapor.
- (c) Doble paso. Como el flujo de líquido se divide en dos direcciones, este sistema manejará altas ratios de líquido-vapor.
- (d) Bandeja de flujo radial: El líquido entra en el medio de la bandeja a través de un bajante circular y fluye radialmente sobre la bandeja hacia un vertedero circunferencial cerca de la pared de la torre. Son adecuadas para cargas líquidas altas y permiten mayores eficiencias de separación, pero cuestan más de instalar.

El reflujo líquido fluye a través de cada bandeja y entra en el bajante a través de un vertedero, cuya altura determina en gran medida la cantidad de líquido en la bandeja. El bajante se extiende por debajo de la superficie del líquido en la bandeja inferior, formando así un sello de vapor. El vapor fluye hacia arriba a través de elevadores hacia las caperuzas, o a través de simples perforaciones en la bandeja.

Siguiendo este criterio, distinguimos:

- Bandejas de caperuza o burbuja (Bubble-cap tray), actualmente son las más comunes debido a su amplio rango de operación, aunque poco a poco se están sustituyendo por las de válvula, que se describen más adelante. Las caperuzas individuales están montadas en elevadores y tienen ranuras rectangulares o triangulares cortadas alrededor de sus lados. Las caperuzas se mantienen en posición mediante algún tipo de soporte tipo araña, y las áreas del elevador y el espacio anular alrededor del elevador deben ser aproximadamente iguales.

Con bandejas pequeñas, el reflujo pasa a la bandeja inferior sobre dos o tres vertederos circulares, y con las bandejas más grandes, a través de bajantes segmentales (figura 4-15).

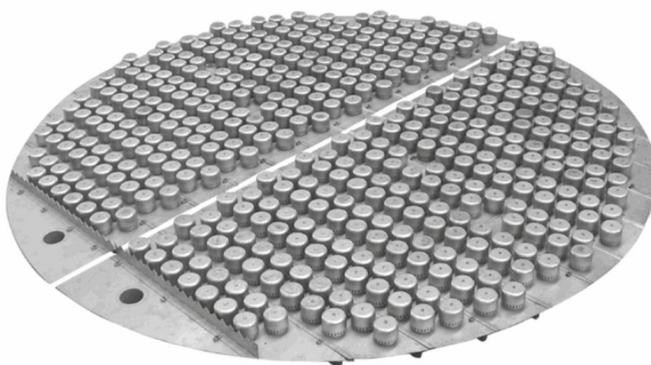


Figura 4-15. Bubble-cap tray (Ayrtrter).

- De tamiz o perforadas: Estas son mucho más simples en su construcción, con pequeños agujeros en la bandeja. El líquido fluye a través de la bandeja y baja por el bajante segmental. Representada en la figura 4-16.
- Bandejas de válvula: Estas pueden considerarse una combinación entre una bandeja de caperuza y una bandeja de tamiz. La construcción es similar a la primera, aunque no hay elevadores ni ranuras. Cabe señalar que, con la mayoría de los tipos de bandejas de válvula, la apertura puede variar según el flujo de vapor, de modo que pueden operar en un amplio rango de ratios de flujo. Debido a su flexibilidad y precio, las bandejas de válvula tienden a reemplazar a las de caperuza.
- Bandejas de flujo radial: Estas bandejas no se utilizan tan extensamente debido a sus costos más elevados, pero son adecuadas para cargas líquidas altas y permiten mayores eficiencias de separación. A menudo se consideran para reacondicionamientos de eliminación de cuellos de botella.

Estos cuatro tipos de bandejas tienen una característica común: todas tienen bajantes separados para el paso del líquido hacia la bandeja inferior. Existe otra clase de bandeja que no tiene bajantes separados; sin embargo, proporciona un rendimiento hidrodinámico que se encuentra entre el de una columna de relleno y una columna de platos. Dos ejemplos de este tipo son el plato Kittel y Turbogrid. Los datos de diseño para estas bandejas son escasos en la literatura y se deben buscar las recomendaciones del fabricante.



Figura 4-16. Bandeja perforada (Sapitech).

Factores que determinan el rendimiento de la columna

El rendimiento de una columna puede evaluarse en relación a dos factores diferentes pero relacionados entre sí. Primero, si el vapor y el líquido que abandona un plato están en equilibrio se considera que es una etapa teórica, lo que establece un estándar de rendimiento y, en segundo lugar, el rendimiento relativo entre distintas columnas

con el mismo diámetro, que debe evaluarse considerando la capacidad de los caudales líquido y vapor. De modo que se suele considerar:

- Velocidad del líquido y vapor.
- Propiedades físicas del líquido y vapor.
- Cantidad de arrastre de líquido por las corrientes de vapor ascendentes.
- Hidráulica de los flujos de líquido y vapor al atravesar la bandeja.

Diversos estudios han demostrado que la velocidad del vapor es un factor primordial en la determinación del diámetro de la columna, así como que la eficiencia disminuye a medida que aumenta la velocidad, principalmente por la reducción de tiempo de contacto entre fases. Esta disminución de la eficiencia se ve menos afectada a medida que aumenta la distancia entre los platos.

A su vez, la capacidad se ve limitada por la cantidad de reflujo que atraviesa las bajantes, más que por las limitaciones que puedan tener las caperuzas para manejar el vapor.

Otras propiedades de las sustancias que afectan a la eficiencia pueden ser la viscosidad o la tensión superficial, que influye en la operación con bandejas de tamiz en la formación de espuma y estabilidad de las burbujas.

A continuación, se muestra un diagrama que define la capacidad para una columna típica de bandejas de burbuja, donde para una disposición dada de la bandeja, existen ciertos límites para los flujos de vapor y líquido dentro de los cuales se obtiene una operación estable.

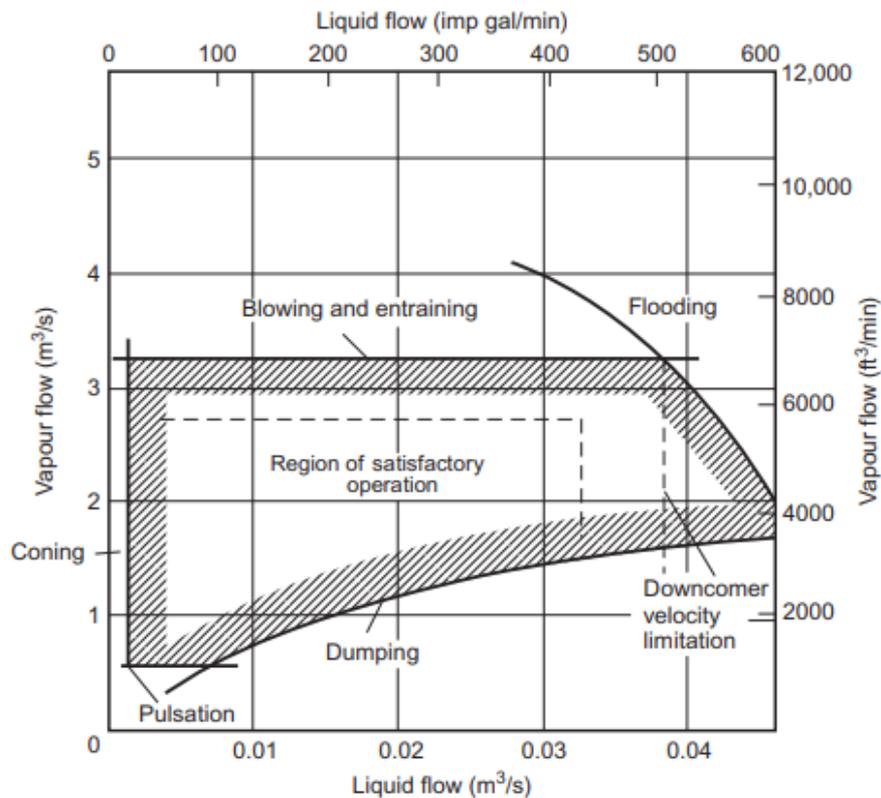


Figura 4-17. Límites de capacidad de una columna típica de bandejas de burbuja (Barchha, 2023).

La región de operación está delimitada por áreas donde ocurren fenómenos indeseables. La formación de conos ocurre a ratios bajos de líquido, donde el vapor empuja el líquido hacia atrás desde las ranuras y pasa como una corriente continua. Las bajas tasas de vapor resultan en un flujo de vapor pulsante o dumping.

Por el contrario, para rangos altos de líquido algunas ranuras expulsan líquido en lugar de pasar vapor. A partir de cierto punto, la caída de presión a través de la placa es igual a la altura del líquido en el bajante, por lo que se comienza a inundar la bandeja. Para ratios elevados de vapor, se produce un arrastre excesivo de líquido en las burbujas hacia el plato superior.

Todos estos factores, además del diseño de la bandeja y los bajantes, afectan al rendimiento de la columna.

4.4.2 Columna de relleno

En esta ocasión, el interior del equipo queda ocupado por un relleno. Éste puede ser de diversas formas como anillos, sillas de montar u otras configuraciones especialmente diseñadas para tener gran área superficial y así facilitar la transferencia. En las columnas de relleno, el líquido fluye constantemente hacia abajo y el vapor constantemente hacia arriba, constituyendo así un sistema en contracorriente y continuo, a diferencia de las columnas de platos en las que el proceso de enriquecimiento es escalonado.

Por otro lado, no son adecuadas para la operación de líquidos sucios, con partículas en suspensión o de viscosidad alta

Hay muchos factores a tener en cuenta a la hora de diseñar y/o seleccionar el relleno de una columna. En el caso de las destilaciones a vacío, las consideraciones de caídas de presión pueden ser de suma importancia. Además, es posible que aparezcan problemas asociados al humedecimiento del relleno debido a las bajas cargas de líquido, por lo que, en la práctica, es común aumentar la altura de relleno calculada alrededor de un 40% para compensar los problemas de mala distribución de líquido y humedecimiento.

También hay que considerar un tamaño mínimo de relleno, de manera que el diámetro medio del vacío entre ellos sea menor que el tamaño medio de las gotas. Este diámetro se determina mediante la ecuación:

$$d_{crit} = 2,42 \left(\frac{\sigma}{\Delta\rho g} \right)^{0,5}$$

Donde:

- σ es la tensión superficial [N/m].
- $\Delta\rho$ es la diferencia de densidad entre las fases [kg/m^3].
- g es la aceleración debida a la gravedad [m/s^2].

El cálculo del diámetro se realiza a partir del tipo de relleno empleado en la torre, por lo que es importante conocer los que existen:

- Aleatorios: consisten en piezas de formas características que se introducen en la columna de manera aleatoria. Actualmente son los más usados.

- Estructurados: se caracterizan por garantizar una baja pérdida de carga por lo que comúnmente se emplean en operaciones a vacío. Además, tienen una alta eficiencia; sin embargo, también son los más caros.
- De parrilla o red: su uso queda limitado a operaciones en las que existe transferencia de calor y/o en operaciones en las que se requiere alta resistencia a incrustaciones.

Además, en las columnas de relleno se introduce el concepto de altura equivalente a un plato teórico (HETP). Como todas las secciones del relleno son físicamente iguales, se asume que una etapa de equilibrio corresponde a una altura determinada de relleno. Por lo que la altura de relleno necesaria para cualquier separación se obtiene multiplicando el HETP por el número de etapas ideales.

Éste es un método simple de representación que se ha usado ampliamente como método de diseño; sin embargo, no se ha desarrollado mucho en la teoría.

Curiosamente, para un tipo concreto de relleno, el ratio de HETP frente a la caída de presión es bastante constante, por lo que las ventajas que se pudiesen obtener reduciendo el tamaño del relleno se compensan con una mayor caída de presión. A continuación, se puede ver cómo el HETP presenta valores relativamente constantes frente a un amplio rango de flujos de vapor para rellenos típicos.

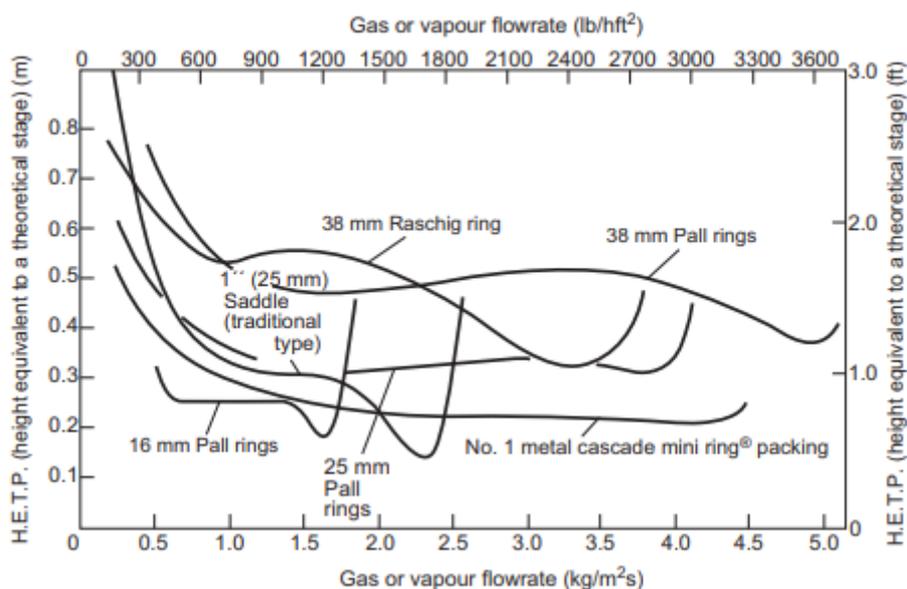


Figura 4-18. HETP para un rango de flujos de vapor en distintos rellenos (Barchha, 2023).

Cabe mencionar que el material del relleno también es un factor a determinar en la operación. Entre los diferentes materiales de fabricación destacan el metal, la cerámica y el plástico.

4.4.3 Comparativa

Finalmente, se decide emplear una columna de relleno metálico para la operación de destilación a vacío. Tal y como se ha expuesto, las torres de relleno son frecuentemente usadas para operaciones en condiciones de vacío y presentan ventajas operacionales tales como la baja pérdida de carga o la menor degradación del producto debido a un menor tiempo de residencia en el equipo. Además, el relleno metálico suele ser la opción más

empleada cuando se trabaja con sustancias no corrosivas, como es el caso, ofreciendo mayor capacidad y eficiencia, así como mayor variedad de geometrías y resistencia.

También se tiene en cuenta el mejor aprovechamiento del espacio al ser necesario por lo general un menor diámetro de torre.

4.5 Dimensionado de la columna

Teniendo en cuenta lo descrito anteriormente, se introducen las distintas variables en Aspen. También se han simulado otro tipo de rellenos, e incluso platos, para así poder comparar los resultados con distintas configuraciones y verificar lo establecido en apartados anteriores.

Tabla 4-9. Comparativa dimensionado de la columna.

Configuración	Tipo	Material	Dimensión	Diámetro de la columna (m)
Relleno RASCHIG CROSSFLGRD	Estructurado	Metálico	25 mm	0,243
Relleno KOCH FLEXERAMIC	Estructurado	Cerámico	88 mm	0,419
Relleno PALL RINGS	Aleatorio	Metálico	90 mm	0,410
Relleno MTL INTALOX	Aleatorio	Cerámico	75 mm	0,437
Platos BUBBLE CAP	-	-	-	0,544

Teniendo en cuenta las diferentes configuraciones, se selecciona el relleno RASCHIG CROSSFLGRD ya que es el que permite el menor diámetro de columna, dando lugar a un menor espacio requerido y menor coste de fabricación. Además, el material metálico ofrece alta resistencia térmica y mecánica, ideal para procesos a vacío como es el caso.

Hay que tener en cuenta que se ha seleccionado la opción óptima de tamaño (o separación entre platos en el último caso: 0,8 m) para cada una de las configuraciones, de manera que el diámetro de la columna es el menor posible en todo momento.

Además, para todos los casos el HETP es de 0,5 m.

En consecuencia, el relleno seleccionado y sus características son las siguientes:

- Tipo de relleno: Estructurado (RASCHIG CROSSFLGRD).
- Material del relleno: Metálico.
- Dimensión del relleno: 25 mm.

- Diámetro de la columna: **0,243 m.**

Por lo que los resultados apuntan a que hemos seleccionado correctamente los distintos parámetros que conforman el equipo, quedando finalmente una columna de 0,243 metros de diámetro aproximadamente.

Para finalizar, se realiza el prediseño de los distintos equipos auxiliares que componen el resto de la planta.

5 EQUIPOS AUXILIARES Y HOJAS DE EQUIPOS

En este apartado se realiza el dimensionamiento de los distintos equipos auxiliares que contribuyen al desarrollo del proceso, como son las bombas, tanques de almacenamiento o intercambiadores de calor, seguido en cada uno de los casos por su correspondiente hoja de especificaciones. Estas hojas describen las características del equipo real, seleccionado de un catálogo comercial.

5.1. Bomba

Tal y como se ha descrito en puntos anteriores, es necesaria una bomba centrífuga para llevar a cabo la operación. Para abordar su diseño básico se tiene en cuenta factores como el caudal, altura manométrica, NPSH requerido y NPSH disponible, entre otros factores, para asegurar que la bomba cumple con las especificaciones requeridas.

La altura manométrica total (H) se calcula mediante la suma de las diferentes pérdidas de carga en tuberías y accesorios, así como la diferencia de altura entre el nivel de succión y descarga. En este caso, se supone una altura manométrica de 15 metros de columna de agua (mca).

Para manejar un caudal de 2250 L/h con esta altura manométrica una bomba centrífuga de una etapa es generalmente adecuada, especialmente si se trata de un fluido de baja viscosidad como la cerveza.

La potencia del motor de la bomba se puede calcular usando la siguiente fórmula:

$$P_{bomba} = \frac{\rho * g * Q * H}{\eta_{bomba} * 1000} = 0,131 \text{ kW}$$

Donde:

- ρ = Densidad del fluido (kg/m³) (para la cerveza, asumimos ~1000 kg/m³).
- g = Aceleración de la gravedad (9.81 m/s²).
- Q = Caudal volumétrico (m³/s).
- H = Altura manométrica total (m).
- η_{bomba} = Eficiencia de la bomba (suponemos un valor típico de 70%).

Ahora considerando una eficiencia del motor del 90%, calculamos la potencia del eje:

$$P_{eje} = \frac{P_{bomba}}{\eta_{motor}} = 0,146 \text{ kW}$$

Para mayor seguridad y considerando márgenes de diseño, seleccionamos un motor con potencia nominal superior al valor calculado, típicamente de 0,25 kW.

Su hoja de especificaciones se muestra a continuación.

BOMBA	
Especificación	Descripción
Tipo de bomba	Bomba centrífuga de una etapa
Modelo seleccionado	KSB Multieco 33
Caudal requerido	2250 L/h (0.625 L/s)
Altura Manométrica Total (H)	15 m
Densidad del fluido	1000 kg/m ³ (agua o cerveza)
Potencia de la bomba (P_{bomba})	0,131 kW
Eficiencia de la bomba (η_{bomba})	70%
Potencia del Motor	0,25 kW
Material	Acero inoxidable
Voltaje de operación	230 V/50 Hz
Temperatura máxima del fluido	50 °C
Conexiones	Entrada G 1 (DN25)
Peso de la bomba	11,3 kg
Tipo de instalación	Fija
Presión máxima	10 bar
NPSH requerido	2 m

5.2. Tanques de almacenamiento

Para dimensionar un tanque de almacenamiento para un flujo de alimentación de 2250 l/h, hay varios factores a considerar, incluyendo el tiempo de retención, el tipo de proceso, naturaleza del fluido, y posibles fluctuaciones en la entrada y salida del tanque.

Se comienza calculando el volumen requerido:

$$Volumen (l) = Caudal \left(\frac{l}{h} \right) * t_R (h)$$

Donde:

- Caudal = 2250 (l/h) de alimentación
- t_R = Tiempo de retención = 6 h.

El tiempo de retención depende del propósito del tanque. Los valores típicos oscilan entre 4 y 8 horas para tanques intermedios, como es el caso, aunque puede variar según las necesidades específicas. Se asume entonces un tiempo de retención de 6 horas.

A este volumen se le aplica un factor de seguridad del 20%, por lo que finalmente queda:

$$Volumen (l) = 2250 * 6 * 1,2 = 16200 l = 16,2 m^3$$

Análogamente se calculan las dimensiones necesarias para los tanques relacionados con el producto y subproducto, con caudales de 250 y 2000 (l/h) respectivamente:

$$Volumen_2 (l) = 250 * 6 * 1,2 = 1800 l = 1,8 m^3$$

$$Volumen_3 (l) = 2000 * 6 * 1,2 = 14400 l = 14,4 m^3$$

Su hoja de especificaciones se muestra a continuación.

TANQUE DE ALMACENAMIENTO	
Especificación	Descripción
Tipo de tanque	Cilíndrico vertical
Capacidad nominal	16,2 m ³ (16,200 litros)
Aplicación	Almacenamiento de líquido en procesos de alimentación continua
Material	Acero inoxidable
Dimensiones	2,2 m de diámetro y 4,2 m de altura
Diseño del fondo	Fondo cónico
Presión de operación	Presión atmosférica
Conexiones	Entrada y salida de 2 pulgadas roscadas tipo BSP
Temperatura de operación	De 0 °C a 80 °C
Accesorios	Válvula de ventilación, indicador de nivel, boca de acceso para mantenimiento
Certificación	Fabricado según normas ASME para equipos a presión
Proveedor	Gpi Tanks
Factor de seguridad	20%
Tiempo de retención	6 horas

5.3. Intercambiador de calor

Para dimensionar el intercambiador de calor de placas necesario para calentar el caudal de cerveza de 2250 L/h desde su temperatura de almacenamiento hasta 42°C, se siguen varios pasos que incluyen determinar la carga térmica, el fluido de calentamiento, y estimar el área de intercambio térmico.

Partiendo de los siguientes datos:

- Caudal cerveza = 2250 l/h de mezcla de etanol (6,4% en volumen) y agua.
- Temperatura inicial de la cerveza (almacenamiento): $T_{in} \approx 20$ °C.
- Temperatura final de la cerveza: $T_{out} = 42$ °C.
- Caudal agua = 3000 l/h (supuesto).
- Temperatura inicial del fluido secundario (agua): $T_{agua, in} = 60$ °C (supuesto).
- Densidad del agua: $\rho = 1000$ kg/m³.
- Densidad del etanol: $\rho = 789$ kg/m³.
- Capacidad calorífica específica del agua: $C_p = 4,18$ kJ/kg °C.
- Capacidad calorífica específica del etanol: $C_p = 2,44$ kJ/kg °C.

Se comienza calculando las propiedades físicas de la mezcla y el flujo másico de la misma.

$$\text{Densidad de la mezcla } \rho = \left(0,936 * 1000 \frac{g}{l}\right) + \left(0,064 * 789 \frac{g}{l}\right) = 986,5 \frac{g}{l}$$

$$\text{Capacidad calorífica de la mezcla } C_p = (0,936 * 4,18) + (0,064 * 2,44) = 3,91 \frac{kJ}{kg \text{ } ^\circ C}$$

$$\text{Flujo másico } \dot{m} = 2250 \frac{l}{h} * 986,5 \frac{g}{l} * \frac{1}{1000} \frac{kg}{g} * \frac{1}{3600} \frac{h}{s} = 0,617 \frac{kg}{s}$$

Y la energía necesaria para llevar la cerveza hasta los 42 °C, a partir de la siguiente expresión:

$$Q = \dot{m} * C_p * \Delta T$$

Donde:

- \dot{m} es el caudal másico de cerveza (kg/s).
- C_p la capacidad calorífica específica de la cerveza (kJ/kg °C)
- $\Delta T = T_{out} - T_{in}$ es la diferencia de temperatura a la entrada y salida.

Nos queda:

$$Q = 0,617 * 3,91 * (42 - 20) = 53,05 \frac{kJ}{s} = 53,05 kW$$

Mediante un balance de energía, se calcula la temperatura de salida del agua utilizada como fluido de calentamiento:

$$53,05 kW = \frac{3000 kg}{3600 s} * 4,18 \frac{kJ}{kg \text{ } ^\circ C} * (60 - T_{agua, out})$$

$$T_{agua, out} = 44,7 \text{ } ^\circ C$$

A continuación, se estima el coeficiente global de transferencia de calor (U). Éste depende de varios factores como los fluidos involucrados, el tipo de intercambiador de calor, condiciones de operación y la naturaleza de las superficies de transferencia.

Generalmente, para intercambiadores de calor de placas que operan con líquidos en contracorriente en condiciones típicas, los valores de U se encuentran entre los 300 y 1000 W/m²*K.

En este caso, se supone un valor de 500 W/m²*K.

Finalmente, para calcular el área del intercambiador, se necesita la diferencia de temperatura logarítmica media:

$$\Delta T_{log} = \frac{(T_{agua, in} - T_{out}) - (T_{agua, out} - T_{in})}{\ln \frac{(T_{agua, in} - T_{out})}{(T_{agua, out} - T_{in})}}$$

$$\Delta T_{log} = \frac{(60 - 42) - (44,7 - 20)}{\ln \frac{(60 - 42)}{(44,7 - 20)}} = 21,17 \text{ } ^\circ C$$

Que introducimos en la expresión para el cálculo del área:

$$A = \frac{Q}{U * \Delta T_{log}} = \frac{53,05 kW}{0,5 \frac{kJ}{m^2 K} * 21,17 \text{ } ^\circ C} = 5,012 m^2$$

Con lo que concluye la fase de diseño y dimensionamiento de los equipos de la planta de desalcoholización de cerveza.

Su hoja de especificaciones se muestra a continuación.

INTERCAMBIADOR DE CALOR	
Especificación	Descripción
Tipo de intercambiador	Intercambiador de calor de placas
Modelo	Alfa Laval M6-FG
Área de intercambio	5,1 m ²
Capacidad de calentamiento	53,05 kW
Caudal (cerveza)	2250 l/h
Caudal (agua de enfriamiento)	3000 L/h
Temperatura entrada (cerveza)	20 °C
Temperatura salida (cerveza)	42 °C
Temperatura entrada (agua)	60 °C
Temperatura salida (agua)	44,7 °C
Material	Acero inoxidable
Número de placas	15
Presión de operación máxima	10 bar
Coefficiente global de transferencia	500 W/m ² K
Dimensiones	1300 mm x 400 mm x 800 mm
Conexiones	DN25 para fluido caliente y frío
Peso	75 kg

6 CONCLUSIÓN

En este estudio se han analizado distintos métodos de producción de cerveza sin alcohol, los principios que sustentan estos procesos y el diseño detallado de los equipos de una planta. Además, se han evaluado factores clave que repercuten tanto en la calidad final del producto como en la eficiencia del proceso.

Queda en evidencia que la producción de cerveza sin alcohol es un área en crecimiento dentro de la industria cervecera, impulsada por la demanda de consumidores que buscan alternativas con bajo contenido alcohólico sin sacrificar el sabor y el carácter de la cerveza. Los principales métodos evaluados para producir cerveza sin alcohol incluyen la fermentación controlada, la ósmosis inversa, la evaporación y la destilación a vacío, entre otros, ofreciendo una visión muy amplia sobre las diferentes técnicas de desalcoholización aplicadas en la industria y concluyendo con la elección de la destilación a vacío como método óptimo en términos de preservación de aromas y control de temperatura a escala industrial. Para implementar dicha tecnología, se toman unos datos de partida y se diseña una planta con el equipo necesario para manejar el proceso de manera eficiente, manteniendo la calidad del producto y asegurando su viabilidad económica. Los componentes principales incluyen una columna de destilación a vacío, un sistema de calefacción y refrigeración, bomba y tanques de almacenamiento.

Entre los aspectos más destacables del diseño, destacan la elección adecuada de la presión de operación y la relación de reflujo, pues han sido cruciales para optimizar los costos de operación y capital, asegurando así que el proceso sea sostenible técnica y económicamente.

Por un lado, priorizando evitar la degradación térmica del producto, se analiza el comportamiento de la mezcla en un rango de presiones que van desde la atmosférica hasta los 0,05 bar mediante el uso de varios diagramas de temperatura y composición. Como objetivo, que la mezcla no superase los 48 °C, por lo que estudiar el comportamiento del equilibrio a presiones mayores a la atmosférica, en la que ya se encuentra el producto, es innecesario. Además, el análisis también queda acotado por un límite inferior de presión, condicionado por la temperatura del fluido refrigerante que usa el condensador de la columna, ya que para realizar un intercambio térmico efectivo, es necesario que el agua del condensador alcance un salto térmico de al menos 5 °C por encima de la temperatura del vapor a condensar. De modo que la temperatura del vapor no puede ser más baja que la del fluido refrigerante, condición que no se cumple a presiones menores de 0,05 bar.

El análisis da lugar a seleccionar 0,1 bar como presión óptima de operación en la columna, decisión que condiciona enormemente el resto de parámetros a definir en el resto del diseño de la torre.

Por otro lado, la elección de una buena relación de reflujo repercute directamente en el coste tanto del equipo como de operación. Se analiza cómo estos costes son, de una manera compleja, directamente proporcionales al valor de R , y que alcanzan sus valores mínimos cuando $R = R_{min}$. También, se expone cómo un aumento del valor de R frente a R_{min} , en principio da lugar a una reducción del número necesario de platos; sin embargo, el coste aumenta para valores muy elevados de R , debido al incremento constante en la carga de vapor, que repercute directamente en un mayor diámetro de la columna, hervidor y condensador. Este estudio se respalda tanto en los cálculos como en las simulaciones con Aspen y resulta interesante ver cómo este valor a menudo se encuentra entre 1 y 1,5, tendiendo a valores incluso mayores en operaciones a vacío, como esta.

En consecuencia, se toma 1,5 como valor de R .

Además, tal y como se comenta en párrafos anteriores, la operación a vacío condiciona otras selecciones de diseño. La más importante es que se decide operar una columna de relleno frente a una columna de platos. Esta configuración es muy frecuente en este tipo de operaciones, pues presenta considerables ventajas como la baja

pérdida de carga o la menor degradación del producto debido a un menor tiempo de residencia en el equipo. Además, el relleno metálico suele ser la opción más empleada cuando se trabaja con sustancias no corrosivas, como es el caso.

También, cabe mencionar que el ratio de HETP frente a la caída de presión es bastante constante. Por lo que reducir el tamaño del relleno puede mejorar la eficiencia de separación debido a una mayor área de contacto por unidad de volumen, pero también aumenta la caída de presión, lo que afecta negativamente los costos operativos y el rendimiento global del sistema. En otras palabras, que la selección del tipo de relleno es más crítica que el tamaño del mismo.

Finalmente, se reafirma lo expuesto en el desarrollo del trabajo realizando una última comparativa entre las distintas configuraciones posibles en la columna de destilación a vacío, con ayuda de Aspen, y se define el tipo de relleno, su tamaño, material y diámetro de la torre. Por lo que, mediante el uso de herramientas de simulación y el diseño detallado de equipos, es posible desarrollar un proceso de desalcoholización que maximice tanto la calidad como la rentabilidad del producto final.

En conclusión, la destilación a vacío para la producción de cerveza sin alcohol representa un equilibrio entre eficiencia de separación y preservación de aromas, convirtiéndose en una solución óptima dentro de las tecnologías disponibles. El diseño de la planta y los resultados obtenidos en este estudio proporcionan una base sólida para su implementación industrial, estableciendo un marco técnico que podría servir como referencia para futuras investigaciones y desarrollos en la industria cervecera sin alcohol.

REFERENCIAS

- [1] D. P. S. M. B. R. L. J. B. A. e. S. Tomáš Brányik, «A review of methods of low alcohol and alcohol-free beer production,» *Journal of Food Engineering*, 2012.
- [2] «Smitch-bretten - SIGMATEC,» [En línea]. Available: <https://www.schmidt-bretten.es/schmidt-sigmathec/>.
- [3] E. K. D. P. B. E. B. J. K. P. José A. Piornos, «Alcohol-free and low-alcohol beers: Aroma chemistry and sensory characteristics,» *COMPREHENSIVE REVIEWS IN FOOD SCIENCE AND FOOD SAFETY*.
- [4] Cruzcampo, «Ficha producto TREMENDA».
- [5] F. R. Reis, *Unit Operations and Processing Equipment in the Food Industry*. Pages 315-324, 2023.
- [6] K. C. V. J. d. D. S. C. Felipe Furtini Haddad, «Influence of consumption experience on the behavior of craft beer consumers: beginner and experienced consumers,» 2023.
- [7] S. M. G. D. F. G. P. O. M. Valeria Sileoni, «Flavour Stability of a Cold-Stored Unpasteurized Low-Alcohol Beer,» 2022.
- [8] «FLAVOURTECH Naturally,» [En línea]. Available: <https://flavourtech.com/products/centritherm-evaporator/?lang=es>.
- [9] «De Dietrich Process Systems,» [En línea]. Available: <https://www.dedietrich.com/es/soluciones-y-productos/destilacion-y-evaporacion/evaporador-de-pelicula-delgada>.
- [10] «De Dietrich Process Systems - Evaporador de película delgada,» [En línea]. Available: <https://www.dedietrich.com/es/printpdf/node/2494>.
- [11] A. G. Soriano, *TFM: Análisis del uso de intercambiadores de calor en la industria alimentaria*, 2023.
- [12] «SEGUAS,» [En línea]. Available: <https://www.seguas.com/bombas-centrifugas-instalaciones-hidraulicas/>.
- [13] «ALFA LAVAL - Intercambiadores de calor de placas,» [En línea]. Available: <https://www.alfalaval.es/productos-y-soluciones/transferencia-de-calor/intercambiadores-de-calor-de-placas/intercambiador-de-calor-definicion-funcionamiento-tipos-y-aplicaciones/>.
- [14] E. C. Carlson, «Don't gamble with physical properties for simulations,» *Chemical Engineering Progress*, vol. 92, pp. 35-46, 1996.
- [15] A. K. R. Raj Barchha, «Chapter 1 - Distillation,» de *Coulson and Richardson Chemical Engineering (Sixth Edition) - Volume 2b: Separation processes*, 2023.
- [16] Y. Zhang y A. K. Ray, «Chapter 4 - Liquid-liquid extraction,» de *Coulson and Richardson Chemical Engineering (Sixth Edition) - Volume 2b: Separation processes*, 2023.

- [17] G. Towler y R. K. Sinnott, *Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*, 2007.
- [18] R. H. Perry y D. W. Green, *Perry's Chemical Engineers' Handbook* (6th edición), 1984.
- [19] Á. L. V. Perales, *Guía práctica 2: Simulación y optimización de procesos químicos*, 2010.
- [20] A. Ovejero y G. Lesino, *ENSAYO DE UN CONJUNTO EVAPORADOR EYECTOR*, 2003.
- [21] *Apuntes: Operaciones de Separación*, Escuela Técnica Superior de Ingeniería (Sevilla); Università di Bologna (Bologna).
- [22] *Apuntes: Transmisión de Calor; Procesos Térmicos*, Escuela Técnica Superior de Ingeniería (Sevilla); Università di Bologna (Bologna).
- [23] «Schmidt - Vacuum rectification in one of the leading breweries in Poland,» [En línea]. Available: <http://sigmatec.eu/en/2021/02/09/vacuum-rectification-in-one-of-the-leading-breweries-in-poland/>.
- [24] Damm, «Cerveza Free Damm,» [En línea]. Available: <https://www.dammcorporate.com/>.
- [25] Ambar, «Ambar. Nuestra historia,» [En línea]. Available: <https://www.ambar.com/>.
- [26] «Cruzcampo 0,0,» [En línea]. Available: <https://www.cruzcampo.es/>.
- [27] Heineken, «HEINEKEN ESPAÑA,» [En línea]. Available: <https://www.heinekenespana.es/>.
- [28] S. L. H. & P. A. Kakaç, «Heat Exchangers: Selection, Rating, and Thermal Design,» 2012.
- [29] T. Minton, «Process Heat Transfer,» *Elsevier*, 2015.
- [30] M. Schönbuchner, «Heat Transfer Efficiency in Brewery Operations,» *BrewTech Journal*, 56(2), 120-125., 2014.
- [31] J. Verbeek, «Brewery Equipment and System Design,» 2017.
- [32] «KSB,» [En línea]. Available: <https://www.ksb.com/en-us/lc/products/pump/dry-installed-pump/multienco/M17A>.
- [33] «GPI Tanks,» [En línea]. Available: <https://gpi-tanks.com/>.
- [34] «Alfa Laval,» [En línea]. Available: <https://www.alfalaval.com/>.
- [35] J. A. Piornos, E. Koussissi, D. P. Balagiannis, E. Brouwer y J. K. Parker, «Alcohol-free and low-alcohol beers: Aroma chemistry and sensory characteristics,» *Comprehensive Reviews in Food Science and Food Safety*, 2022.
- [36] R. Petrucci, P. d. Matteo, A. P. Sobolev, L. Liguori, D. Albanese, N. Prioretti, M. Bortolami y P. Russo, «Impact of Dealcoholization by Osmotic Distillation on Metabolic Profile [...],» 2021.
- [37] Mahou, «Mahou 0,0 y San Miguel 0,0 Isotónica,» [En línea].

