



UNIVERSITAT
POLITÈCNICA
DE VALÈNCIA



ESCUELA TÉCNICA
SUPERIOR INGENIEROS
INDUSTRIALES VALENCIA

TRABAJO FIN DE GRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA



DISEÑO DE CLARIFICACIÓN DE ZUMO DE MANZANA UTILIZANDO TECNOLOGÍA DE MEMBRANAS PARA PRODUCIR 2500 kg/h DE ZUMO CLARIFICADO

AUTOR: JUAN GUARCH PÉREZ

TUTORA:  SILVIA ÁLVAREZ BLANCO

Selección

Curso Académico: 2016-17 

Agradecimientos:

A todas las personas con las que he podido trabajar, aprender y disfrutar a lo largo de este paso por la universidad, haciendo hincapié por encima de todos en un corredor de fondo como es Javier (y soy yo) y en un sprinter como es Alex, sin los cuales esto no sería posible. Tampoco puedo olvidarme de Nacho, Diego, Fer y Víctor, que han hecho que estas frases me cuesten tanto de escribir por lo que implican.

He de hacer un agradecimiento en especial a mi profesora Silvia Álvarez Blanco, por su dedicación y exigencia en este trabajo, ha despertado en mí las ganas de querer saber más.

Y sobre todo a ti, Mamá.

ÍNDICE GENERAL

MEMORIA

FICHAS DE SEGURIDAD

PRESUPUESTO

PLANOS

MEMORIA

ÍNDICE DE LA MEMORIA

Resumen

Memoria Descriptiva

1. Justificación.....	1
1.1. Justificación académica.....	1
1.2. Justificación técnica.....	1
2. Objeto del proyecto.....	2
3. Introducción y antecedentes.....	3
3.1. Producción de zumo de manzana.....	3
3.2. Características del zumo de manzana.....	3
3.2.1. Turbidez del zumo de manzana.....	4
3.3. Proceso convencional de obtención del zumo de manzana clarificado.....	4
3.4. Proceso de obtención de zumo clarificado de manzana mediante ultrafiltración.....	7
3.4.1. Efecto del tratamiento enzimático sobre la clarificación con membranas.....	7
3.4.2. Descripción del proceso.....	7
3.4.3. Ventajas y desventajas del proceso de membranas frente al convencional.....	8
3.5. Tecnología de membranas.....	9
3.5.1. Clasificación en función de la fuerza impulsora.....	10
3.5.2. Tipos de membrana.....	11
3.5.3. Configuración de los módulos de membrana.....	12
3.5.4. Polarización por concentración.....	15
3.5.5. Ensuciamiento y limpieza de membranas.....	16
3.5.6. Parámetros característicos del proceso de membrana.....	18
3.5.7. Modelos de transporte.....	20
3.5.8. Modos de operación.....	21
3.6. Alternativas para la elaboración de zumo de manzana clarificado mediante ultrafiltración.....	24
3.6.1. Alternativa 1.....	24
3.6.2. Alternativa 2.....	27
3.6.3. Alternativa 3.....	29
3.6.4. Selección de la alternativa.....	32
4. Normativa y legislación.....	33
4.1. Normativa de marco de referencia.....	33
4.2. Normativa general en materia de zumo de frutas.....	33
4.3. Normativa en materia de aguas.....	34
4.4. Normativa en prevención y seguridad de riesgos laborales.....	34
4.4.1. Normativa relativa a riesgo químico.....	34
4.4.2. Normativa relativa a riesgo eléctrico.....	34
5. Localización.....	35
6. Diseño de la planta.....	36
6.1. Maquinaria utilizada en las etapas previas a la ultrafiltración.....	37
6.2. Maquinaria utilizada en la etapa posterior a la ultrafiltración.....	38

6.3.	<i>Diseño de la etapa de ultrafiltración.....</i>	<i>39</i>
6.3.1.	<i>Elección del modo de operación.....</i>	<i>39</i>
6.3.2.	<i>Dimensionado de la membrana.....</i>	<i>39</i>
6.3.3.	<i>Dimensionado del bastidor.....</i>	<i>40</i>
6.3.4.	<i>Depósitos de alimento y permeado.....</i>	<i>40</i>
6.3.5.	<i>Diseño de las tuberías del proceso de ultrafiltración.....</i>	<i>41</i>
6.3.6.	<i>Conexiones y valvulería.....</i>	<i>47</i>
6.3.7.	<i>Intercambiador de calor e instalación térmica.....</i>	<i>50</i>
6.3.8.	<i>Instrumentación.....</i>	<i>50</i>
6.3.9.	<i>Diseño de las bombas.....</i>	<i>52</i>
6.3.10.	<i>Procedimiento.....</i>	<i>53</i>
6.3.11.	<i>Automatización de la planta.....</i>	<i>55</i>
6.3.12.	<i>Sistema de control de calidad.....</i>	<i>57</i>
6.3.13.	<i>Sistema de prevención de riesgos.....</i>	<i>57</i>
7.	<i>Estudio económico.....</i>	<i>59</i>
7.1	<i>Introducción.....</i>	<i>59</i>
7.2.	<i>Costes de explotación.....</i>	<i>59</i>
7.2.1.	<i>Costes fijos.....</i>	<i>59</i>
7.2.2.	<i>Costes variables.....</i>	<i>59</i>
7.2.3.	<i>Resumen de los costes de explotación.....</i>	<i>63</i>
7.3.	<i>Ingresos totales.....</i>	<i>64</i>
7.4.	<i>Análisis económico.....</i>	<i>64</i>
7.5.	<i>Comparación de beneficios entre el proceso Convencional y le proceso de Tecnología de membranas.....</i>	<i>65</i>
7.6.	<i>Viabilidad del proyecto.....</i>	<i>66</i>
8.	<i>Conclusiones.....</i>	<i>66</i>
9.	<i>Bibliografía.....</i>	<i>67</i>

ANEJOS

1. *Cálculos justificativos*
2. *Especificaciones*

ÍNDICE TABLAS

Tabla 1. Composición del zumo de manzana bruto.....	3
Tabla 2. Proceso de membrana utilizando la presión como fuerza impulsora.....	10
Tabla 3. Características de la membrana y condiciones del proceso desarrollado por los autores Jun Li y Zhengu Wang (2006).....	25
Tabla 4. Análisis de las características del zumo de manzana clarificado obtenido por los autores Jun Li y Zhengfu Wang (2006).....	26
Tabla 5. Características de la membrana y condiciones del proceso desarrollado por los autores Diana T. Constenla y Jorge E. Lozano (1995).....	27
Tabla 6. Resumen de los resultados obtenidos por los autores Diana T. Constenla y Jorge E. Lozano (1995).....	28
Tabla 7. Características de las membranas Carbosep M7, M8 y M9 utilizadas en el proceso desarrollado por los autores G.T. Vladisavljevi, P. Vukosavljevi y B. Bukvi (2002).....	30
Tabla 8. Condiciones de operación del proceso desarrollado por los autores G.T. Vladisavljevi, P. Vukosavljevi y B. Bukvi (2002).....	30
Tabla 9. Análisis de los componentes presentes en el flujo de alimento y en clarificado del estudio realizado por los autores G.T. Vladisavljevi, P. Vukosavljevi y B. Bukvi (2002).....	31
Tabla 10. Análisis de los estudios realizados por varios autores.....	32
Tabla 11. Kilogramos de zumo de manzana bruto producidos por hora y kilogramos de manzanas por hora necesarios.....	38
Tabla 12. Tiempos de trabajo de la etapa de ultrafiltración.....	38
Tabla 13. Caudales máxicos y volumétricos de alimento, permeado y rechazo.....	39
Tabla 14. Diámetro de las tuberías en cada tramo y modelo de la casa Dimasa.....	44
Tabla 15. Cantidad volumétrica de reactivos concentrados utilizados para preparar la disolución y de agua para la limpieza a una temperatura de 50°C.....	46
Tabla 16. Modelos de manguitos en T necesarios en la instalación de ultrafiltración.....	47
Tabla 17. Modelos de codos necesarios en cada tramo de la instalación de ultrafiltración.....	48
Tabla 18. Modelo de reductores necesarios en cada punto.....	48
Tabla 19. Modelos de válvulas utilizada en cada tramo.....	49
Tabla 20. Señales del control del automatismo.....	54
Tabla 21. Resumen de la identificación de los peligros de cada sustancia.....	57
Tabla 22. Precios unitarios, cantidades y precios totales de los productos de limpieza.....	60
Tabla 23. Coste por mano de obra relacionados con la producción y el control.....	61

Tabla 24. Potencias, horas diarias y costes de cada equipo.....	62
Tabla 25. Resumen de los costes de explotación.....	62
Tabla 26. Cálculos del VAN.....	64

ÍNDICE FIGURAS

<i>Figura 1. Diagrama de bloques del proceso convencional de elaboración de zumo de manzana clarificado.....</i>	<i>5</i>
<i>Figura 2. Proceso de obtención de zumo de manzana clarificado mediante tecnologías de membranas.....</i>	<i>8</i>
<i>Figura 3. Esquema de una membrana.....</i>	<i>10</i>
<i>Figura 4. Corresponde a los procesos impulsados por gradiente de presión.....</i>	<i>11</i>
<i>Figura 5. Esquema de la configuración de arrollamiento en espiral de las membranas.....</i>	<i>12</i>
<i>Figura 6. Sección transversal de una membrana de arrollamiento en espiral.....</i>	<i>13</i>
<i>Figura 7. Configuración de membranas tubular.....</i>	<i>13</i>
<i>Figura 8. Configuración de membranas de fibra hueca.....</i>	<i>14</i>
<i>Figura 9. Configuración de membranas de placas y marcos.....</i>	<i>14</i>
<i>Figura 10. Representación de la polarización por concentración y la formación de capa gel.....</i>	<i>15</i>
<i>Figura 11. Modelo de flujo a través de poro.....</i>	<i>20</i>
<i>Figura 12. Modelo de disolución-difusión.....</i>	<i>21</i>
<i>Figura 13. a) Modo de operación discontinua con recirculación abierta; b) Modo de operación discontinua con recirculación cerrada.....</i>	<i>22</i>
<i>Figura 14. Paso simple, modo de operación continuo.....</i>	<i>23</i>
<i>Figura 15. Modo de operación continuo con recirculación.....</i>	<i>23</i>
<i>Figura 16. Modo de operación continuo con recirculación con etapas múltiples.....</i>	<i>24</i>
<i>Figura 17. Diagrama de bloques del proceso desarrollado por los autores Jun Li y Zhengfu Wang.....</i>	<i>25</i>
<i>Figura 18. Evolución de la densidad de flujo de permeado en función del factor de reducción de volumen en las mejores condiciones de operación obtenidas por J.Li y Z.Wang (2006).....</i>	<i>26</i>
<i>Figura 19. Diagrama de bloques del proceso desarrollado por los autores Diana T. Constenla y Jorge E. Lozano (1995).....</i>	<i>27</i>
<i>Figura 20. Diagrama de bloques del proceso desarrollado por los autores G.T. Vladislavljevi, P. Vukosavljevi y B. Bukvi (2002).....</i>	<i>29</i>
<i>Figura 21. Variación de la densidad de flujo de permeado con el tiempo para el proceso desarrollado por los autores G.T. Vladislavljevi, P. Vukosavljevi y B. Bukvi con la membrana M7 a 55°C, 100 kPa y 1 m/s.....</i>	<i>31</i>
<i>Figura 22. Plano recuperado de Google maps de la planta de García Carrión de Jumilla.....</i>	<i>35</i>
<i>Figura 23. Diagrama de bloques del proceso desarrollado en la planta.....</i>	<i>36</i>

<i>Figura 24. Representación en 3D del modelo de membrana M-22P1960 de la casa comercial Pall.....</i>	<i>39</i>
Figura 25. Esquema aproximado de la etapa de ultrafiltración.....	41
Figura 26. Tuberías y membranas que participan en el proceso de Recirculación cerrada.....	42
Figura 27. Pasos 1 y 3 del proceso de limpieza. Las tuberías de color azul celeste corresponden a las tuberías por las que circula el agua de aclarado.....	45
Figura 28. Paso 2 del proceso de limpieza de limpieza. Las tuberías de color azul oscuro al arranque, alimentando al sistema con la mezcla de hipoclorito sódico, hidróxido sódico y agua, y a la finalización del paso 2. Las líneas de color azul claro corresponden a las tuberías que participan en el proceso de limpieza con recirculación.....	46
Figura 29. Representación isométrica del equipo de ultrafiltración mediante Autocad Plant 3D. El deposito verde almacena el agua de aclarado y el depósito rojo almacena la mezcla de reactivos con agua. El depósito marrón almacena el alimento y el amarillo recoge el permeado. Las bombas y las membranas son de color gris oscuro. Las válvulas están acopladas a cada tubería, teniendo el mismo color correspondiente al tamaño de la tubería. Además, a la salida de la membrana hay manómetros y caudalímetros de color rojo y verde, respectivamente.....	53
Figura 30. Diagrama funcional normalizado del proceso del sistema de ultrafiltración.....	55

RESUMEN

El zumo de manzana es un producto muy consumido por la población. El proceso de obtención convencional es un proceso de coste económico elevado y con grandes posibilidades de mejora, por ello se diseña un proceso mediante tecnología de membranas, obteniendo como producto zumo de manzana clarificado.

El objetivo principal de este proyecto es diseñar una planta con la capacidad para producir 2 500 kg/h de zumo de manzana clarificado mediante tecnología de membranas, en busca de aumentar los beneficios económicos respecto al sistema convencional. Se propone un circuito con módulos de membranas en paralelo, que opera en recirculación cerrada. Se trata de una tecnología fácil de limpiar, escalar y automatizar.

Para seleccionar qué membranas proporcionan mejores resultados, se estudiaron distintos artículos bibliográficos sobre ensayos con zumos de manzana utilizando la tecnología de membrana de ultrafiltración. Analizando factores como son la densidad de flujo de permeado, el factor de reducción de volumen, la presión transmembranal, la velocidad tangencial y las características del producto final, se seleccionó la membrana modelo M-22P1960 (Pall, EEUU). Las condiciones de operación óptimas que proporcionaban la mayor densidad flujo de permeado medio (82,434 l/hm²) fueron 50°C, 0,85 bar de presión transmembranal y una velocidad tangencial de 5 m/s, obteniendo un zumo de manzana clarificado de características óptimas en cuanto a turbidez y propiedades organolépticas.

Para diseñar el circuito de ultrafiltración, se ha calculado la cantidad zumo de manzana bruto (alimento) necesaria para alcanzar la cantidad de zumo de manzana clarificado deseada, también se ha calculado la cantidad de enzimas necesarias y los productos químicos necesarios para limpiar el circuito. Una vez conocidos todos los caudales, se ha diseñado el equipo de ultrafiltración que se compone de tuberías, conexiones, accesorios de tuberías, bombas y depósitos, y las etapas previas al equipo de ultrafiltración, desde que se recoge la manzana, hasta que es tratada en el equipo de ultrafiltración, y la etapa de envasado una vez se ha obtenido el zumo de manzana clarificado.

Para alcanzar la producción deseada de zumo de manzana clarificado son necesarios 4 módulos de membranas en paralelo, compuestos de 22 membranas de 19 canales cada una, con una configuración tubular y capa activa de alúmina. Cada módulo tiene un área de membrana específica de 7,9 m² y el umbral de corte molecular de las membranas es de 30 kDa. El dimensionado de las bombas se realizó considerando todas las pérdidas por fricción o de carga en las tuberías, válvulas, conexiones, módulos de membrana y las pérdidas puntuales, de la forma más precisa posible, además de tener en cuenta la presión transmembranal y el caudal que deben proporcionar dichas bombas.

Para el diseño de la planta se ha considerado un volcador de cajones, una lavadora de fruta, una banda transportadora, un molino de fruta, una bomba de masa, un filtro prensa y una envasadora. De este modo se obtiene un zumo de manzana bruto, de elevada turbidez que es necesario clarificar.

El zumo bruto de manzana es tratado durante 1 hora con un complejo de enzimas tipo pectinasa y amilasa a 50°C. Una vez despectinizado, el zumo se lleva al proceso de ultrafiltración para así separar los flóculos y obtener, en la corriente de permeado, el zumo de manzana clarificado. La corriente de rechazo se recircula al tanque de despectinización, pues contiene las enzimas concentradas, las cuales se pueden reutilizar.

Para asegurar el correcto funcionamiento del proceso y de las membranas, se han utilizado sensores y controladores PID que actúan sobre la presión transmembranal y la temperatura. La temperatura se alcanza utilizando un intercambiador de calor y depósitos con camisa calefactora, utilizando una caldera para calentar agua. El circuito se ha automatizado realizando un diagrama funcional normalizado del proceso.

Una vez conocida la inversión inicial, se ha estudiado la viabilidad del proyecto. La inversión inicial de la planta es de **598 963,96 €**, el beneficio neto anual asciende a **166 398,75€**. Se ha realizado un análisis económico para conocer la rentabilidad del proyecto. La inversión se recuperará en **3,60 años**, con una rentabilidad del **39,00 %**.

MEMORIA DESCRIPTIVA

1. Justificación

1.1. Justificación Académica

Académicamente, la justificación del presente trabajo es la obtención del título de *Grado en Ingeniería Química*. Durante la realización de éste, se han reforzado y trabajado las siguientes competencias adquiridas por el alumno lo largo de estos años de valiosa enseñanza:

Proyectar y diseñar procesos en el ámbito de la Ingeniería Química, que tengan por objeto la tecnología específica de Química Industrial.

Analizar procesos, equipos, instalaciones y servicios objeto de estudio del ámbito de la Ingeniería Química

Resolver problemas de la Ingeniería Química basándose en métodos y conocimientos aprendidos durante estos años.

Transmitir conocimientos, habilidades, destrezas, procedimientos, resultados, opiniones o informes técnicos de forma efectiva en el ámbito de la ingeniería química.

Valorar el impacto social y medioambiental de las soluciones técnicas.

Aplicar la legislación necesaria en el ejercicio de la profesión de Ingeniero Técnico Industrial.

Diseñar procesos en las diferentes actividades industriales en el ámbito de la ingeniería química.

Diseñar equipos, instalaciones y servicios en la industria química.

Tomar decisiones y razonar de forma crítica.

Resolver problemas con iniciativa propia y con espíritu emprendedor.

Gestionar la información procedente de diversas fuentes y, en su caso, las herramientas informáticas de búsqueda y clasificación de recursos bibliográficos o de información mono o multimedia

Aprender de manera autónoma con el convencimiento de que el aprendizaje es continuo a lo largo de la vida

1.2. Justificación Técnica

La demanda del zumo de manzana es alta, ya sea del propio zumo como de su derivado la sidra. No solo por su característico sabor, sino también por sus propiedades beneficiosas para la salud. El zumo de manzana, debido a sus altos niveles de azúcares (ver la tabla 1), es utilizado por los deportistas después de un elevado esfuerzo. Además, retiene gran cantidad de agua gracias a la pectina, siendo por ello un buen remedio contra el estreñimiento.

Su obtención a escala industrial exige una continua mejora del proceso con el fin de obtener un producto de mayor calidad y mayores beneficios. Ambas mejoras son los principales objetivos de este proyecto.

El proceso convencional se basa en un proceso discontinuo, el cual resulta costoso desde el punto de vista de consumo energético y de tiempo empleado en su fabricación. A ello hay que añadir el uso de aditivos, como son estabilizadores y agentes filtrantes (las tierras de diatomea); por una parte, estos aditivos afectan negativamente al sabor del zumo obtenido y por otra, no pueden ser reutilizados por estar retenidos en los sólidos producidos convirtiéndose en una merma y un residuo.

El presente proyecto contempla el proceso de obtención de zumo de manzana clarificado mediante el empleo de membranas de ultrafiltración, trabajando a bajas temperaturas para preservar las propiedades nutricionales y organolépticas. Las ventajas de la utilización de las membranas son varias, como la producción de alimentos de calidad similar a los alimentos frescos pero con una menor contaminación microbiana. Además, trabaja sin adición de productos químicos, con un consumo relativamente bajo de energía y son equipos modulares, fáciles de instalar y cambiar de escala.

2. Objeto del proyecto

El objeto del presente proyecto es el diseño una planta para la elaboración de 2500kg/h de zumo de manzana; a partir de la recepción de la materia prima, la manzana, y siguiendo con su procesado hasta la obtención del zumo clarificado. Para el diseño del proceso se ha planteado la utilización de tecnología de membranas frente al proceso convencional.

Para alcanzar este objetivo principal se han planteado los siguientes objetivos específicos:

1. Recopilar y revisar la documentación publicada sobre la técnica de ultrafiltración utilizada como tratamiento para la clarificación de zumo de manzana.
2. Realizar un estudio comparativo de las alternativas tanto desde un punto de visto funcional, como del económico y elegir la más eficiente.
3. Seleccionar la membrana y diseñar la planta.
4. Realizar un estudio económico del proceso diseñado.

3. Introducción y antecedentes

3.1. Producción de zumo de manzana

La manzana, es la fruta de clima templado más consumida a nivel mundial. El mayor productor de manzana es China, con una producción del 49 % del total mundial (40 millones de toneladas métricas por año), seguida de EEUU, Turquía y Polonia, con un 4 %, 3% y 3%, respectivamente [1]. España produce 509 000,00 toneladas métricas de manzana por año. La comunidad autónoma española con mayor producción de manzana española es Cataluña, seguida de Aragón y La Rioja, representando entre las tres un 85 % de la producción nacional.

El zumo de manzana se produce a partir del mesocarpio (también llamado pulpa para las frutas carnosas). En 2014, el mercado español consumió 968 millones de litros de zumo (10 % del mercado europeo) de los cuales, 20,869 millones de litros correspondieron al zumo de manzana (4,1%) [2].

3.2. Características del zumo de manzana

La composición del zumo de manzana resulta interesante por ser beneficiosa para la salud. En la tabla 1, se recoge la composición de un zumo de manzana característico tras la etapa de prensado [3].

Tabla 1. Composición del zumo de manzana bruto

Composición	Concentración(g/L)
Agua	860-900
Azúcares	100 -120
Fructosa	46-70
Sacarosa	27
Glucosa	20
Ácido Málico	3-7
Pectina	1-5
Almidón	0,5-5
Polifenoles	1
Proteínas	0,6
Vitaminas	0,05
Cenizas	2

El zumo de manzana contiene una elevada cantidad de azúcares, siendo el que se encuentra en mayor proporción la fructosa. La cantidad de pectina y almidón (ver en tabla 1) es similar (hasta 5 g/L)

3.2.1. Turbidez del zumo de manzana

El zumo de manzana contiene coloides que han de ser eliminados durante el proceso para reducir su turbidez. Estos coloides son aportados por la propia fruta durante la maduración. Son básicamente polisacáridos, como pectinas o almidón. La pectina está conformada por cadenas de unidades de ácido galacturónico parcialmente esterificada como ésteres metílicos unidos por enlaces α -1,-4 glucosídicos y se encuentra en la membrana celular. La cantidad de pectina en el zumo de manzana fresco es de 1 a 5 gramos por litro. Este hecho, no solo dificulta sensiblemente el proceso de filtración del zumo de manzana debido al aumento de la viscosidad, sino que también aporta mucha turbidez al zumo [4].

Para degradar las pectinas, se utiliza un tratamiento enzimático sobre el zumo bruto (zumo sin tratar), mediante pectinasas. Las pectinasas son un complejo sistema de enzimas que incluyen: hidrolasas, liasas y oxidasas. Las pectinasas hidrolizan la pectina disminuyendo la viscosidad del producto deseado. Las pectinasas tienen un peso molecular entre 40 000 y 100 000 Da. De acuerdo con S Álvarez et al, 1996 [5], si se emplea la concentración adecuada de enzimas, la viscosidad del zumo bruto desciende exponencialmente durante los primeros 45 minutos de tratamiento enzimático, hasta reducirse en un 80% y posteriormente se mantiene estacionaria. Es dicho trabajo, la viscosidad del zumo de manzana fue reducida rápidamente hasta un 62% en 30 minutos, reduciéndose en un 50% en los primeros 15 minutos. La reducción se debe al descenso del peso molecular de las pectinas. La rotura de las pectinas facilita la formación de flóculos de pectina-proteína, lo que forma un sobrenadante, realizando una significativa eliminación de los coloides. Se utilizan amilasas para hidrolizar el almidón porque es el principal causante de que se enturbie el zumo una vez se almacena.

3.3. Proceso convencional de obtención del zumo de manzana clarificado

El proceso convencional de obtención de zumo de manzana clarificado se muestra en el diagrama de bloques de la figura 1.

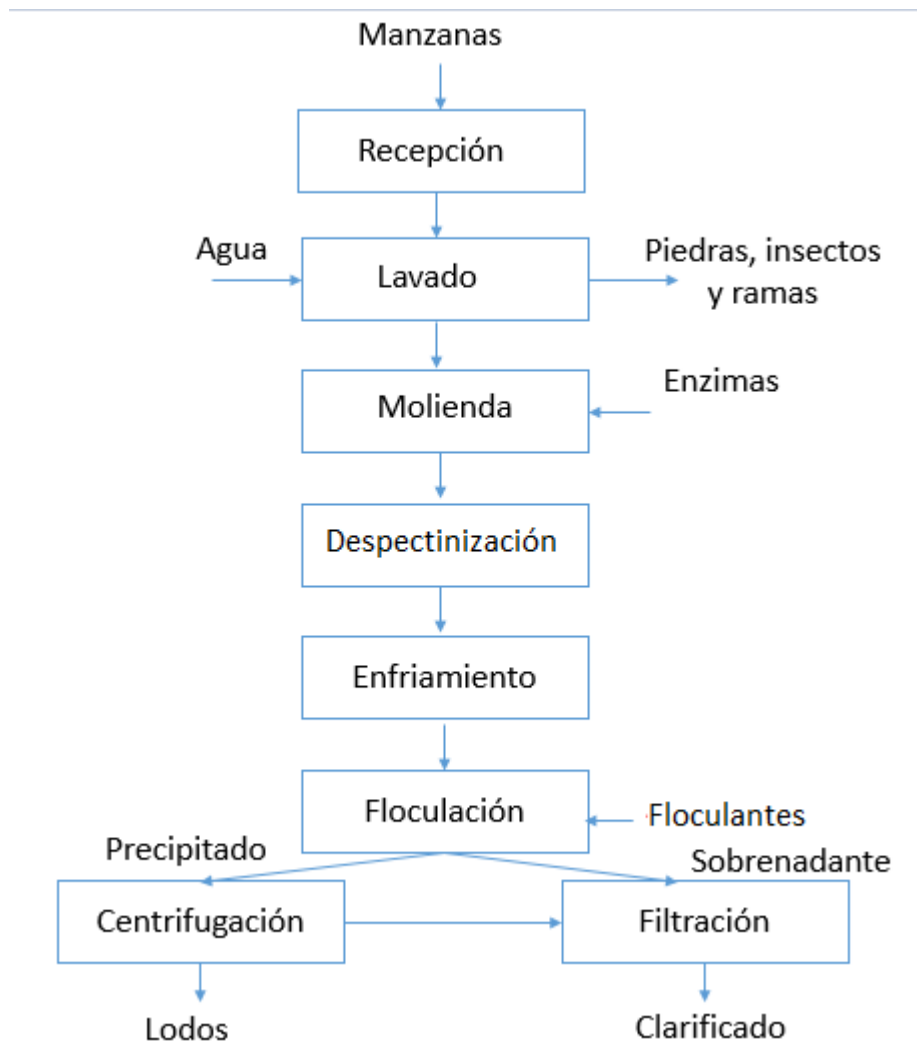


Figura 1. Diagrama de bloques del proceso convencional de elaboración de zumo de manzana clarificado.

El proceso comienza con la cosecha de la manzana directamente del árbol; lo cual, se puede hacer de forma manual o mediante el uso de paraguas invertidos, de manera que: el movimiento físico producido sobre el árbol favorece la caída del fruto sobre el paraguas. La recolecta de la manzana, salvo especies puntuales de recolección tardías, sucede entre agosto y octubre. Si se destina al mercado en fresco, el fruto debe recogerse en pleno día, exento de toda humedad y con el máximo cuidado para que no reciba ningún golpe [1,2].

RECEPCIÓN: Las manzanas son transportadas por camiones hasta la planta de procesado. Una vez llegan los camiones, éstos las depositan sobre unas tolvas, donde se pesan y son guiadas hacia el lavado. Si el transporte se realiza en contenedor, se han de mantener las siguientes condiciones: Temperatura entre -1 y 4 °C, humedad relativa del 90% y una ventilación de 15 m³ por hora [2]. Durante la etapa de recepción se procede a tomar una muestra representativa de la manzana, para comprobar que cumple los estándares de calidad: cantidad de azúcares medidos en ° Brix y un buen estado de la materia prima.

LAVADO: Las manzanas son limpiadas de piedras, hojas, insectos y ramas que porten. Primeramente, utilizando un elevador de cangilones se quitarán las ramas y hojas mediante suaves movimientos. Seguidamente, serán arrastradas por una cinta transportadora dónde se rociarán con agua a alta presión para quitar las impurezas que queden aún en ellas.

MOLIENDA: Esta etapa se divide en dos operaciones. Inicialmente, se utiliza una trituradora con una capacidad de producción regulada a 2900 kg/hora. Una vez obtenida la manzana triturada se añaden las enzimas. Seguidamente, la manzana triturada es aplastada mediante una prensa, donde se retirará gran cantidad de sólidos mediante un filtro prensa.

DESPECTINIZACIÓN: Se añaden las enzimas necesarias para evitar que contenga restos de almidón o pectinas, así como para favorecer la extracción del zumo y reducir la turbidez. Para que la despectinización sea efectiva, se realiza durante 2 horas a 50°C o entre 8-12 horas a 20°C [2].

ENFRIAMIENTO: Para que la floculación sea óptima, se utilizan intercambiadores de calor que regulan la temperatura del sistema hasta alcanzar el valor de 20 °C en el caso de haber realizado la despectinización a 50° C durante dos horas.

FLOCULACIÓN: Una vez se ha enfriado el producto, se añaden aditivos como son la gelatina o bentonita, con una razón de 0,05-0,5 kg por m³, con el fin de mejorar el proceso de floculación. Se añaden tierras de diatomeas para eliminar los sólidos en suspensión, facilitando el proceso de filtración posterior. Surgen dos corrientes, el sobrenadante y los lodos o precipitado [3].

FILTRACIÓN: En esta etapa, el sobrenadante es impulsado al proceso de filtración, mientras que el precipitado o lodos sufre un proceso de centrifugación, para recuperar el líquido retenido en el sólido. El líquido recuperado es recirculado a la corriente de sobrenadante proveniente de la floculación.

CENTRIFUGACIÓN: Mediante una centrifugación, se produce la separación de los lodos y del zumo retenido en los mismos. Los lodos, al tratarse de residuos, son gestionados y el zumo clarificado será comercializado o concentrado mediante tratamientos posteriores.

3.4. Proceso de obtención de zumo clarificado de manzana mediante ultrafiltración.

3.4.1. Efecto del tratamiento enzimático sobre la clarificación con membranas.

Los autores Silvia Álvarez et al (1999) realizaron ensayos de Ultrafiltración (UF) empleando una membrana orgánica plana (Berghof, Alemania) con un umbral de corte molecular de 18 kDa. Utilizaron diferentes números Reynolds en la corriente de alimento: 5400 y 11700 y compararon la densidad de flujo de permeado en un proceso sin enzimas, otro con un pretratamiento enzimático de 1 hora y un tercero con un tratamiento con enzimas en exceso, utilizando, en ambos casos, el complejo enzimático Rapidasa (Genecor, Bélgica). Para cada número de Reynolds consideraron tres diferentes presiones transmembranales diferentes (0,4 bar, 1 bar y 1,4 bares). El proceso realizado con un pretratamiento enzimático de 1 hora obtuvo una densidad de flujo de permeado 55 % mayor que el realizado sin pretratamiento enzimático y 20 % mayor que el proceso realizado con enzimas en exceso. El resultado fue que el exceso de enzimas no beneficia el proceso. La cantidad ha de ser precisa, lo mismo ocurre con la presión. Con la cantidad precisa de enzimas durante el pretratamiento enzimático el proceso tuvo un mejor rendimiento al obtener mayor densidad de flujo de permeado. A mayor turbulencia (mayor número de Reynolds), la densidad de flujo de permeado es mayor [3]. Los autores A. Echavarría, J. Pagán, A. Ibarz, (2010) estudiaron el efecto de las enzimas en el tratamiento del zumo de manzana utilizando una membrana cerámica tubular con un corte molecular de 100 kDa. Las pectinasas utilizadas fueron Rapidasa, una mezcla de pectinliasa, poligalacturonasa y pectinesterasa, aportada por Nufri S.A.T (Lleida). Éstas enzimas hidrolizan la pectina en pequeñas fracciones, normalmente monosacáridos y oligosacáridos. Las enzimas se recircularon dos veces: una a los 120 minutos y otra a los 360 minutos, impulsando con una bomba a través de la membrana la disolución enzimática. La influencia del tratamiento enzimático en el flujo de permeado fue analizada: los resultados demostraron que el pretratamiento enzimático aumentaba la densidad de flujo de permeado un 45 % y reducía el ensuciamiento de las membranas causado por la formación de capas de macromoléculas sobre la membrana. En ambos casos, el flujo de permeado decreció con el tiempo, reduciéndose solo una quinta parte cuando se utilizó enzimas y la mitad cuando no se utilizaron. La densidad y el pH no se vieron afectadas por el tratamiento enzimático. Disminuyó la viscosidad, la cantidad de sólidos solubles (°Brix) y la turbidez cuando se realizó el pretratamiento con enzimas [3].

Los resultados comentados demuestran que el pretratamiento con enzimas favorece el proceso de clarificación del zumo de manzana mediante membranas de UF.

3.4.2. Descripción del proceso

El proceso de obtención de zumo de manzana de clarificado mediante ultrafiltración se muestra en el diagrama de bloques de la figura 2.

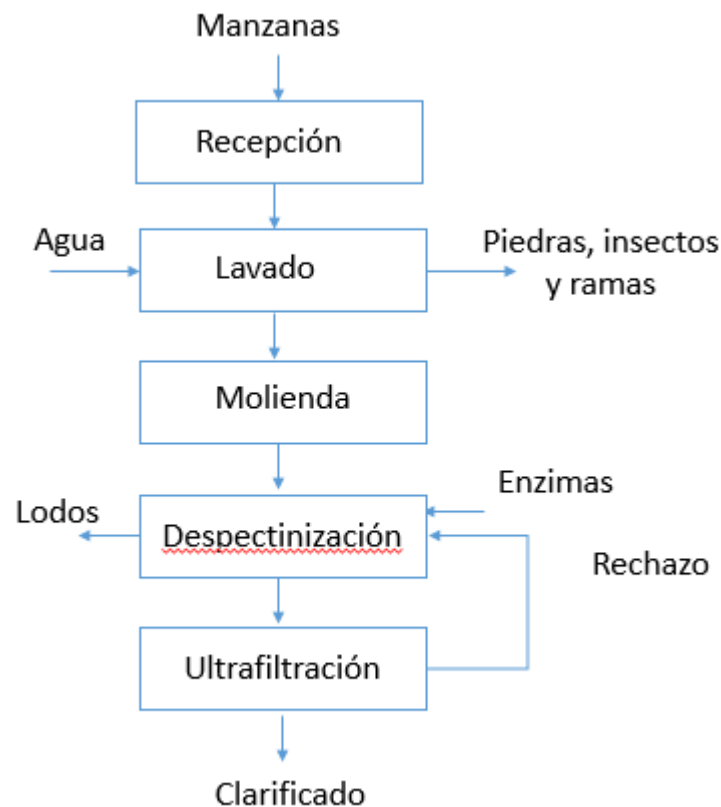


Figura 2. Proceso de obtención de zumo de manzana clarificado mediante tecnologías de membranas [3]

DESPECTINIZACIÓN: En el proceso de filtración mediante membranas, las enzimas pueden ser utilizadas varias veces. Al no emplearse un filtro convencional, las enzimas empleadas no se mezclan con los coadyuvantes de filtración, como ocurre en el proceso tradicional. Las enzimas quedan retenidas en la corriente de rechazo de la UF, por lo que pueden ser recirculadas al tanque de despectinización.

ULTRAFILTRACIÓN: Esta etapa, la cual se estudia con profundidad en los siguientes apartados, se basa en la entrada de un alimento, el cual se dividirá en dos corrientes: permeado y concentrado. El concentrado se recircula y el permeado se recoge, siendo éste el producto final.

3.4.3. Ventajas y desventajas del proceso de membranas frente al convencional

Los métodos convencionales para clarificar zumo de manzana conllevan una alta cantidad de trabajo, mano de obra, tiempo consumido y operan en discontinuo. Además, utilizan aditivos como son las tierras de diatomeas, con el objetivo de favorecer la filtración y así obtener un zumo de sabor más suave. Los sólidos obtenidos después de la filtración no se pueden reutilizar y han de ser tratados por un gestor de residuos, porque contienen enzimas y aditivos como son

Los floculantes (bentonita y gelatina) y tierras de diatomeas. La filtración convencional es de tipo transversal, por lo que presenta el problema de que, conforme avanza el proceso, se incrementa el grosor de la torta, lo que reduce significativamente el caudal de filtrado. Este hecho no ocurre en la filtración por membranas, debido a las turbulencias formadas por la alta velocidad tangencial del sistema, lo que reduce significativamente el espesor de la capa de ensuciamiento.

El proceso con membranas se puede operar en continuo y es fácilmente automatizable. Las membranas aportan a las enzimas mayor flexibilidad, extendiendo su vida considerablemente. Este hecho permite el uso de enzimas más caras de forma económica, pues éstas son reutilizadas. El proceso con membranas no requiere incorporar agentes floculantes ni tierras de diatomeas a la disolución a tratar, lo que reduce los costes y la producción de residuos. La facilidad de operación, montaje y desmontaje es alta; además se puede combinar con otros procesos.

Por otro lado, respecto a las desventajas generales de los procesos por membranas, las membranas son caras y no son muy selectivas en algunas aplicaciones. El ensuciamiento reduce su permeabilidad e incluso su vida útil. Algunos materiales son sensibles al ataque químico causado por ácidos, bases, oxidantes y disolventes orgánicos, además de que algunos poseen baja resistencia mecánica a las abrasiones, a las vibraciones, a las altas temperaturas y a las altas presiones.

3. 5. Tecnología de membranas

Los procesos de membrana se utilizan para concentrar o fraccionar un líquido en dos corrientes de diferente composición. La separación se fundamenta en la permeabilidad selectiva de uno o más componentes del líquido a través de la membrana debido a un gradiente de propiedad.

Una “membrana semipermeable” es una barrera selectiva, entre dos medios fluidos, permitiendo el transporte de ciertas sustancias a través de ella, mientras que impide o restringe el paso de otras sustancias. El “transporte selectivo” se debe a diferencias en el tamaño molecular, la afinidad química con el material de membrana o a la carga eléctrica. La membrana, divide la corriente entrante conocida como alimento, en dos corrientes, el permeado y el rechazo. [Figura 3]

Las membranas, para ser efectivas en los procesos de separación y filtración, han de presentar una buena resistencia química (tanto con el alimento como con los productos de limpieza), ser mecánica y térmicamente estables y mostrar una resistencia a las operaciones. [6]

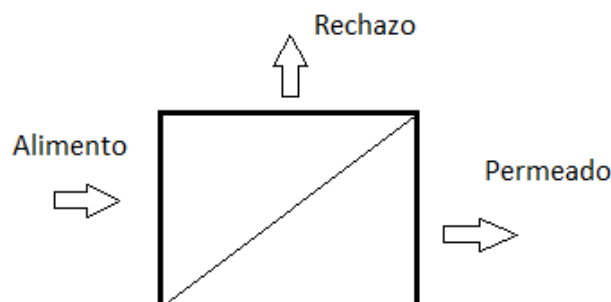


Figura 3. esquema de una membrana

3.5.1. Clasificación en función de la fuerza impulsora

Los procesos de membranas se caracterizan por usar una membrana para llevar a cabo una separación específica. La membrana transporta más fácilmente unos componentes que otros debido a diferencias entre las propiedades físico-químicas de la membrana y de las especies permeantes. Los procesos de membrana se suelen clasificar atendiendo a la fuerza impulsora que permite el paso a través de la membrana de la corriente de permeado. En todos los procesos, la fuerza impulsora es la diferencia de potencial químico de la especie en cuestión entre los dos lados de la membrana. Sin embargo, normalmente se considera como fuerza impulsora aquella variable intensiva que interviene directamente sobre el potencial químico o electroquímico. Existen diferentes procesos de separación por membranas en función de la fuerza impulsora del proceso:

- por gradiente de presión a través de la membrana, son: nanofiltración, ósmosis inversa, microfiltración y ultrafiltración.
- por gradiente de concentración: diálisis
- por gradiente de potencial eléctrico: electrodiálisis;
- por gradiente de presión parcial: pervaporación y permeación de gases
- por gradiente de temperatura: destilación por membranas.

Centrándose en los procesos impulsados por gradiente de presión, éstos se diferencian en función del tamaño de poro de la membrana y de la presión de trabajo utilizada (ver tabla 2).

Tabla 2. Procesos de membrana utilizando la presión como fuerza impulsora

	Tamaño de poro (μm)	Presión de trabajo (bar)
Microfiltración	0,1-10	0,1-2
Ultrafiltración	0,005-0,05	2-5
Nanofiltración	0,0005-0,005	5-20
Ósmosis inversa	<0,001	10-80

A menor tamaño de poro se requiere mayor presión, la permeabilidad disminuye y la membrana se vuelve más selectiva. Sin embargo, los procesos que aplican una mayor presión tienen un mayor coste económico y producen menor caudal de permeado por unidad de área. En la figura 8 se aprecian los tipos de sustancias que son retenidas en cada proceso de membrana. Para el diseño de la planta de clarificación del zumo de manzana, se debe utilizar una membrana de ultrafiltración porque permite el paso de azúcares y retiene las pectinas.

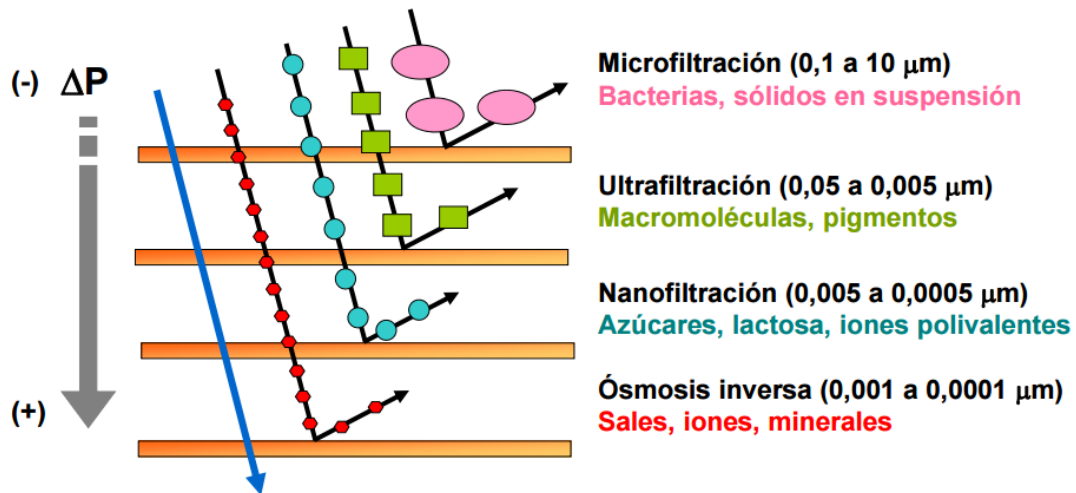


Figura 4. Corresponde a los procesos impulsados por gradiente de presión [6].

3.5.2. Tipos de membranas

Las membranas se clasifican en función de su naturaleza en: naturales y sintéticas. Las membranas naturales son las membranas biológicas. Éstas son esenciales para la vida en la tierra; están compuestas de lípidos, proteínas y carbohidratos. Se diferencian completamente tanto en estructura, como en funcionalidad de las sintéticas. Las membranas sintéticas se subdividen en membranas orgánicas o poliméricas y membranas inorgánicas. Las membranas poliméricas pueden ser porosas o densas.

Las membranas porosas pueden tener estructura simétrica o asimétrica.

- Las simétricas pueden ser cilíndricas, normalmente de politetrafluoroetileno, o esponjosas, de polifluoruro de vinilideno o polimetilacrilato y se utilizan en aplicaciones en procesos de microfiltración, ultrafiltración y diálisis. Un descenso en el grosor de la membrana provoca un aumento en la velocidad de permeación, debido a que la resistencia a la transferencia de materia está determinada por el grosor total de la membrana.
- Las asimétricas están formadas por una capa activa y una capa soporte. Pueden ser de polisulfona, polietilenimina o acetato de celulosa. Se aplican en procesos de microfiltración y ultrafiltración.

Por otro lado, las membranas densas, se componen de una subestructura porosa asimétrica y una capa activa densa de menor tamaño que la capa activa de las membranas porosas asimétricas. Se aplican en procesos de nanofiltración y ósmosis inversa.

El desarrollo de membranas asimétricas fue un avance en las aplicaciones industriales, pues combinan la alta selectividad de una membrana densa con la alta velocidad de permeación de una membrana muy delgada.

Las membranas inorgánicas, también se subdividen en membranas con estructura simétrica, como las de óxido de aluminio, con aplicaciones en procesos de ultrafiltración, y las de estructuras asimétricas, como las de zirconio, con aplicaciones en procesos de microfiltración, ultrafiltración y diálisis. Los materiales inorgánicos generalmente poseen mayor estabilidad

química y térmica que los poliméricos. Destacan las membranas cerámicas formadas por la combinación de un metal (zirconio, titanio, aluminio, etc.) con un no metal en forma de óxido, nitruro o carbono [6].

3.5.3. Configuraciones de los módulos de membrana

Las configuraciones de los módulos de membrana aparecen en función del producto a tratar y de las condiciones de diseño. Existen 4 configuraciones: Arrollamiento en espiral, Tubular, Fibra hueca y placas y marcos

- **ARROLLAMIENTO EN ESPIRAL**

Como se puede ver en las figuras 5 y 6, son membranas hechas a partir de láminas de materiales ensamblados en capas y enrolladas alrededor de un tubo de permeado central. El espaciador del rechazo está hecho de plástico tejido con forma rectangular o de diamante. Por otro lado, el canal del permeado también tiene un espaciador. El alimento entra por el canal correspondiente, pudiendo atravesar la membrana ciertas sustancias como el agua y solutos hasta llegar al tubo de permeado. Las láminas de la membrana varían de tamaño en función de la longitud y el diámetro y grosor del espaciador.

Las ventajas de esta configuración son las altas densidades de empaquetamiento de las membranas y bajos volúmenes muertos. Además, se pueden reemplazar grandes cantidades de membrana fácilmente; toleran altas presiones y las pérdidas de presión son pequeñas. La energía consumida es baja, sin embargo, una gran desventaja es la necesidad de una limpieza frecuente y un pretratamiento de alimentación, debido a que el alimento puede atascar partes de la membrana, como las partículas grandes que atascan los separadores del concentrado, originando una gran dificultad para ser limpiadas cuando el ensuciamiento es significativo [6].

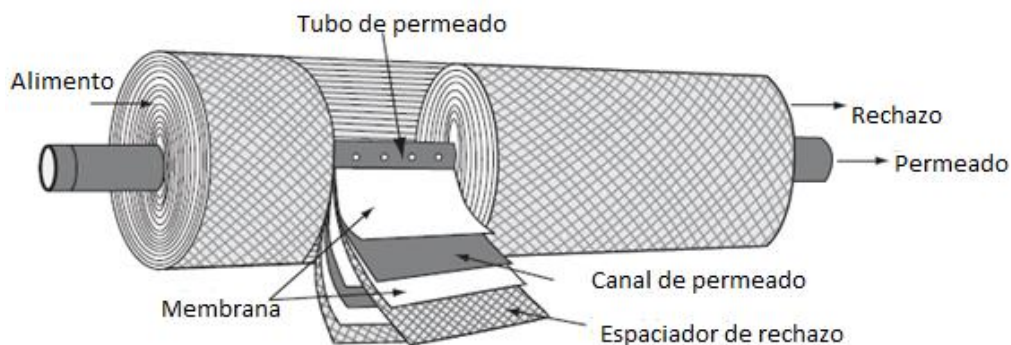


Figura 5. Esquema de la configuración de arrollamiento en espiral de las membranas [6].

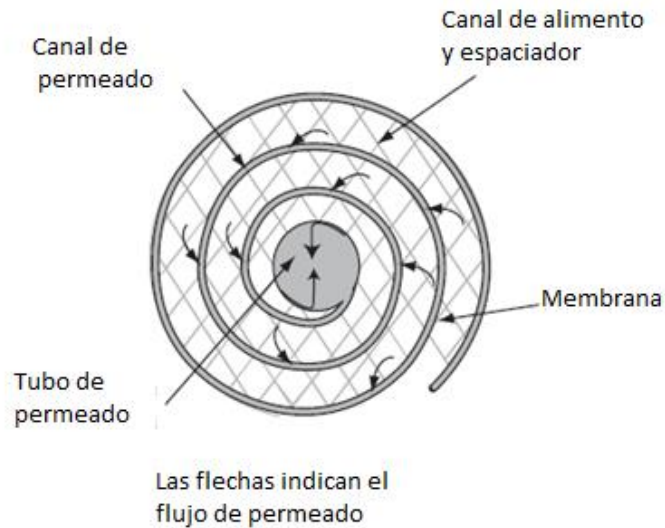


Figura 6. Sección transversal de una membrana de arrollamiento en espiral [6]

- **TUBULAR**

Estas membranas son tubos que se pueden encontrar junto a otros contenidos en carcasas tubulares. Estas carcasas pueden contener entre 1 y 37 tubos, dependiendo del sistema de diseño. El área superficial corresponde al interior de la membrana. Por lo general, el alimento circula por dentro de los tubos junto al rechazo, como se puede ver en la figura 7, mientras que el permeado los atraviesa y se recoge en el exterior de ellos. Se pueden conectar en paralelo o en serie. Las membranas están contenidas en el interior de un tubo soporte de acero inoxidable. Es la configuración más habitual en el caso de las membranas cerámicas.

Unas de las ventajas más importantes de este tipo de membranas es la capacidad de tratar fluidos con tamaños de partículas grandes y muy viscosos, siendo por ello elegidas para el diseño del proceso objeto de este proyecto. Por contrapartida, varias desventajas limitan su uso. Su diseño presenta la menor área de membrana por unidad de volumen de las 4 configuraciones. Se recomienda trabajar en régimen turbulento, lo que implica un mayor coste energético [6].

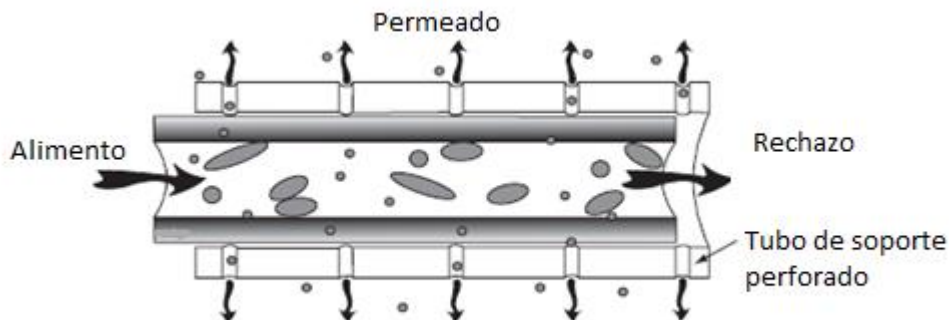


Figura 7. Configuración de membranas tubular [6].

- **FIBRA HUECA**

La diferencia entre la configuración de fibras huecas (figura 8) y la configuración tubular (figura 12) reside en el diámetro de los elementos tubulares de la membrana, siendo los de fibras huecas de 0,04-3mm y los tubulares de 5-25 mm. Estas membranas con pequeños diámetros son utilizadas en aplicaciones donde se requieren altas presiones de operación, mientras que los diámetros grandes se prefieren para menores presiones. La superficie de separación, a menudo, se encuentra en el interior de la fibra. El flujo del alimento puede circular a través de la fibra, recogiendo el permeado fuera de ella o circular por fuera de la fibra, y recoger el permeado dentro de ella.

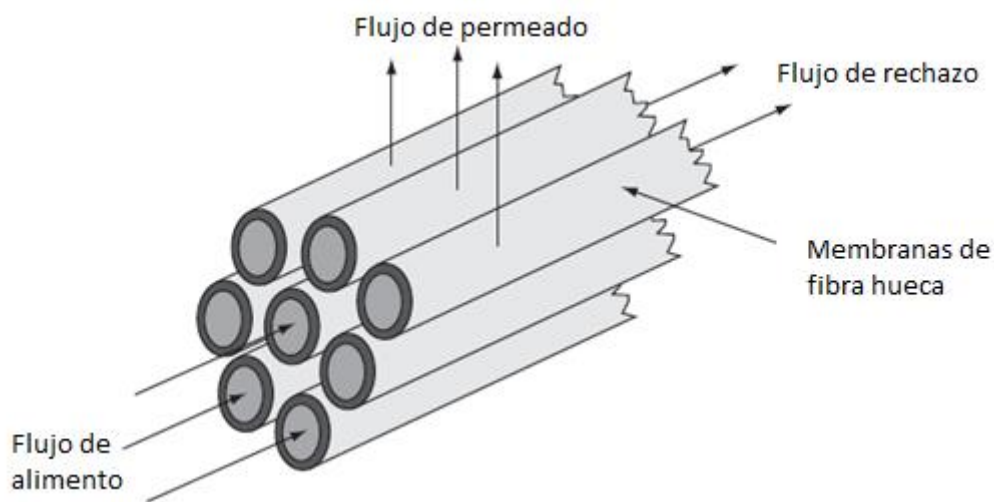


Figura 8. Configuración de membranas de fibra hueca [6].

Este tipo de membranas, debido a que se componen de muchas fibras, no necesitan ningún soporte. Pueden agruparse hasta 50 mil fibras huecas, las cuales están alineadas entre sí, selladas en resina. La longitud de las fibras varía según la aplicación, utilizando membranas más largas para disoluciones diluidas y pequeñas para disoluciones más viscosas y con alta cantidad de sólidos. Generalmente, cada cartucho está colocado en paralelo, pero cuando las caídas de presión son importantes se colocan en serie.

Las ventajas más importantes de las membranas de fibra hueca son la alta densidad de empaquetamiento y el volumen muerto pequeño. Debido a que no necesitan un soporte, el coste se reduce. Las aplicaciones se ven limitadas por la resistencia de las fibras. Además, el sistema no tolera cambios bruscos de presiones dentro de las fibras que se pueden producir con cartuchos largos usados con fluidos muy viscosos. Las presiones muy altas o los alimentos con partículas gruesas, pueden provocar que las fibras revienten, teniendo que ser reemplazadas por otros cartuchos. Estos reemplazamientos son caros [6].

- **PLACAS Y MARCOS**

En esta configuración, las membranas se manipulan en hojas y se colocan entre platos formando canales para el permeado y el concentrado (figura 9). Generalmente, un plato hace de soporte entre dos hojas de membrana, separándolas entre sí. El plato aporta un canal para el flujo de permeado. Las hojas de la membrana son rectangulares, redondas o elípticas. Originalmente, las unidades son diseñadas para operar en vertical, fluyendo el alimento desde la base hasta arriba. El diseño horizontal, se utiliza actualmente en la industria alimentaria.

Una de las ventajas de este sistema es la facilidad de reemplazar o eliminar individualmente las membranas. La claridad del permeado obtenido en cada tubo permite ver qué membrana no funciona correctamente, pudiendo ser tratada individualmente. Los productos de alta viscosidad se recomiendan que sean procesados con esta configuración. Aunque las densidades de empaquetamiento son similares a las del diseño tubular, las configuraciones de placas y marcos tienen menos volumen muerto que las tubulares. El consumo energético se sitúa entre arrollamiento en espiral y el del sistema tubular. Por otro lado, las desventajas son la gran mano de obra necesaria, así como la excesiva cantidad de material que compone esta configuración. Aunque las membranas se puedan cambiar o limpiar individualmente, el proceso tiene un coste económico elevado debido a la complejidad de la limpieza, por el gran número de juntas y conexiones que presenta este tipo de módulo [6].

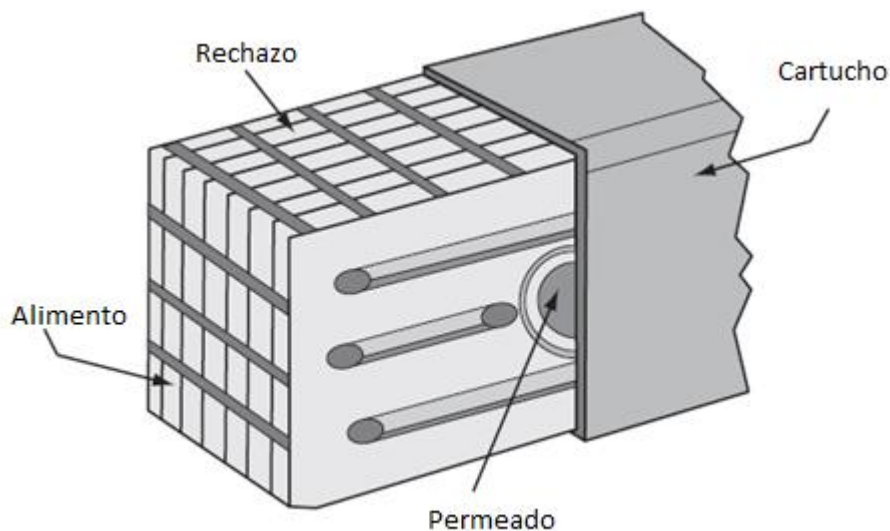


Figura 9. Configuración de membranas de placas y marcos [6].

3.5.4. Polarización por concentración

Durante el proceso de membranas, el soluto se dirige hacia la membrana por flujo convectivo, el disolvente atraviesa la membrana y, como consecuencia, la concentración de soluto aumenta en las proximidades de la membrana. Como resultado de dicho aumento de concentración, en ocasiones se puede formar una capa gel, que aumenta la resistencia al paso del fluido y reduce la densidad de flujo de permeado, como se puede observar en la figura 15. Para tratar de

evitarlo, se opera a velocidades tangenciales elevadas o se aumentan las turbulencias. Para aumentar esto último, se coloca una rejilla (llamada promotor de turbulencias), lo cual permite minimizar el espesor de la capa límite y aumentar la densidad de flujo neta, la productividad y la selectividad [6].

Si aumenta la concentración sobre la superficie de la membrana la densidad de flujo de permeado (J_V) disminuye según:

$$J_V = \frac{D_{AB}}{\delta} \cdot \ln \frac{C_m - C_P}{C_B - C_P} \quad (1)$$

Donde D_{AB} , es la difusividad del soluto en la disolución; δ es el espesor de la capa límite, donde C_g es la concentración de la capa límite o capa gel, C_B es la concentración en el seno del fluido, es decir, la del alimento en ese momento, C_P la concentración en el permeado y C_m la concentración sobre la superficie de la membrana.

Si además se forma capa gel la densidad de flujo de permeado se puede estimar con la siguiente expresión:

$$J_V = \frac{D_{AB}}{\delta} \cdot \ln \frac{C_g}{C_B} \quad (2)$$

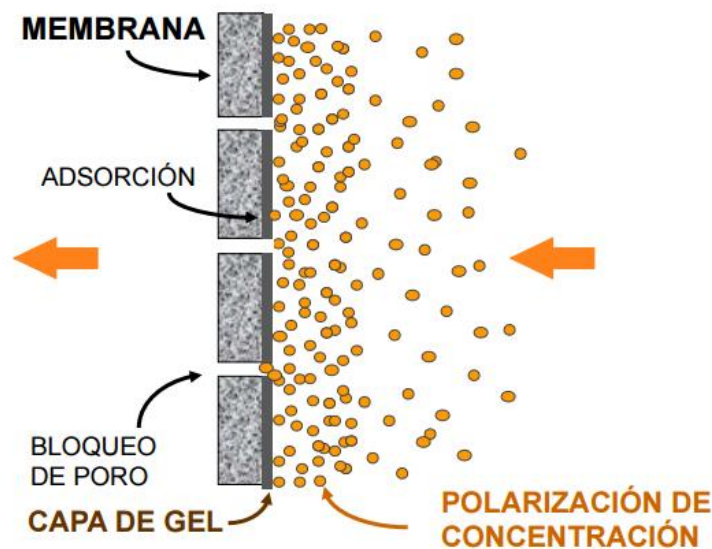


Figura 10. Representación de la polarización por concentración y la formación de capa gel.

3.5.5. Ensuciamiento y limpieza de membranas

El ensuciamiento de las membranas es un parámetro significativo a controlar. El motivo es la relación inversamente proporcional que existe entre el ensuciamiento y la productividad del proceso. Las causas son la adsorción de moléculas de soluto sobre la superficie de la membrana debido a afinidades químicas; la obstrucción de poros, tanto a nivel superficial como interior, debido a la similitud del tamaño de las moléculas respecto de los poros de la membrana; la

formación de capa gel, por aparición de una red entre las macromoléculas de soluto y el disolvente; y la formación de depósitos en la superficie o interior de la membrana por precipitación de moléculas de soluto o adhesión de materia en suspensión.

Normalmente, se admite que debe realizarse una limpieza cuando se producen variaciones en torno al 10-15 % del valor de los parámetros de funcionamiento (caudal de permeado, rechazo, caída de presión, etc.), para lo cual se debe realizar un seguimiento de ellos desde el inicio. Si no se procede de forma inmediata a la limpieza una vez se detectan estos síntomas, pueden alcanzarse grados irreversibles de ensuciamiento o daños en la estructura de la membrana. En todo caso, siempre deberán seguirse las especificaciones del fabricante.

Los métodos de limpieza pueden clasificarse en físicos o químicos. Los métodos físicos son métodos de control del ensuciamiento y, en general, no son tan eficaces como los métodos químicos. Evitan el uso de reactivos y, con ello, la generación de residuos y el deterioro de la membrana. Por otro lado, los métodos químicos, utilizan reactivos que interactúan con las moléculas del ensuciamiento. Por ello, la elección de un agente químico de limpieza u otro dependerá del tipo de ensuciamiento: si el ensuciamiento es inorgánico, la limpieza será ácida, se utilizará:

- ácido acético,
- ácido clorhídrico al 0,1%,
- ácido fosfórico al 0,4 %,
- ácido cítrico al 1%
- ácido nítrico al 0,2%;

si el ensuciamiento es orgánico, la limpieza será alcalina usando:

- hidróxido sódico a pH inferior de 11;

si el ensuciamiento es biológico, se desinfectará mediante:

- biocidas y agentes oxidantes (peróxido de hidrógeno, cloro, hipoclorito sódico, etcétera).

Para reducir la dureza del agua y mantener los precipitados en suspensión se utilizan los agentes complejantes como son:

- el tripolifosfato sódico (STPP),
- el ácido etilendiaminotetracético (AEDT)
- y el fosfato trisódico (TSP).

Para favorecer la eliminación de especies poco solubles en agua se utilizan:

- tensioactivos,

para eliminar compuestos biológicos, se utilizan enzimas como son:

- las proteasas o las lipasas.

Además, para acciones específicas, se utilizan otros aditivos como son:

- los antiespumantes o los inhibidores de corrosión [6,7]

3.5.6. Parámetros característicos del proceso de membrana

Los parámetros que caracterizan el funcionamiento de un proceso de membrana son los siguientes:

- **Caudal de alimento:** Es la corriente que entra a la membrana, puede expresarse en flujo másico(kg/h) o en flujo volumétrico (m³/h).

- **Caudal de permeado:** Es la corriente que atraviesa la membrana, puede expresarse en flujo másico(kg/h) o en flujo volumétrico (m³/h). En el caso concreto de la producción de zumo de manzana, es conocido como clarificado.

- **Índice de rechazo:** el rechazo es el alimento que no ha atravesado la membrana. Cuando el objetivo es concentrar un producto, ésta es la corriente deseada. El índice de rechazo caracteriza el porcentaje de soluto que no atraviesa la membrana y se calcula con la siguiente expresión:

$$R(\%) = \frac{C_A - C_P}{C_A} \cdot 100 \quad (3)$$

Donde C_A es la concentración de alimento y C_P la concentración del permeado

-**Umbral de corte molecular:** Es el valor de menor peso molecular del soluto (en Daltons) para el cual la membrana retiene un 90 % del soluto

-**Permeabilidad hidráulica (L_P):** este parámetro determina la productividad de la membrana en un proceso dado y depende de parámetros intrínsecos de la membrana y de la temperatura. Es inversamente proporcional al espesor de la membrana. Depende de la dimensión del poro, así como de su distribución en la superficie. Es la densidad de flujo de permeado por unidad de presión cuando se alimenta de agua pura.

-**Presión transmembranal (ΔPTM):** es el gradiente de presión que se forma entre la entrada del alimento (P_{entrada}), la salida del rechazo (P_{salida}) y el permeado (P_{permeado}). Es la fuerza impulsora del proceso y se determina con la siguiente ecuación:

$$\Delta PTM = \frac{P_{entrada} + P_{salida}}{2} - P_{permeado} \quad (4)$$

-**Densidad de flujo de permeado:** es el caudal de permeado que atraviesa la membrana por área superficial y se calcula del siguiente modo, donde Q_P es el caudal de permeado y A_m el área de membrana:

$$J_P = \frac{Q_P}{A_m} \quad (5)$$

O suponiendo un modelo general de flujo:

$$J_P = L_P \cdot (\Delta PTM - \sigma \cdot \Delta \pi) \quad (6)$$

Donde σ es el coeficiente de reflexión, que representa el máximo coeficiente de rechazo del soluto por la membrana y $\Delta \pi$ la presión osmótica

Factor de concentración: Es la relación entre la concentración del rechazo (C_R) y la del alimento inicial (C_A).

$$FC = \frac{C_R}{C_A} \quad (7)$$

Índice de recuperación: El rendimiento o índice de recuperación (η), es la relación entre la cantidad de permeado y la cantidad de alimento (Q_A). Este índice disminuye con el tiempo, como puede ser, debido al ensuciamiento o polarización por concentración:

$$\eta = \frac{Q_P}{Q_A} \quad (8)$$

Factor de Reducción de Volumen (FRV): Relaciona la cantidad de alimento con la cantidad de concentrado o rechazo (Q_R).

$$FRV = \frac{Q_A}{Q_R} \quad (9)$$

El factor de reducción de volumen afecta significativamente a la densidad de flujo de permeado. Conforme aumenta el FRV la densidad de flujo de permeado disminuye.

Por otro lado, existen determinados parámetros que influyen en el flujo: la viscosidad, la temperatura, la velocidad tangencial, la presión de operación y la concentración del alimento.

- La viscosidad es inversamente proporcional al flujo. El aumento de la viscosidad conlleva una disminución de la densidad de flujo de permeado. La viscosidad es inversamente proporcional, a su vez, a la temperatura y directamente proporcional del factor de concentración. La relación entre la densidad de flujo de permeado y la viscosidad se puede ver a partir de la ecuación de Darcy:

$$J_V = A \frac{\Delta PTM}{\mu R_T} \quad (10)$$

Donde μ es la viscosidad, R_T la resistencia al flujo y A el coeficiente de permeabilidad hidráulica

- La velocidad tangencial define el tipo de régimen que sigue el flujo, laminar o turbulento. Si la velocidad es alta, el flujo será turbulento, lo que disminuye la concentración en la superficie de las membranas, dificulta la formación de la capa gel y aumenta la densidad de flujo de permeado; mientras que si la velocidad tangencial es baja, la densidad de flujo de permeado no aumentará y se verá favorecida la formación de la capa gel. El coeficiente de transferencia de masa es directamente proporcional a la velocidad tangencial.

- El aumento de la temperatura incrementa la densidad de flujo de permeado, ya que disminuye la viscosidad y aumenta el coeficiente de transferencia de masa.
- Un aumento de la presión, conlleva un aumento de la densidad de flujo de permeado, pero hasta un valor límite a partir del cual ya no aumenta, debido a que se favorece el ensuciamiento y la formación de capa gel.
- La concentración del alimento afecta de manera inversamente proporcional a la densidad de flujo de permeado puesto que aumenta la viscosidad y el ensuciamiento [6].

3.5.7. Modelos de transporte

Dos modelos, flujo a través de poro y disolución-difusión, han sido propuestos para describir el movimiento del agua y los solutos a través de la membrana. La mayor diferencia entre los dos modelos es el tamaño de los poros de la membrana. En el modelo de flujo a través de poros (figura 11), el flujo convectivo conduce a los solutos a través de los pequeños poros. Los solutos que son demasiado grandes para moverse a través de los poros se separan de los que los atraviesan, generando así la separación de los componentes de la solución.

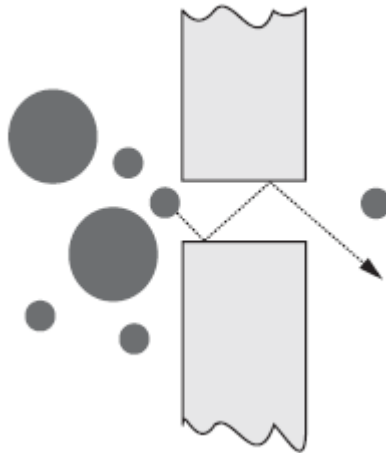


Figura 11. Modelo de flujo a través de poro [6].

El flujo en el modelo de disolución-difusión (fig 11) la permeación se debe a diferencias en la solubilidad de los componentes de la disolución dentro de la membrana y a la difusividad de los componentes a través de la membrana, moviéndose desde la alta hacia la baja presión. El flujo de los componentes es determinado por la movilidad, concentración y gradientes de presión [6].

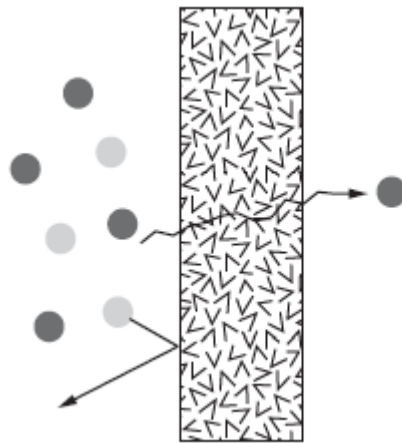


Figura 12. Modelo de disolución-difusión [6].

El tamaño del poro determina el modelo a aplicar. Si el diámetro del poro se encuentra en el intervalo de 5-10 Amstrong, probablemente represente la zona de transición entre los dos modelos. El tamaño del poro se infiere de forma indirecta, por ejemplo, teniendo en cuenta el tamaño de moléculas que permean a través de las membranas. Dadas las limitaciones en determinados tamaños de poro de membrana, se clasifican en tres categorías generales de modelos de separación. Las membranas de ósmosis Inversa, no tiene poros y se aplica el modelo de disolución por difusión. La ultrafiltración y microfiltración, se basan en el modelo del flujo a través de poros, mientras que la nanofiltración, se encuentra en la zona de transición, combinando ambos modelos [6].

3.5.8. Modos de operación

Existen varios modos de operación del proceso de membrana. La elección de estos dependerá del producto que se quiere obtener y del proceso considerado, como puede ser el caudal de alimentación, factor de concentración o el tiempo de residencia. Los sistemas de operación pueden operar en modo discontinuo, también llamado en lotes, o en modo continuo. Los modos de operación en continuo, se dividen en paso único (single pass) o con recirculación (feed and bleed). A continuación, se explican los distintos modos de operación [6].

- **MODO DISCONTINUO O POR LOTES**

Los sistemas discontinuos se caracterizan porque el alimento permanece en el sistema hasta que todo el rechazo se encuentra en la concentración o pureza deseada. Sólo el permeado es eliminado del proceso. Hay varios tipos de operaciones según el método de recirculación del rechazo: recirculación abierta y recirculación cerrada.

Recirculación abierta. El rechazo se recircula totalmente al tanque de alimentación, como se observa en la figura 13 (a) [6].

Recirculación cerrada. Como se puede observar en la figura 13 (b), se recircula el rechazo a la entrada de la membrana y se emplean dos bombas. De este modo el consumo de energía es menor [6]

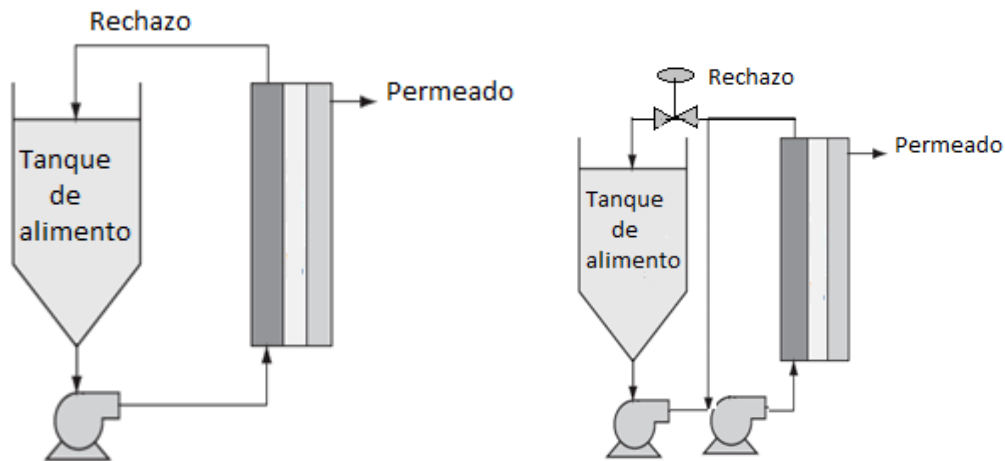


Figura 13. a) Modo de operación discontinua con recirculación abierta; b) Modo de operación discontinua con recirculación cerrada [6].

- *MODO CONTINUO*

En modo continuo todo el rechazo o una parte de este se elimina continuamente del proceso a diferencia del modo discontinuo, en el cual el rechazo se recircula constantemente. Hay distintos tipos de diseños continuos: paso único y continuo con recirculación. Los diseños en continuo son más demandados por las empresas donde se tratan volúmenes grandes.

Paso simple. Es una operación en una etapa, por lo que el alimento atraviesa el sistema una vez, como se puede observar en la figura 14. Como ninguna de las corrientes de salida se recircula, es el proceso de menor tiempo de residencia. Esto es una ventaja para los procesos en los que un tiempo de residencia normal o grande implica problemas microbiológicos. El consumo de energía es el menor porque se alimentan menores caudales a la membrana. Por otro lado, se necesita una de área de membrana muy grande para que se pueda filtrar un volumen grande de alimento en una etapa, siendo necesaria la colocación de varias membranas en serie para alcanzar el FRV deseado [6].

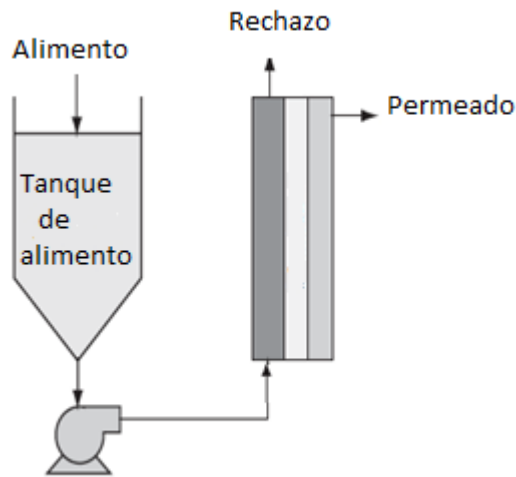


Figura 14. Paso simple, modo de operación continuo [6].

Continuo con recirculación. Es un diseño donde una parte del rechazo se recircula como alimentación a la membrana, y otra se retira, como se observa en la figura 15. El rechazo que se recircula se mezcla con el caudal proveniente del tanque de alimentación. La densidad de flujo de permeado obtenida es la menor de los modos de operación, por lo que es el proceso que mayor área de membrana requiere. La concentración en el rechazo y en el permeado se mantienen estacionarias [6].

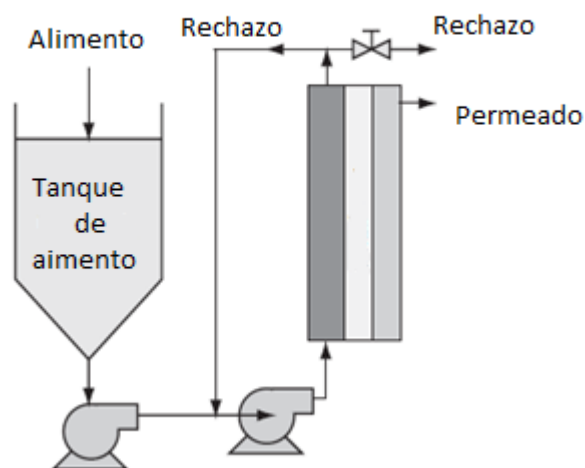


Figura 15. Modo de operación continuo con recirculación [6].

Debido a la elevada área de membrana requerida, el proceso se puede realizar en varias etapas. Consiste en apilar varios pasos y módulos, como se observa en la figura 16. Con el aumento del número de etapas disminuye el tiempo de residencia por etapa y el área de membranas requerida.

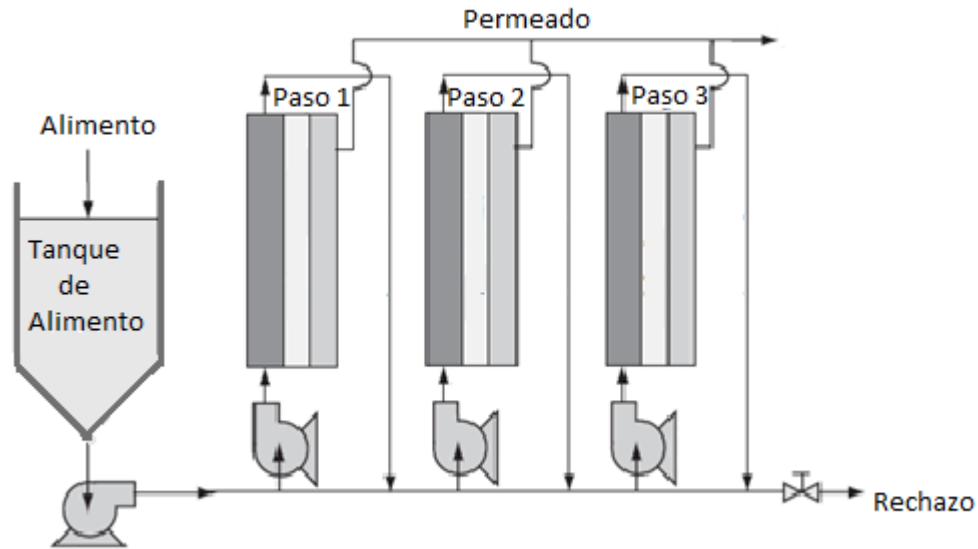


Figura 16. Modo de operación continuo con recirculación con etapas múltiples [6].

3.6. Alternativas para la elaboración de zumo de manzana clarificado mediante ultrafiltración

Varios autores han realizado estudios utilizando plantas piloto de ultrafiltración con zumo de manzana. En este apartado se comparan las alternativas más significativas encontradas en la bibliografía.

3.6.1. Alternativa 1

- Descripción

Los autores Jun Li y Zhengfu Wang (2006), estudiaron cómo afectan la presión y el caudal de alimentación a la densidad de flujo de permeado, analizando la importancia de cada variable y cómo de significativa es. También estudiaron la composición del permeado y el método de limpieza. El proceso completo, como se puede ver en la figura 17, consistió, primero, en el lavado de una mezcla de manzanas. Luego, fueron trituradas y prensadas, convirtiéndolas en pulpa a 4°C para evitar la oxidación. Antes de la etapa de UF, se añadieron pectinasas a razón de 0,1 % en peso y amilasa al 0,08 % en peso, suministradas ambas por Novicine (China). Este proceso duró una hora a 50 °C, reduciéndose la viscosidad y los sólidos en suspensión. Pasada la hora se centrifugó a 2800 rpm durante 15 minutos, para eliminar las grandes moléculas. Se almacenó el zumo a 4 °C y 1 bar en un tanque de acero inoxidable lleno de CO₂. El proceso de UF fue en lotes. Una vez que acaba un lote, el sistema es limpiado. Se utilizó el equipo de UF M-1P1960 (Pall Membralox Ceramic EEUU), realizando los ensayos para umbrales de corte molecular entre 10 000 y 300 000 Da. La presión del alimento, la velocidad del alimento, el caudal de permeado y el caudal recirculado, se controlaron mediante un PID. En la tabla 3 se recogen las características de la membrana utilizada. El método de limpieza consiste en un lavado con agua, seguido de una disolución compuesta por hidróxido de sodio al 2%(w/w) e hipoclorito sódico al 0,5 %(w/w) a 50 °C y acabando con otro lavado de agua [7].

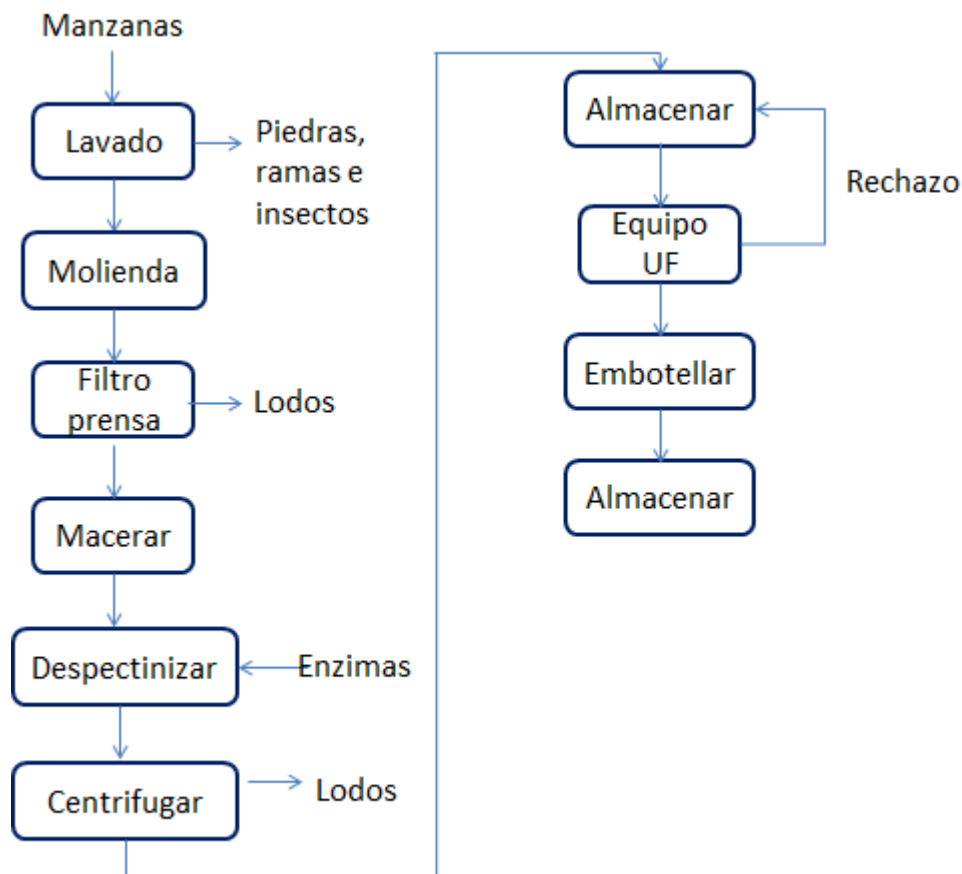


Figura 17. Diagrama de bloques del proceso desarrollado por los autores Jun Li y Zhengfu Wang.

Tabla 3. Características de la membrana y condiciones del proceso desarrollado por los autores Jun Li y Zhengfu Wang (2006) [7].

Membrana	M-1P1960
Material	alúmina
Casa comercial	Pall Membralox Ceramic (EEUU)
Configuración	Tubular
Umbral de corte molecular	30.000 Da
Número de Canales	19
Diámetro interior	6 mm
Presión transmembranal	85-120 kPa
Temperatura despectinización	40-55°C
Temperatura del proceso de UF	50°C
Velocidad tangencial alimento	2-5 m/s
Área de membrana	1,08 m ²

• **Resultados**

Los resultados obtenidos en las mejores condiciones de operación fueron una densidad de flujo de permeado media de 82,434 L/hm², y el FRV alcanza un valor de 20 para un tiempo de 55 minutos. En la figura 18, se recoge la evolución de la densidad de flujo de permeado en función del factor de reducción de volumen. Resulta significativo el efecto sobre la densidad de flujo de permeado de la temperatura de despectinización, la temperatura del proceso, la presión transmembranal y la velocidad tangencial, siendo los valores seleccionados, respectivamente, 50 °C, 50°C, 0,85 bares y 5 m/s. Aumentando la temperatura, aumenta la densidad de flujo de permeado; aumentando hasta cierto valor la presión transmembranal, se produce un aumento de la densidad de flujo de permeado, pero a partir de dicho valor ésta se mantiene constante (ver figura 18), y a mayores velocidades tangenciales, mayor densidad de flujo de permeado. Además, se demostró el poder de la membrana de eliminar casi todos los sólidos en suspensión y la turbidez. Por otro lado, ni los sólidos solubles, ni los azúcares, ni el pH, ni la acidez son afectados por el proceso de ultrafiltración. Los resultados de un análisis de las características de del zumo de manzana clarificado se indican en la tabla 4.

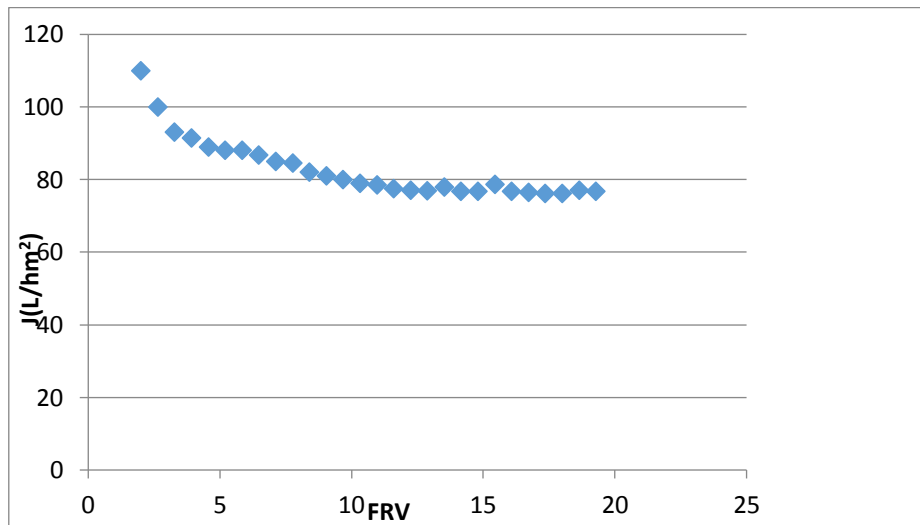


Figura 18. Evolución de la densidad de flujo de permeado en función del factor de reducción de volumen en las mejores condiciones de operación obtenidas por J.Li y Z.Wang (2006).

Tabla 4. Análisis de las características del zumo de manzana clarificado obtenido por los autores Jun Li y Zhengfu Wang (2006) [7]

pH	3,82
Ácidoz	0,21
Turbidez (NTU)	0,19
Sólidos solubles (°Brix)	10,6
Viscosidad (cp)	1,1

3.6.2. Alternativa 2

- Descripción

Por otro lado, los autores Diana T. Constenla y Jorge E. Lozano (1995), llevaron a cabo el proceso que se muestra en la figura 19. Seleccionaron las manzanas de variedad *Red Delicious*, las limpiaron y molieron con un filtro prensa modelo N°6 Fitz Mill Comminutor (Fitzpatrick Co., Chicago, Ill, U.S.A.). Se añadieron enzimas pectolíticas (Ultrazym 100, NOVO, USA), a razón de 40 mg/L cada 2 horas, para hidrolizar la pectina. Además, se añadió amilasa (Amylase AG 150 L; NOVO, USA) para hidrolizar el almidón. Luego se mantuvo a 95 °C durante un minuto, para ser pasteurizado. Se extrajeron muestras y se almacenaron a -20 °C para su posterior análisis. Se estudió la densidad por picnometría y la viscosidad con un viscosímetro modelo Cannon-Fenske capillary (Afora, España) a 50 °C. Seguidamente, se utilizó el equipo de ultrafiltración Amicon DC50P, operando en lotes. Durante el proceso, se estudió la densidad de flujo de permeado a distintas velocidades, a distintas presiones transmembranales y distintos valores de factor de reducción de volumen, utilizando una membrana de fibra hueca modelo DC50P, recogiendo las características de ésta en la tabla 5, así como las condiciones de operación ensayadas, con el fin de saber qué características inducen a una mayor densidad de flujo de permeado y cuáles no. También estudiaron qué parámetros afectan directamente a la formación de ensuciamiento, siendo éste uno de los mayores inconvenientes. Además, calcularon la energía consumida en el proceso, viendo como varía en función del tratamiento enzimático. A diferencia de Jun Li y Zhengfu Wang (2006), no almacenaron las muestras para un análisis posterior.

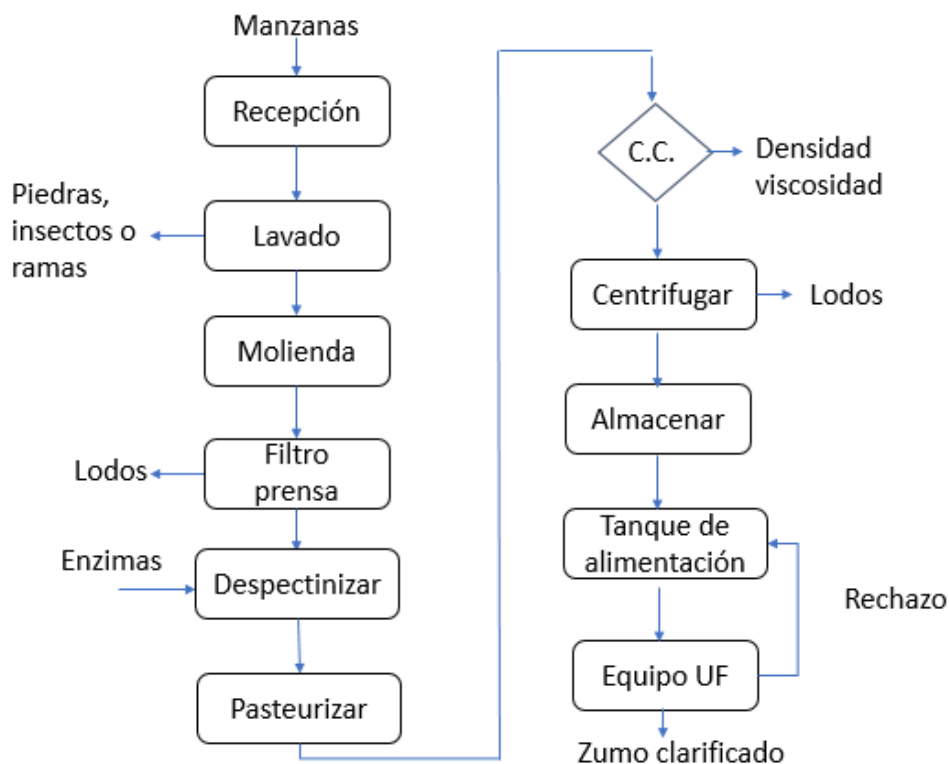


Figura 19. Diagrama de bloques del proceso desarrollado por los autores Diana T. Constenla y Jorge E. Lozano (1995).

C.C: control de calidad

Tabla 5. Características de la membrana y condiciones del proceso desarrollado por los autores Diana T. Constenla y Jorge E. Lozano (1995) [8].

Membrana	modelo DC50P
Material	Polisulfona
Casa comercial	Amicon
Umbral de corte molecular	50 000 Da
Presión transmembranal	73,5 -80 kPa
Temperatura	50°C
Velocidad tangencial	1-4 m/s
Área de la membrana	0,608 m²

- **Resultados**

En la tabla 6, se recogen los resultados de los autores Diana T. Constenla y Jorge E. Lozano (1996). En ella se recoge la densidad de flujo de permeado inicial (J_o), el valor medio de la densidad de flujo de permeado (J_{ave}) y el coste energético (E_q) para ensayos realizados con almidón, sin almidón, con pectina y sin pectina. La presencia del almidón y de la pectina se debe a que no se ha tratado previamente, mientras que la no presencia se debe a un tratamiento enzimático. Se extrae la conclusión de que la presencia de almidón y pectina, al proporcionar mayor viscosidad al zumo, implica mayor coste energético y menor valor de la densidad de flujo de permeado.

Tabla 6. Resumen de los resultados obtenidos por los autores Diana T. Constenla y Jorge E. Lozano [8]

	J_o^a (L/hm ²)	J_{ave}^b (L/hm ²)	FRV ^c	E_q^d (kJ/m ³)
Almidón	17,2	5,11	4,751	4424
No almidón	29,87	20,993	4,751	1537
Pectina	31,69	22,947	4,751	1722
No pectina	41,69	25,947	4,751	1341

^a J_o : densidad de flujo de permeado inicial; ^b J_{ave} : valor medio de la densidad de flujo de permeado; ^c FRV: factor de reducción de volumen; ^d E_q : consumo energético

3.6.3. Alternativa 3

- Descripción

Por último, los autores G.T. Vladislavljevi, P. Vukosavljevi y B. Bukvi, (2002) seleccionaron una mezcla de manzanas, entre las que se encuentran Jonagold, Idared o Golden. El proceso propuesto se muestra en la figura 20 [9]. Una vez acabada la etapa de molienda, el crudo de manzana se despectinizó durante 1 hora a 55°C, utilizando 0,1% de pectinasa (Gamma Chemie GmbH, Alemania). Seguidamente se centrifugo para eliminar las partículas grandes, se almacenó hasta su utilización en el equipo de ultrafiltración en un tanque de acero inoxidable a 200 kPa, utilizando como conservante sorbato potásico. El equipo de ultrafiltración se compuso de 3 membranas inorgánicas producidas por la casa comercial Tech-Sep (Carbosep M9, M8 y M7, Francia). Estas membranas anisotrópicas tienen un diámetro interior de 6 mm y un umbral de corte molecular de 300 000, 50 000 y 30 000 Da, respectivamente. Llevaron a cabo un estudio sobre la variación de la densidad de flujo de permeado en función de distintas temperaturas, de distintas presiones, de distintos caudales de alimentación y mediante el uso de 3 membranas Carbosep de distinto umbral de corte molecular, recogiendo en las tablas 7 y 8 las características de cada membrana utilizada y las condiciones de operación respectivamente, dejando constante el valor de factor de reducción de volumen.

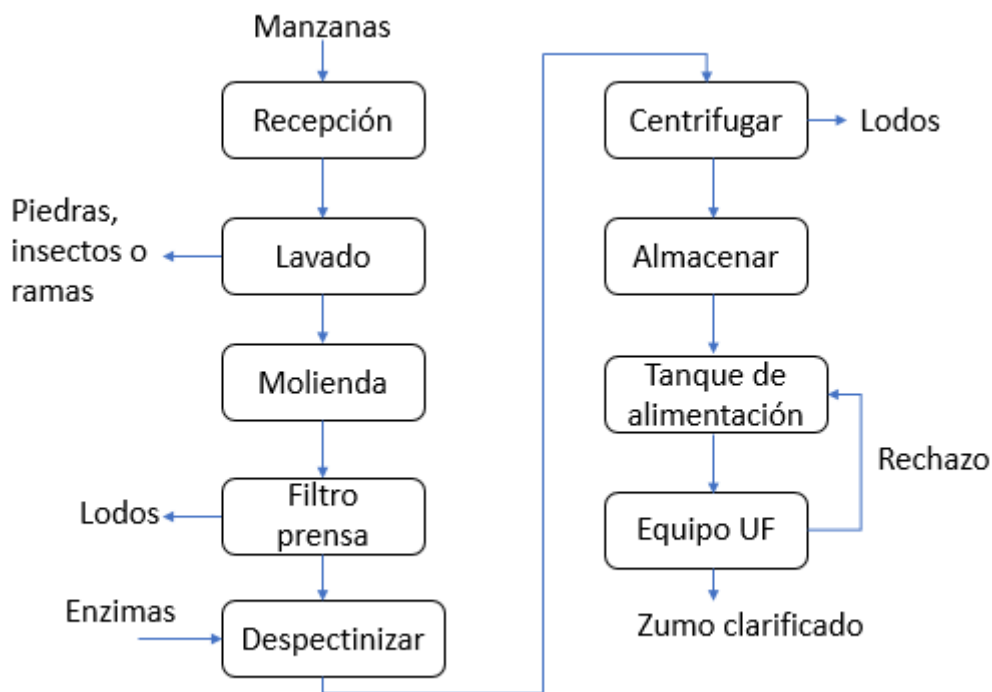


Figura 20. Diagrama de bloques del proceso desarrollado por los autores G.T. Vladislavljevi, P. Vukosavljevi y B. Bukvi (2002).

Tabla 7. Características de las membranas Carbosep M7, M8 y M9 utilizadas en el proceso desarrollado por los autores G.T. Vladislavljevi, P. Vukosavljevi y B. Bukvi (2002) [9].

Membrana	Carbosep M7	Carbosep M8	Carbosep M9
Casa comercial	Tech-Sep (Francia)	Tech-Sep (Francia)	Tech-Sep (Francia)
Material	Óxido de zirconio y dióxido de titanio con soporte de una subestructura de carbón poroso	Óxido de zirconio y dióxido de titanio con soporte de una subestructura de carbón poroso	Óxido de zirconio y dióxido de titanio con soporte de carbono
configuración	tubular	tubular	tubular
Longitud	225 mm	225 mm	225 mm
Diámetro canal	6 mm	6 mm	6 mm
Área	42,4 cm ²	42,4 cm ²	42,4 cm ²
Umbral de corte molecular	30.000 Da	50.000 Da	300.000 Da

Tabla 8. Condiciones de operación del proceso desarrollado por los autores G.T. Vladislavljevi, P. Vukosavljevi y B. Bukvi (2002) [9].

Presión transmembrana	190-200 kPa
Temperatura	20-60°C
Velocidad tangencial	1,0-1,06 m/s

- **Resultados**

Estos autores estudiaron la densidad de flujo de permeado estacionaria para las 3 membranas a distintas presiones, distintos flujos de alimento y a distintas temperaturas. Las condiciones óptimas han resultado ser: una temperatura de 55 °C, el caudal lo más alto posible y la presión que no exceda de 200 kPa, siendo la membrana M7 la que produce mayor densidad de flujo de permeado, seguida por la M8 y M9. Por otro lado, se ha estudiado en mayor profundidad la membrana M7, ya que proporciona mayor densidad de flujo de permeado. Para esta membrana, la densidad de flujo de permeado media es 35.504 L/hm², a una presión de 200 kPa, temperatura de 55 °C y una velocidad entre 1 y 1,06 m/s, resultando un número de Reynolds de 3500. En la figura 21, se puede ver la evolución de la densidad de flujo de permeado con el tiempo. El mismo estudio a menores temperaturas ha demostrado la influencia de esta variable en la densidad de flujo de permeado, obteniendo valores hasta 3 veces mayor es para aumentos de temperatura de 35 °C. En la tabla 9 se recogen los resultados del análisis del permeado, en función de la membrana. El método de limpieza se basó en la utilización de hidróxido sódico e hipoclorito sódico ambos con una concentración de 1 mg/L durante 30 minutos.

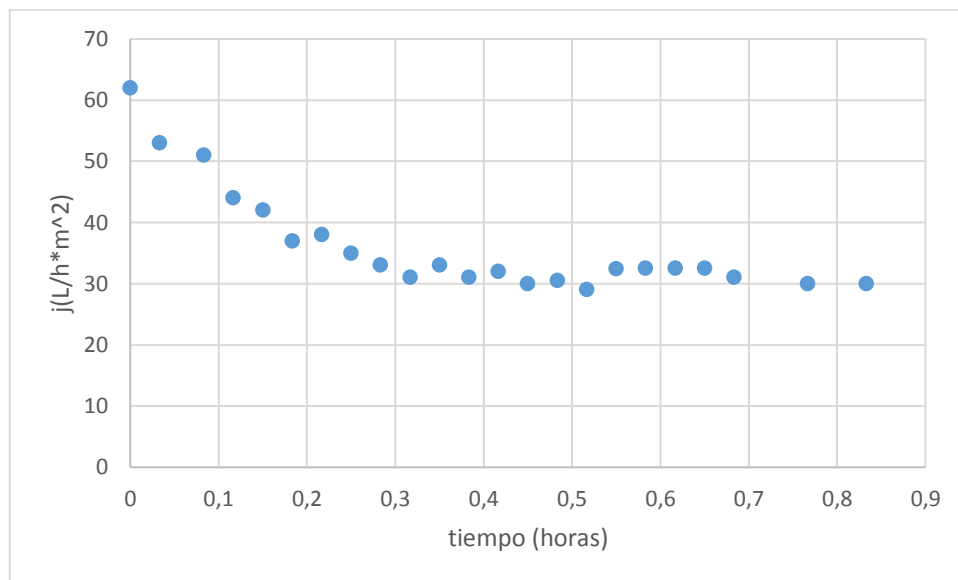


Figura 21. Variación de la densidad de flujo de permeado con el tiempo para el proceso desarrollado por los autores G.T. Vladisavljevi, P. Vukosavljevi y B. Bukvi con la membrana M7 a 55°C, 190 kPa y 1 m/s

En la tabla 8, se comparan los valores para de los sólidos totales, azúcares, ácido málico, fenoles, pectina, color y claridad antes del tratamiento y después del tratamiento para el proceso convencional y las 3 membranas de ultrafiltración.

Tabla 9. Análisis de los componentes presentes en el alimento y en el clarificado para el estudio realizado por los autores G.T. Vladisavljevi, P. Vukosavljevi y B. Bukvi [9]

componentes	Valores antes del tratamiento	Proceso de clarificado			
		convencional	UF M7	UF M8	UF M9
Sólidos totales(%)	10,7	10,2	10,2	10,2	10,2
Azúcares (g/L)	99	96	98	98	98
Ácido Málico(%)	0,46	0,45	0,45	0,45	0,45
Fenoles (mg/L)	582	475	420	445	475
Pectina (mg/L)	6,8	0	0	0	0
Color (transparencia a 429 nm, %)	24	51	36	54	54
Claridad (transparencia a 625 nm, %)	75	95	96	94	92

Tras ser analizado el permeado obtenido para las tres membranas y para el proceso convencional, se obtuvieron los siguientes resultados: los sólidos solubles son iguales en los 4 ensayos, descendiendo ligeramente respecto a los sólidos solubles iniciales. La pectina desaparece en todos los ensayos. El color obtenido para un umbral de corte molecular de 50 y

200 kDa fue el mismo (54 %), mientras que para un umbral de corte molecular de 20 kDa, se obtuvo un porcentaje de transparencia inferior (del 36 %). El ácido málico se mantuvo constante en los 4 ensayos y los fenoles se vieron reducidos en mayor cantidad para la membrana M7, seguida de la M8 y de la M9.

3.6.4. Selección de la alternativa

Para el diseño de la planta de producción de zumo de manzana clarificado utilizando tecnología de membranas, se utiliza como referencia los artículos escritos por los autores mencionados anteriormente. Para ello, se compara en adelante los resultados obtenidos por los distintos autores, seleccionando el proceso óptimo, así como el permeado que presente mejores características. Un resumen de dichos resultados se muestra en la tabla 10.

Tabla 10. Análisis de los estudios realizados por varios autores.

Autores	J.ave ^a (L/hm ²)	FRV ^b	Material de la membrana	MWCO (kDa)	Presión transmembranal (kPa)
Jun Li y Zhengfu Wang (2006)	82,434	20	Alúmina	30	85
Diana T. Constenla and Jorge E. Lozano (1995)	22,947	4,751	Polisulfona	50	73
G.T. Vladislavljevi, P. Vukosavljevi y B. Bukvi (2002)	35,504	3,1	Óxido de zirconio y dióxido de titanio	30	190

^a J.ave: valor medio de la densidad de flujo de permeado; ^b FRV: factor de reducción de volumen

Los autores Jun Li y Zhengfu Wang utilizaron una membrana cerámica con un umbral de corte molecular de 30 kDa, durante 30 minutos, alcanzando un factor de reducción de volumen de 20, utilizando una presión entre 85 kPa, una temperatura de 50 °C y una velocidad tangencial de 5 m/s. La densidad de flujo de permeado medio fue de 82,434 litros por hora y metro cuadrado. Al analizar el permeado obtenido en 10 ensayos, obtuvieron una media de sólidos solubles de 10,6 °Brix, un pH de 3,82, una turbidez de 0,19 unidades nefelométricas de turbidez (NTU) y una viscosidad de 1,1 cp. Los autores Diana T. Constenla y Jorge E. Lozano, utilizaron una membrana

de polisulfona, con un umbral de corte molecular de 50 kDa, realizaron ensayos bajo las condiciones de 50 °C, una velocidad tangencial de 4 m/s y una presión entre 73 kPa. La densidad de flujo de permeado medio obtenida en el tiempo fue de 22,947 litros por hora y metro cuadrado. El factor de reducción de volumen alcanzado fue de 4,751. No aparecen valores de análisis del permeado. Por último, los autores G.T. Vladislavljevi, P. Vukosavljevi y B. Bukvi utilizaron tres membranas de óxido de zirconio y dióxido de titanio, cada una con un umbral de corte molecular diferente: 20, 40 y 200 kDa, alcanzando un factor de reducción de volumen de 1,2. Utilizaron una presión entre 190 kPa, una temperatura de 50 °C y una velocidad tangencial de 1 m/s. Para la membrana con umbral de corte molecular de 30 kDa, obtuvieron una densidad de flujo de permeado medio de 35,504 litros por hora y metro cuadrado.

Tras estos resultados, la membrana que aporta mayor densidad de flujo de permeado y aporta unas mejores características en el permeado, es la utilizada por Jun Li y Zhengfu Wang, en su artículo “Clarification and sterilization of raw depectinized apple juice by ceramic ultrafiltration membranes”, utilizando la membrana M-1P1960 de la casa Pall Membranox Ceramics y las condiciones de previamente comentadas. Por lo tanto, esta membrana y dichas condiciones de operación será las empleadas para el diseño de la planta de elaboración de zumo de manzana clarificado.

4. Normativa y legislación

4.1. Normativa marco de referencia

El Reglamento 761/2001 [10], de marzo de 2001, permite que las organizaciones se adhieran con carácter voluntario a un sistema comunitario de gestión y auditoría medioambiental (EMAS). El comité internacional de normalización ISO destaca las siguientes normas sobre sistemas de gestión medioambiental y auditorías:

- Norma UNE-EN-ISO 14.010: Directrices para la auditoría medioambiental. Principios generales.
- Norma UNE-EN-ISO 14.001: Sistemas de Gestión Medioambiental. Se trata de las especificaciones y directrices para su utilización.
- Norma UNE-EN-ISO 14.011: Directrices para la auditoría medioambiental. Procedimientos de auditoría. Auditoría de los sistemas de gestión ambiental.

4.2. Normativa general en materia de zumo de frutas

- Real Decreto 781/2013, de 11 de octubre, por el que se establecen normas relativas a la elaboración, composición, etiquetado, presentación y publicidad de los zumos de frutas y otros productos similares destinados a la alimentación humana. Según anexo 1-A [11].
- REGLAMENTO DE EJECUCIÓN (UE) No 543/2011 DE LA COMISIÓN de 7 de junio de 2011 por el que se establecen disposiciones de aplicación del Reglamento (CE) nº 1234/2007 del Consejo en los sectores de las frutas y hortalizas y de las frutas y hortalizas transformadas [12].

4.3. Normativa en materia de aguas

- Los vertidos son considerados según Real Decreto-Ley 849/1986 [13].
- Real Decreto-Ley 11/1995: el agua generada por las industrias que no cumpla las características del presente decreto será tratada en una Estación Depuradora de Aguas Residuales Industriales, mediante un tratamiento primario, tratamiento secundario o tratamiento adecuado [14].

4.4. Normativa en prevención y seguridad de riesgos laborales

En la Ley 31/1995, de 8 de noviembre, de Prevención de Riesgos Laborales, se establecen las condiciones de seguridad y prevención de riesgos laborales, en él se vela por la seguridad e higiene del trabajo. Se promueve la mejora de la seguridad según la Directiva 89/391/CE [15].

4.4.1. Normativa relativa a riesgo químico

Este riesgo está ligado a la utilización de sustancias químicas peligrosas en la planta, ya sea referido a la manipulación de las mismas en la carga y descarga como a la presencia de las mismas a lo largo del proceso. Según el Real Decreto 1254/1999, se consideran como sustancias peligrosas aquellas que pertenezcan alguna de las siguientes categorías: inflamables, combustibles, nocivas, corrosivas, tóxicas, irritantes, comburentes y peligrosas para el medio ambiente [16].

El Real Decreto 363/1995, de 10 de marzo, por el que se aprueba el Reglamento sobre declaración de sustancias nuevas y clasificación, envasado y etiquetado de sustancias, establece la señalización de las sustancias químicas para la correcta manipulación de dichas por parte de los usuarios, con el fin de que estos puedan identificar los riesgos intrínsecos a su naturaleza [17].

4.4.2. Normativa relativa a riesgo eléctrico

Se utiliza el Real Decreto 614/2001, de 8 de junio, para analizar el riesgo eléctrico y la Ley de Prevención de Riesgos Laborales (P.R.L), de 8 de noviembre (Ley 31/1995) [15,19].

El Real Decreto define como riesgo eléctrico a todo aquel riesgo que es originado por la energía eléctrica, entendiéndose como riesgos químicos:

- Quemaduras por arco eléctrico o choque eléctrico
- Choque eléctrico por contacto directo o indirecto
- Electrocución
- Explosiones o incendios originados por la electricidad.

5. Localización

La elección de la localización es la planta industrial perteneciente al grupo García Carrión Jumilla S.L., interproveedor de zumos de Mercadona, con sede en la Avenida de Murcia, 18A, en Jumilla, Murcia (figura 22). En dicha planta se instalarán los equipos necesarios para la obtención de zumo de manzana clarificado, para su venta directa o como etapa previa a la elaboración de zumos concentrados. La empresa es seleccionada debido a la importancia de su marca en el sector.

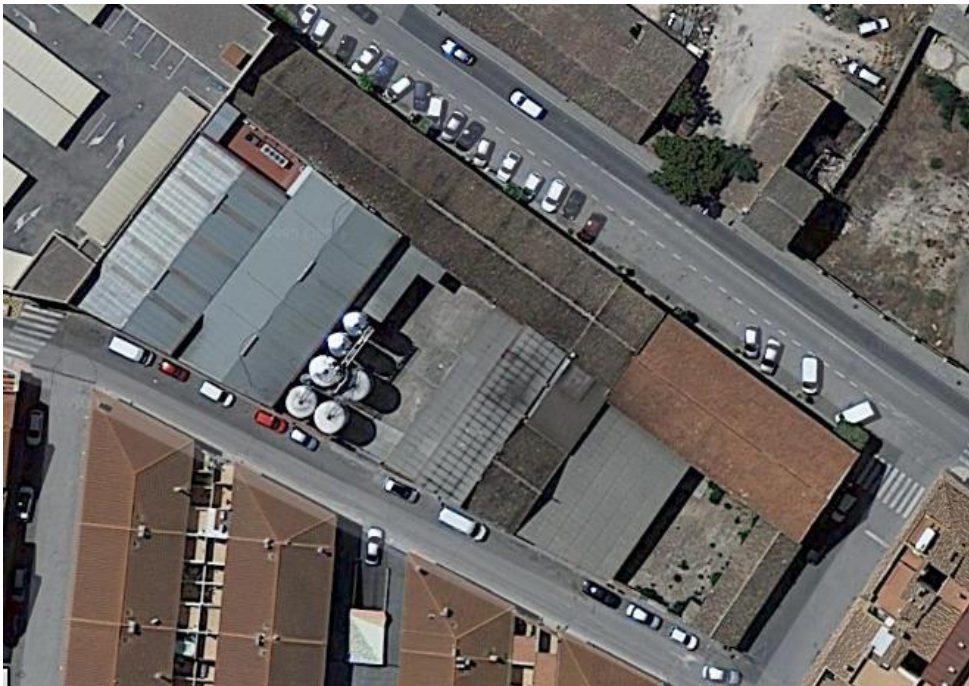


Figura 22. Plano recuperado de Google maps de la planta de García Carrión de Jumilla.

Todo el emplazamiento tiene una medición de 482,68 metros de largo y 182 ,45 metros de ancho, ocupando 19 172, 98 metros cuadrados. Las instalaciones correspondientes a la planta de producción ocupan 5 967,75 metros cuadrados. Se ha supuesto que la planta dispone del espacio suficiente para la instalación del proceso objeto del presente proyecto.

6. Diseño de la planta de elaboración de zumo de manzana clarificado

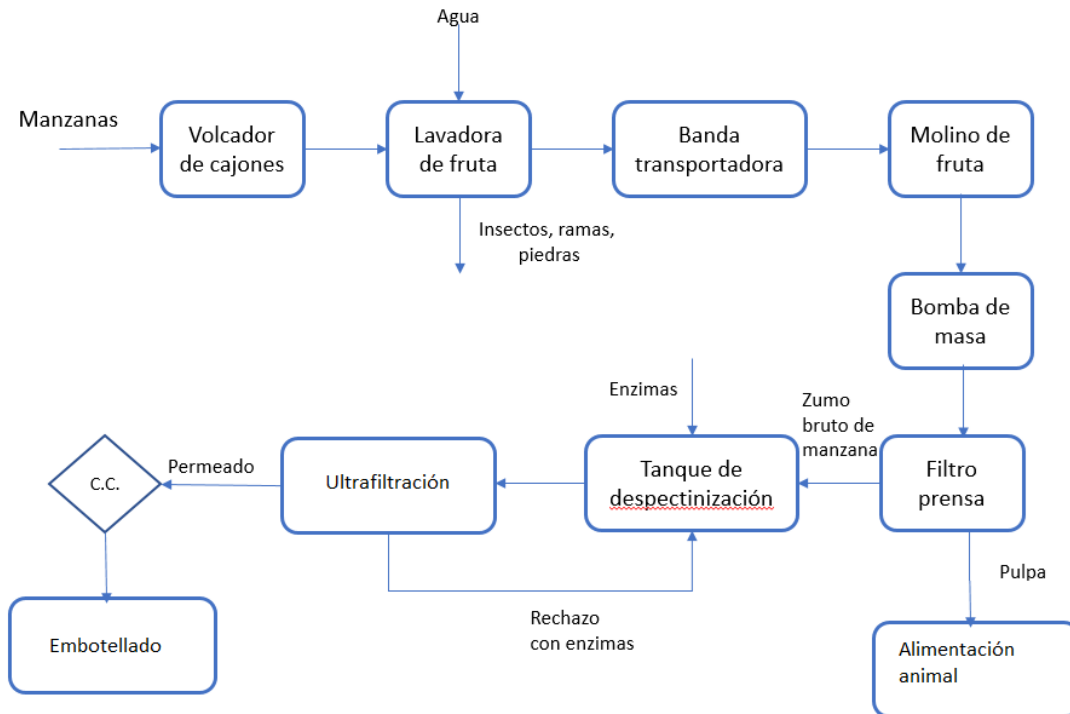


Figura 23. Diagrama de bloques del proceso desarrollado en la planta.

Figura 23. Diagrama de bloques del proceso de elaboración de zumo de manzana clarificado que se propone.

La figura 23 corresponde al diagrama de bloques de la planta, donde C.C. es un control de calidad. Una vez sea recibida la materia prima, las manzanas son lavadas, trituradas y prensadas, obteniendo el zumo de manzana bruto. El zumo de manzana bruto es tratado con un complejo enzimático a 50°C durante 1 hora. El complejo enzimático se compone de amilasa al 0,08% (w/w) y de pectinasa al 0,10% (w/w).

Una vez ha sido despectinizado, el zumo de manzana bruto es impulsado por la bomba 2 (figura 24) hacia el módulo de membranas. El sistema opera con una presión transmembranal de 0,85 bares, una temperatura de 50°C y una velocidad tangencial de 5 m/s, de acuerdo con los resultados obtenidos en la alternativa seleccionada, y se ha diseñado para producir 2500 kg/h de zumo de manzana clarificado.

6.1. Maquinaria utilizada en las etapas previas a la ultrafiltración

La cantidad de manzanas a tratar son 3 831,00 kg de manzana por hora (tabla 11), lo que permite seleccionar selección de los equipos a utilizar en las etapas previas a la ultrafiltración.

- **Volcador de cajones**

El volcador de cajones se utiliza para la descarga de fruta de contenedores de pallet de madera o de plástico sobre el lavador de fruta. El modelo elegido es el JK500 (Sraml, Italia).

- **Lavadora de fruta Banda transportadora Molino de fruta Bomba de masa Filtro prensa**

La lavadora está diseñada para lavar y limpiar la fruta antes de su procesamiento. La fruta en la lavadora es lavada con agua y cepillos suaves para eliminar las impurezas, insectos, piedras y ramas, quedándose la fruta intacta. El agua se intercambia gradualmente, entra agua fresca a la salida de la fruta, en contracorriente. Tiene un filtro para reutilizar el agua utilizada, utilizando la misma agua cada semana, cambiando el agua cada 5 días. El modelo utilizado es el JP6000 (Sraml, Italia).

- **Banda transportadora**

Se utiliza para mover las manzanas hasta el molino. Se utiliza la banda transportadora modelo JT2300 (Sraml, Italia).

- **Molino de fruta**

El molino de fruta está diseñado para moler la fruta entera mejorando el rendimiento de su procesamiento posterior con el filtro prensa. El transporte entre el molino de fruta y el filtro prensa, se realiza con una bomba de masa a través de una banda transportadora. Las manzanas llegan al molino de fruta a través de la banda transportadora de calidad. El molino de fruta seleccionado es el modelo JM6000 (Sraml, Italia).

- **Bomba de masa**

La bomba de masa es una bomba diseñada para el transporte de la masa de fruta desde el molino hacia la prensa. El modelo seleccionado es el GAMMA80 (Sraml, Italia), con una capacidad de transportar hasta 6 000 kilogramos de masa de manzana por hora.

- **Filtro prensa**

Conocido el caudal másico de alimento, 2 873,63 kg de zumo de manzana bruto/h (ver anejo 1), se elige el modelo filtro prensa 100P2 (Vorán, España). Puesto que tiene una capacidad de

producción de 600 kg de zumo de manzana bruto por hora, son necesarios 5 filtros prensa. Como son necesarios 5 filtros prensa, por cada filtro prensa circulará el siguiente caudal másico:

$$\frac{2\,873,63 \text{ kg de zumo bruto de manzana}}{5 \text{ filtros prensa}} = 574,726 \frac{\text{kg de zumo bruto de manzana}}{\text{hora} \cdot \text{filtro prensa}}$$

El rendimiento del filtro prensa de pila 100 P2, según las especificaciones es del 75,00 %. Por lo tanto, los kilogramos de manzana necesarios son:

$$\frac{2\,873,63 \frac{\text{kg de zumo bruto}}{\text{hora}} \cdot 100 \text{ kg de manzana}}{75 \text{ kg de zumo bruto de manzana}} = 3\,831,0 \frac{\text{kg de manzana}}{\text{hora}}$$

Será necesario alimentar a cada filtro prensa con:

$$\frac{3\,831,50 \frac{\text{kg de manzanas}}{\text{hora}}}{5 \text{ filtros prensa}} = 766,30 \frac{\text{kg de manzanas}}{\text{hora} \cdot \text{filtro prensa}}$$

Como cada lote de ultrafiltración tiene una duración de 7 horas y las etapas previas de elaboración de zumo de manzana bruto también tienen una duración de 7 horas, en la tabla 11, se indican los kilogramos de zumo de manzana bruto y de manzanas necesarios, por hora y por día.

Tabla 11. Cantidad de zumo de manzana bruto producido y cantidad de manzanas necesarias

	Hora	Día
Kilogramos de manzanas necesarias	3 831,0	26 817,0
Kilogramos de manzana por filtro prensa	766,3	5 364,1
Kilogramos de zumo de manzana bruto obtenidos	2 873,6	20 115,4
Kilogramos de zumo de manzana bruto obtenidos por filtro prensa	574,7	4 023,1

6.2. Maquinaria utilizada en la etapa posterior a la ultrafiltración

- **Envasadora**

Una vez se obtiene el zumo de manzana permeado, se envasa en depósitos de PVC de 3 000L modelo DVA-30290 (Lapesa, España) utilizando una llenadora semiautomática de Bidones Series PLUG & FILL, 20-25000L (Aicrov, Tarragona).

6.3. Diseño de la etapa de ultrafiltración

6.3.1. Elección del modo de operación

Los modos de operación más utilizados en la clarificación de zumos por UF son modo discontinuo y modo continuo con recirculación

Se elige el modo discontinuo de recirculación cerrada. En el modo discontinuo o por lotes, una de las ventajas es que el área necesaria es la de menor tamaño. Por lo tanto, el diseño de la planta se realizará para un modo de trabajo de tipo discontinuo. Se ha elegido la configuración cerrada porque el consumo de energía es menor, por lo que es el más usado a escala industrial.

El proceso en lotes se ha considerado que tiene una duración de 8 horas. A los 420 minutos del inicio de cada lote, se detendrá el proceso para limpiar la membrana. El proceso de limpieza dura una hora. En la tabla 12 se recogen los valores de los tiempos de cada etapa

Tabla 12. Tiempos de trabajo de la etapa de ultrafiltración

Tiempo del turno (t_t)	480 minutos
Tiempo de lote (t_L)	420 minutos
Tiempo de Limpieza (t_{Lim})	60 minutos

6.3.2. Dimensionado de la membrana

Para diseñar la instalación es necesario conocer la cantidad de caudal que circula en cada tramo. Como el objetivo es la obtención de un caudal másico (\dot{m}_p) de 2500 kg/h, utilizando la densidad del zumo de manzana (ρ) y conocido el FRV alcanzado (20), se obtiene el valor del caudal volumétrico de permeado, alimento y rechazo (ver tabla 13). En el anejo 1 se recogen los cálculos.

Tabla 13. Caudales másicos y volumétricos de alimento, permeado y rechazo

	\dot{m}(kg/h)	Q (L/h)
Alimento	2 873,63	2 742,02
Permeado	2 729,94	2 604,92
Rechazo	123,68	137,10

El área de membrana necesaria es de 29,076 m² (ver cálculos en el anejo 1). Como la membrana utilizada en la alternativa seleccionada es la M-1P1960, perteneciente a la casa comercial Pall Membralox ceramic, membrana cerámica de alúmina y configuración tubular, se ha seleccionado la membrana de mayor área con las mismas características: M-22P1960. En el anejo 2 se recogen las especificaciones del módulo de membrana. Cada módulo se compone de 22 membranas hexagonales [figura 24], con 19 canales cada membrana, teniendo un área

específica por módulo de $7,9 \text{ m}^2$, por lo que se necesitan 4 módulos de membranas, los cuales se han dispuesto en paralelo.

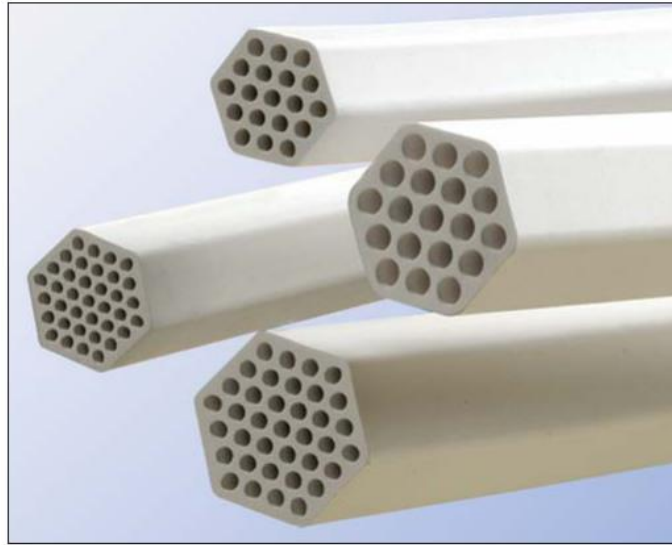


Figura 24. Representación en 3D del modelo de membrana M-22P1960 de la casa comercial Pall [21].

6.3.3. Dimensionado del bastidor

Es necesario un bastidor, como elemento que sujete los 4 módulos de membrana. La longitud del bastidor será la misma que la de los módulos de membrana, 1,020 metros. La anchura del bastidor será la suma de los diámetros de los módulos de membrana y de la distancia horizontal entre cada módulo 0,1 metros. El diámetro aproximado de cada módulo de membrana se obtiene a partir de la superficie transversal de cada módulo de membrana. Si la superficie transversal es $0,0472 \text{ m}^2$, el diámetro de cada módulo es 0,2451 metros. La anchura será $0,245 \cdot 4 + 0,1 \cdot 3 = 1,28$ metros. La altura se diseña para que no esté a ras de suelo, sino a 0,3 metros del suelo. Por lo tanto, la altura será de 0,3 m más el diámetro del módulo de membrana: $0,3 + 0,245 = 0,545$ metros.

6.3.4. Depósitos de alimento y permeado

Para diseñar los depósitos de alimento y permeado, se considera el caudal volumétrico de alimento y de permeado y el tiempo de procesado (7 horas). El volumen del depósito de alimento, tiene que ser capaz de almacenar 19 228,64 L y el de permeado de 18 234,44 L, los cálculos se recogen en el anejo 1.

El depósito para almacenar el alimento corresponde al tanque en el que se produce la reacción enzimática. Se selecciona tanto para el alimento como para el permeado el modelo **DVA-220280** (Biotanks, Alicante), con una capacidad de 22 000 L. Son depósitos encamisados para calentar la disolución de limpieza o el zumo bruto de manzana porque se opera a $50 \text{ }^\circ\text{C}$. Las especificaciones se recogen en el anejo 2.

El volumen de los depósitos de limpieza se diseñará una vez conocida la longitud de los módulos de ultrafiltración y de las tuberías, pues es necesario determinar el volumen muerto de la instalación.

6.3.5. Diseño de las tuberías del proceso de ultrafiltración

El caudal de zumo de manzana bruto que circula desde el tanque del alimento hasta la membrana es de 2 742,02 L/h. Una vez que es bombeado, el circuito se cierra, sin entrada de alimento. Se plantea el diseño que se muestra en la figura 25. La velocidad con la que se diseñan todas las tuberías del sistema es de 1,5 m/s, pudiendo oscilar entre 0,8 y 3 m/s [20]. Mientras que la velocidad tangencial en las membranas es de 5 m/s, de acuerdo con los valores seleccionados por Jun Li y Zhengfu Wang (2006). Para el cálculo del diámetro, se utiliza la siguiente ecuación (14):

$$Q=v \cdot A_E \quad (14)$$

Donde v es la velocidad con la que circula el fluido y A_E el área específica de la tubería. El área específica, es:

$$A_E=\pi \cdot D^2/4 \quad (15)$$

Se sustituye la expresión de la ecuación 15 en la ecuación 14, se despeja el diámetro, y se obtiene la ecuación 16:

$$D=\sqrt{\frac{Q \cdot 4}{\pi \cdot v}} \quad (16)$$

El diámetro de cada tubería depende de la velocidad y del caudal que trasiega en ella. El caudal de recirculación (Q_{Rec}) es la cantidad de masa que circula por unidad de tiempo en el interior del circuito cerrado. Debido a que se necesitarían diámetros de 500 mm en los tramos de mayor caudal si se selecciona una velocidad de 1,5 m/s, se diseñan esos tramos para velocidades de 2 m/s. La figura 26 es un esquema del sistema de recirculación cerrada. La bomba que hay antes de la división de la tubería de entrada en 4 tuberías, aporta la velocidad tangencial de 5 m/s. Como la sección transversal corresponde a la superficie de cada uno de los canales que hay en las membranas presentes en los 4 módulos de membrana, resulta una superficie de 0,0472 m² y un caudal volumétrico de recirculación de 0,236 m³/s. Los cálculos realizados, se muestran en el anejo 1.

El material de las tuberías es policloruro de vinilo (PVC), un polímero que se produce a escala industrial, seleccionado porque es resistente al hidróxido sódico, derivados de manzana y agua. Es resistente también al hipoclorito sódico en cantidades menores al 14%, utilizándose en este caso una concentración mucho menor en la etapa de limpieza. Además, como la producción industrial es elevada, los precios son más económicos que otros materiales. La casa comercial seleccionada para las tuberías es Dimasa.

Diseño de un proceso de clarificación de zumo de manzana utilizando tecnología de membranas para producir 2500 kg/h de zumo clarificado

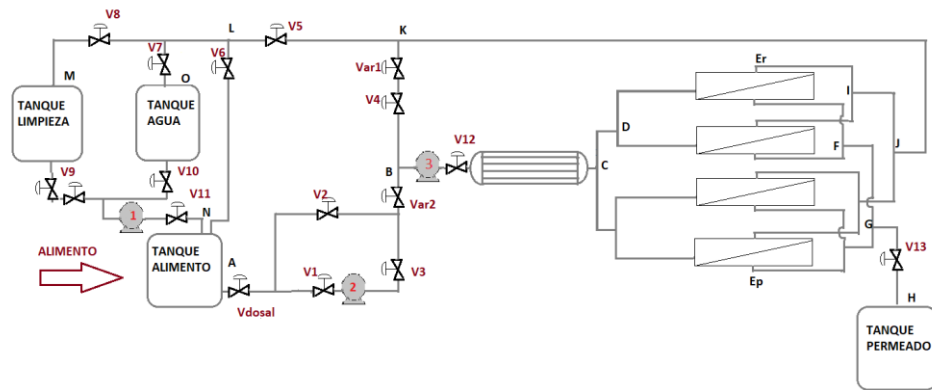


Figura 25. Esquema aproximado de la etapa de ultrafiltración.

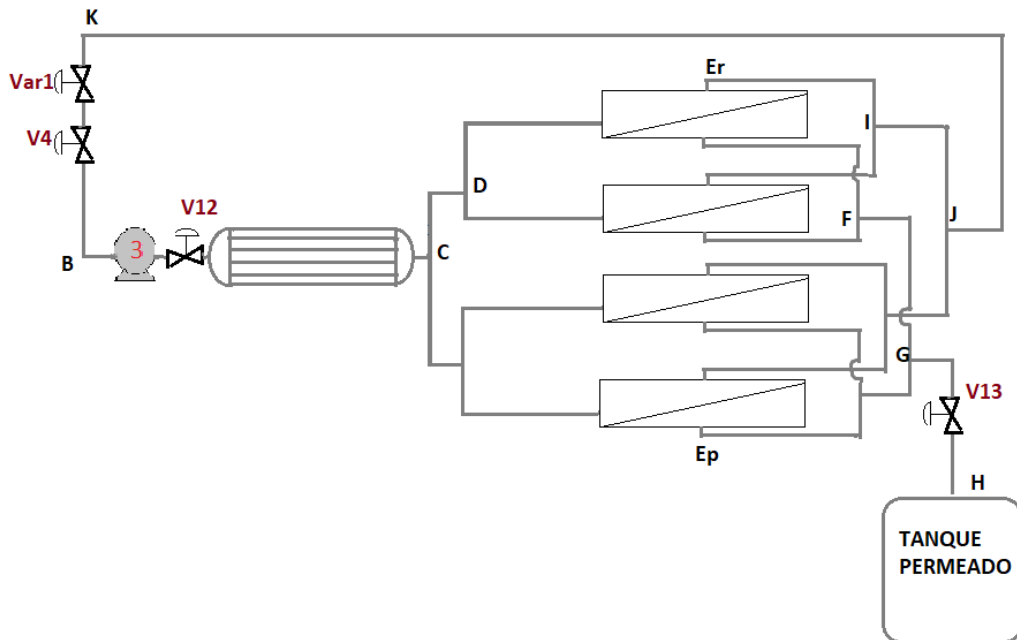


Figura 26. Tuberías y membranas que participan en el proceso de recirculación cerrada.

Se utiliza una tubería que parte del tanque de alimento y sale en dirección a los módulos de membrana, la cual se dividirá en dos utilizando una unión en T y un reductor si es necesario, seguida de otra división en 2 utilizando 2 uniones en T y los reductores necesarios, hasta ser 4 tuberías colocadas en paralelo, para alimentar a los módulos de membrana. El proceso inverso

se realiza para el rechazo y el permeado. Convirtiéndose 4 tuberías en 1 acabando el permeado en un tanque donde se recogerá y el rechazo será circulado otra vez a la membrana, convirtiéndose en el alimento. En las tablas 14, 16, 17 y 18 se recogen los diámetros y los modelos de las tuberías, uniones en T, codos y reductores en cada uno de los tramos. Para la selección de los modelos se eligen los modelos de diámetros inmediatamente superior. Al ser mayor el área, y el caudal ser el mismo, según la ecuación 14 y la ecuación 16, la velocidad disminuye. Por lo tanto, se calcula la velocidad real de cada tramo. Para pasar de 1 tubería a 4 tuberías, se utiliza el siguiente método:

- Primero, una unión en T dividirá el flujo en 2.
- Segundo, se coloca una unión en cada salida de la unión en T, 2 en total. Se obtienen 4 tuberías.
- Tercero, como las tuberías de entrada a la membrana tienen un diámetro interior menor, se utiliza un reductor y una junta.

Tramos:

- A-B. Distancia desde la salida del tanque de alimento hasta el punto B, donde se inicia el proceso de recirculación cerrada. Se considera cota 0 metros en el punto A. Hay una bomba y 5 válvulas. La bomba se encarga de otorgar la presión necesaria del sistema. Una válvula, V1, dosifica el caudal de alimento que da acceso a la bomba 2, para impulsar el alimento del tanque. La válvula V2 impide el paso del caudal de recirculación hacia el punto A. La válvula V3, que origina el By-pass, es para el proceso de limpieza, en el cual el caudal de limpieza se ve impulsado por la bomba 1. La unión con el punto B se realiza con una unión en T, conectando la tubería que viene desde el punto K.
- B-C. La bomba 3 tiene como finalidad aportar la energía necesaria para alcanzar la velocidad tangencial en el módulo y contrarrestar las pérdidas de carga en el módulo y en las corrientes salientes del sistema. Se utiliza la válvula V12 para el mantenimiento de la bomba, manteniéndose abierta en todo momento. Un intercambiador de calor tubular se encarga de que la temperatura del fluido de la disolución de limpieza y del zumo bruto se mantenga a la temperatura óptima, aportando el calor del fluido que pierde a lo largo de la instalación
- C-D. Tramo de distribución del caudal de alimento utilizando uniones en T y reductores, para pasar de 1 tubería hasta 4.
- D-E. Entrada a la membrana. Como la membrana se sujeta por el bastidor, es necesario colocar un codo para que la tubería ascienda hasta la cota de 0,272 metros.

- E_P-F. Tramo de salida del permeado, el cual se circula hasta el punto F. Es necesario un codo, donde se juntan dos salidas de permeado en una, pasando de 4 tuberías a 2 tuberías. Para ello se utilizan uniones en T.
- F-G. Unión de las dos tuberías de permeado mediante una unión en T.
- G-H. Distancia recorrida del permeado desde G hasta el depósito de permeado, suministrando el permeado en la cota de 3,20 metros, necesitando un codo para ascender desde la cota de salida del módulo de membrana hasta la de entrada al tanque de permeado. Se utiliza V13, para impedir la entrada del permeado en el caso de que el depósito se llenara. Dicho permeado es el producto final del proceso.
- E_R-I. Tramo de salida del módulo de membrana en el cual el rechazo se impulsa hasta el punto I. Se utilizan reductores y uniones en T
- J-K. Es un tramo en el que se dan tres posibilidades: si la V4 está abierta y V5 cerrada, el proceso estará en recirculación cerrada, dirigiéndose el caudal hacia los módulos de membrana, Var es una válvula antirretorno en serie con V4, para impedir que el fluido circule desde el punto B hacia el punto K; si V5 está abierta y la V4 cerrada, el rechazo se enviará al depósito de alimento si V6 está abierta y V8 y V7 cerradas, finalizando el proceso de producción; pero si, V8 está abierta y V7 y V6 cerradas, se debe a que el proceso de limpieza está acabando, y se está recogiendo la disolución de limpieza. Por último, si V7 está abierta y V8 y V6 cerradas, el sistema se encuentra en el paso 1 o paso 3 de la limpieza, que corresponden a la etapa de aclarado.
- M-N. Tramo desde donde los detergentes salen del tanque de limpieza y son impulsados por una bomba encargada de otorgar la presión necesaria y las pérdidas del circuito de limpieza.
- L-O. Tramo desde donde el agua utilizada para la limpieza se dirige hacia el tanque de agua, donde se recoge.
- O-N. Tramo desde donde el agua para el aclarado se dirige hacia el tanque de alimento para su aclarado. La válvula V11 es destinada únicamente a mantenimiento de la bomba. En el caso de tener que cambiarla, se cerrarían las válvulas V11 y V10 o V9 según el proceso de limpieza, manteniéndose V11 abierta todo el rato. El proceso de limpieza se explica con detalle más adelante.

Primero, se diseña las tuberías de todos los tramos. Los tramos de los procesos de limpieza destinados a recoger el caudal de limpieza o de agua utilizados, se diseñan para el caudal de recirculación. Para realizar el diseño entero de las tuberías de la etapa de ultrafiltración, primero es necesario conocer el caudal que circula por cada tubería, así como su velocidad. Los cálculos

de los caudales de cada tubería, así como de las velocidades reales y de los diámetros seleccionados, se recogen en el anejo 1.

Una vez determinada la velocidad real, el diámetro interior de cada tramo y la longitud, dentro de la cual se incluye la altura, se calculan las pérdidas primarias de cada tubería. Para ver el cálculo de las pérdidas primarias, consultar el anejo1.

Tabla 14. Diámetro de las tuberías en cada tramo y modelo de la casa Dimasa [23].

Tramo	Modelo de tubería	Diámetro interior (mm)	Longitud (m)
A-B	50002501605	25	2,0
B-C	500035001605	350	2,4
C-D	500030001605	300	1,0
D-E	500022501605	225	0,7
E _p -F	50001501605	15	1,3
F-G	50002001605	20	2,5
G-H	50002501605	25	1,6
E _R -I	500022501605	225	1,0
I-J	500030001605	300	1,3
J-K	500035001605	350	5,0
K-B	500035001605	350	3,0
L-N	50001001605	10	3,0
K-L	500050001605	350	1,4
L-M	500050001605	350	2,9
L-O	500050001605	350	1,4
M-N	50002501605	25	0,8
O-N	50002501605	25	0,8

Limpieza

La limpieza del equipo de ultrafiltración es necesario para recuperar el rendimiento inicial de la membrana. La limpieza consiste en 3 pasos:

1. Aclarado con agua durante 15 minutos a temperatura ambiente, con una presión transmembranal de 0,85 bares. En este paso, el agua que entra al sistema saldrá de él sin recircular, para ello han de cerrarse las válvulas V1, V3, V4, V5, V8 y V9, dejando abiertas las válvulas que permiten pasar el agua por el sistema sin llegar a recircular. El agua de aclarado que sale por el conducto del permeado se recoge en el depósito de permeado. El volumen de agua utilizado, teniendo en cuenta el tiempo de duración de esta etapa y los caudales empleados es 1 371 L, utilizando un depósito de 1 500 L modelo

DHA15 (Biotanks, Alicante) para almacenar el agua. En este paso el intercambiador de calor se encuentra apagado. La figura 27 muestra las etapas 1 y 3 del proceso de limpieza.

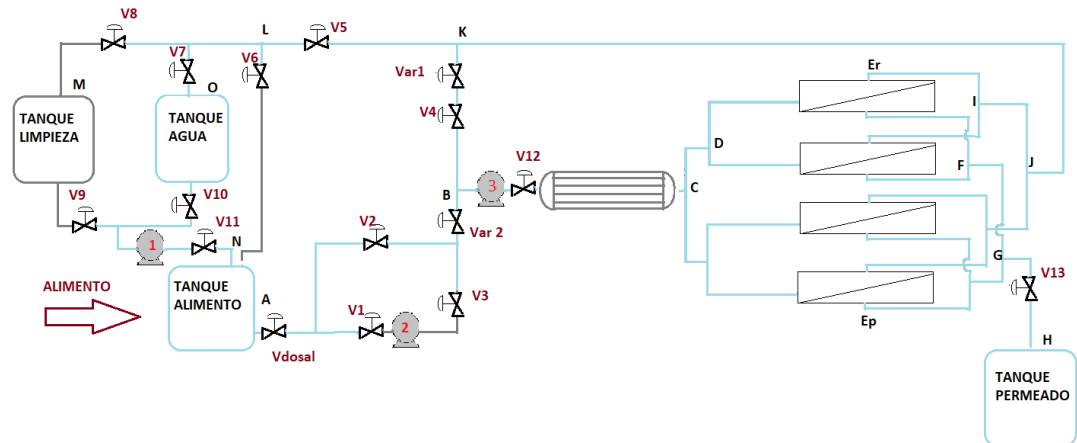


Figura 27. Pasos 1 y 3 del proceso de limpieza. Las tuberías de color azul celeste corresponden a las tuberías por las que circula el agua de aclarado.

2. Limpieza con hipoclorito sódico al 0,5 % en peso e hidróxido sódico al 2,0 % en peso durante 30 minutos a una temperatura de 50°C con una presión transmembranal de 0,85 bares. El volumen de disolución de limpieza necesario es dos veces el del volumen muerto. La figura 28 muestra la etapa dos del proceso de limpieza. El paso 2 inicializa con las válvulas siguientes abiertas: V9, Vdosal (Válvula dosificadora de alimento), V2 y V4; una vez ha arrancado y la disolución de limpieza ya está toda en el sistema, se cierran todas las válvulas exceptuando la válvula V4. Para que inicialmente la disolución de limpieza no circule hacia el tramo B-K y circule hacia el tramo B-C, se utiliza una bomba antirretorno que permite solamente el paso del fluido desde el punto K hacia el punto B. Las válvulas como son V13, que tienen una bomba aguas abajo, primero se apaga la bomba y luego se cierra la válvula. Para finalizar, se abren las válvulas V5 y V8 y se cierran el resto. El caudal de limpieza de permeado se recoge en el tanque de permeado. Se reutiliza hasta 5 veces la disolución de limpieza. La temperatura del fluido es aportada inicialmente por una camisa de calefacción incorporada en el depósito de limpieza. Para mantener esa temperatura, se enciende el intercambiador de calor.

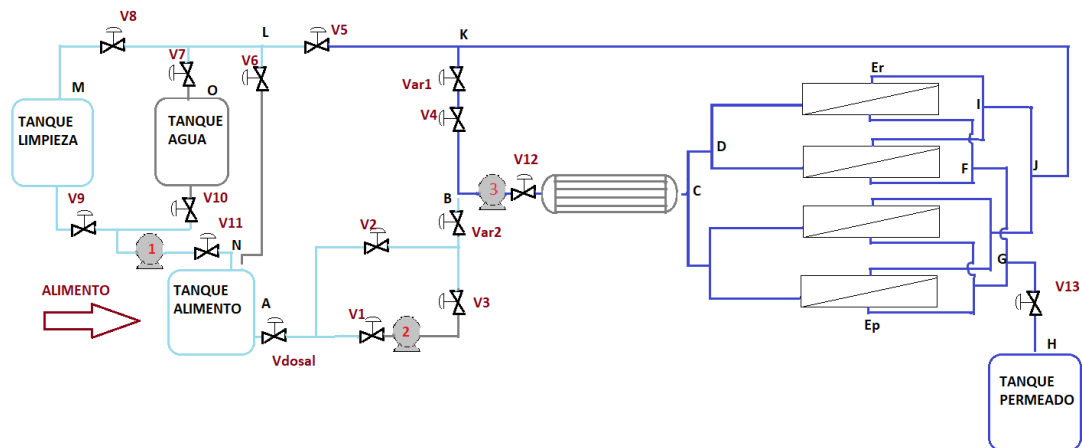


Figura 28. Paso 2 del proceso de limpieza de limpieza. Las tuberías de color azul celeste al arranque, alimentando al sistema con la mezcla de hipoclorito sódico, hidróxido sódico y agua, y a la finalización del paso 2. Las líneas de color azul oscuro corresponden a las tuberías que participan en el proceso de limpieza con recirculación.

3. Un aclarado final con agua durante 15 minutos, con el mismo caudal y procedimiento que el paso 1.

La limpieza se realiza al final de cada turno. Si se sigue el proceso estandarizado, el índice de recuperación de la membrana es del 100%. En la tabla 15 se recogen los resultados de los volúmenes de agua y reactivos necesarios. Los cálculos se recogen en el anejo 1.

Tabla 15. Cantidad de reactivos concentrados y de agua utilizados en el proceso de limpieza de las membranas.

	Paso 1	Paso 2	Paso 3
Agua (L)	685,50	4 691	685,50
Hipoclorito sódico (L) (10%)	0	224,41	0
Hidróxido Sódico(99%) (kg)	0	100,69	0

Para la limpieza, se necesitan 2 depósitos: un depósito donde se almacena la mezcla de los reactivos en disolución acuosa y otro depósito en el que se almacena el agua que será utilizada dos veces, una para el paso 1 y otra para el paso 3. El agua del paso 3 se reutiliza para la etapa 1 del siguiente ciclo de limpieza, mientras que el agua empleada en el paso 1 se deshecha y es recogida por el gestor de residuos. El depósito utilizado para la mezcla de reactivos diluidos en agua es el modelo DCS5500 (Biotanks, Alicante) con una capacidad de 5 500 L y para el agua destinada al aclarado es el modelo DCS1000 (Biotanks, Alicante) con una capacidad de 1 000 L.

6.3.6. Conexiones y valvulería

- **Conexiones: codos, reductores y manguitos en T**

Según el esquema del equipo de ultrafiltración (figura 26), es necesario utilizar conexiones para unir las tuberías entre sí. Las conexiones utilizadas son: manguitos en T o uniones en T, reducciones concéntricas y codos. Se selecciona el número de conexiones necesarias y del tamaño correspondiente a cada tubería. Todas las conexiones pertenecen al catálogo de la casa Dimasa. Para conectar el tramo A-B y B-C, es necesario utilizar reductores, codos y una unión en T en el punto B. Se han seleccionado dos codos modelo 60 902S/505 y el manguito en T modelo CTDXX273 de tamaño de 250 mm. Para poder conectar a este manguito en T la tubería del tramo A-B de 25 mm, es necesario utilizar primero el reductor modelo CRXX6033, para pasar de 25 a 50 mm de diámetro, seguido del reductor modelo CRX13960, que aumenta de 50 a 125 mm el diámetro y por último, el modelo CR273139 de 125 a 250 mm. Mientras que para los tramos B-C y K-B, que se conectan con la unión en T del punto B, se utiliza un reductor modelo CR355273 de 350 a 250 mm en ambos casos. En el punto C se utiliza una unión en T de tamaño 350 mm modelo CTDXX355. Para conectar este manguito con el tramo C-D, se utilizan dos reductores modelo CR355323 de 350 a 300 mm y dos codos modelo 61 902S/50E. Para conectar la tubería del tramo C-D con el punto D, se utilizan dos reductores modelos CR323273, para pasar de 300 a 225 mm de diámetro. Los manguitos en T utilizados son dos, modelo CTDXX219, de 225 mm. A la salida de la membrana, el alimento que se recircula sigue los mismos pasos pero de forma inversa, pasando de 225 mm de diámetro de la salida hasta 350 mm correspondientes al tramo K-B, donde finaliza la recirculación cerrada. Para el resto de tuberías se hace un proceso análogo. En las tablas 16, 17 y 18 se recogen los modelos de manguitos en T utilizados en cada punto y los reductores y codos necesarios para cada tramo. Las especificaciones se recogen en el anejo 2.

Tabla 16. Modelos de manguitos en T necesarios en la instalación de ultrafiltración.

Punto/tramo	modelo	unidades	Punto/tramo	modelo	unidades
B	CTDXX273	1	J	CTDXX355	1
C	CTDXX355	1	K	CTDXX273	1
D	CTDXX219	2	L	CTDXX355	1
F	CTXXXX27	2	A-B	CTDXXX33	2
G	CTXXXX27	1	L-O	CTDXX355	1
I	CTDXX219	2	O-N	CTDXXX33	1

Tabla 17. Modelos de codos necesarios en cada tramo de la instalación de ultrafiltración.

Tramo	Modelo de codos	unidades	Diámetro interior (mm)
A-B	609002/50I	4	25
C-D	609002/50R	2	300
D-E	609002/50Q	8	225
E _p -F	609002/50I	6	25
F-G	609002/50H	1	20
G-H	609002/50I	2	25
E _R -I	609002/50Q	4	225
I-J	609002/50R	2	300
J-K	609002/50S	2	350
L-N	609002/50I	2	25
M-N	609002/50I	1	25
O-N	609002/50I	1	25
L-M	609002/50S	1	350

En la tabla 18 aparece el número de unidades de reductores de cada modelo utilizados en cada punto. Para definir en qué posición del manguito en T se coloca el reductor, se nombra el punto que une el manguito en T con el tramo que precisa del reductor. Si no es necesario reductor no se escribe el tramo. Como no aparecen codos de 10 mm de diámetro ni de 15 mm de diámetro, se coloca entre la tubería y codo, por los dos lados, el modelo reductor CRXX3321 que reduce de 25 mm a 10 mm para el tramo L-M, por ello aparecen 3 reductores, 2 para el codo y uno para el manguito en T del punto L. Lo mismo para el segundo caso, en el que se utilizan dos reductores de 20 a 15 mm de diámetro, más los utilizados para los manguitos en T, suman 16 unidades (12 para los 6 codos y 4 para los manguitos en T)

Tabla 18. Modelo de reductores necesarios en cada punto.

Punto	tramo	modelo	Unidades
B	A-B	CRXX6033	1
	A-B	CRX13960	1
	A-B	CR273139	1
	B-K	CR355273	1
	B-C	CR355273	1
C	C-D	CR355323	2
D	C-D	CR323273	2
F	E _p -F	CRXX2721	16
G	G-H	CRXX3327	1
I	I-J	CR323273	2
J	I-J	CR355323	1
L	L-N	CR355273	1
	L-N	CR273139	1
	L-N	CRX13960	1
	L-N	CRXX6033	1
	L-N	CRXX3321	3

- **Válvulas**

Como el sistema se va a automatizar, es necesario utilizar válvulas electrónicas.

El sistema que comunicará a las válvulas que se abran o se cierren será mediante impulsos eléctricos. Para ello las válvulas elegidas son válvulas electrónicas tipo mariposa de la casa Festo, exceptuando las válvulas antirretorno (Var) que permanecen abiertas en todo momento y las válvulas V3, V11 y V12 utilizadas para cambiar las bombas y sus mantenimiento, que permanecen abiertas hasta el momento de mantenimiento. La elección se realiza en función del caudal y de la presión. En la tabla 19 se indican los modelos utilizados. Las especificaciones se recogen en el anejo 2.

Tabla 19. Modelos de válvulas utilizadas en cada tramo.

válvulas	modelo
V4,V5,V7,V8	VSNC-F-B52-D-G14-FN
Var1,Var2	HGL-D350
V1,V2,V3,V6,V10, V11, V12,V13,V _{DOSAL}	VSNC-FTC-M52-MD-G14-FN

6.3.7. Intercambiador de calor e instalación térmica

- **Intercambiador de calor**

Para mantener la temperatura óptima durante el proceso de producción o de limpieza, es necesario utilizar un intercambiador de calor para contrarrestar las pérdidas de calor a lo largo de la instalación por las tuberías. Los intercambiadores más usados en la industria de zumos son los intercambiadores tubulares y los de placas, en este caso, se selecciona un intercambiador tubular por su sencillez de montar y del mantenimiento, el modelo seleccionado es V-4(Sacome. Murcia) por tener la capacidad para tratar el Qrec y soportar la presión transmembranal de trabajo. El fluido térmico utilizado es agua.

- **Instalación térmica**

Se utiliza una caldera para calentar el fluido térmico utilizado en el intercambiador de calor y en las camisas calefactoras de los depósitos de limpieza con detergente y de alimento. Se elige la caldera modelo GFT-060 (Pirobloc, Barcelona) por tener la capacidad de calentar 500 L de fluido térmico. La propia caldera cuenta con un sistema de bombeo, tuberías, válvulas y conexiones para impulsar el fluido térmico al intercambiador y a las camisas calefactoras, diseñado todo por la empresa contratada para el diseño e instalación de la instalación térmica. El consumo eléctrico de la bomba viene incluido con el de la caldera.

6.3.8. Instrumentación

Es importante conocer en determinados tramos la presión, densidad, viscosidad, turbidez, temperatura y la composición del fluido. Para ello se utilizan los siguientes sensores y controladores, recogiendo en el anejo 2 las especificaciones de cada uno de ellos:

- **Sensores de presión**

La elección del manómetro se hace bajo la premisa de que mida la presión transmembranal. Como es necesario asegurarse de que la presión transmembranal en todo momento es la diseñada, se utiliza el manómetro MAN-ZF (Kobold, España). Mide presiones en el rango de 0-4 bares. Son necesarias 8 unidades, 4 manómetros a la salida de cada módulo de membranas y otros 4 a la entrada. La pérdida de presión a través del módulo es indicativa del ensuciamiento de la membrana, por lo que es una variable a controlar.

- **Sensores de nivel**

Las bombas impulsarán el caudal hasta que el nivel de sensor indique que el depósito está por debajo del nivel inferior. En este momento la bomba 1 o la bomba 2, según el proceso, deberá detenerse y se cerrará la válvula, Vdosal en el caso del proceso de producción, V9 en el paso 2 del proceso de limpieza y C10 en el paso 1 o 3 del proceso de limpieza. Para ello se utiliza el modelo LVCN414 (Omega, EEUU) tanto para el nivel superior como del inferior. Se utiliza en los depósitos de alimento, de permeado y de limpieza. En total son necesarios 2 por depósito. Puesto que hay 4 depósitos, se necesitan 8 sensores de nivel.

- **Sensores de temperatura**

Es necesario el control exhaustivo de la temperatura en el depósito de alimento durante la despectinización para que sea más efectiva. La temperatura óptima de la reacción enzimática es 50°C. Por encima de ella, las proteínas pueden llegar a desnaturalizarse y por debajo se reduce el rendimiento de la reacción. El depósito se calentará mediante una camisa de calefacción. El proceso de UF también se realiza a 50°C. El mismo control utilizado para el depósito de alimento se ha de aplicar al depósito de limpieza, puesto que la limpieza se ha de realizar a 50 °C. Además, se colocan sensores de temperatura a la salida de las membranas. Se utilizan 6 termopares modelo KHSS-G-RSC-300 (Omega, EEUU).

- **Sensor de caudal**

Para conocer el caudal se utiliza un caudalímetro. Se utilizan aguas debajo de las bombas. Como hay 3 bombas, se utilizan 3 caudalímetros modelo FPD 2000 (Omega, EEUU). Además, se colocan a la salida del permeado, como indicativo del correcto funcionamiento de la membrana.

Controladores

Como se pretende automatizar el sistema, se utilizan controladores. La elección del tipo de controlador dependerá de la variable a controlar. Para el caso de la temperatura en el depósito de despectinización y el depósito de limpieza, el control es PID. Para el caudal, se utilizará un controlador tipo PI y para el nivel del tanque, se utiliza un control todo o nada. El control a utilizar es por realimentación. Todos los equipos de control seleccionados vienen acompañados con los transmisores que informarán al equipo de control la variable medida por el sensor.

- PID: el control PID se compone de controlador proporcional, integral y derivativo. Gracias a la acción integral, siempre se alcanza la consigna de entrada. En el caso de la temperatura, la consigna de entrada es la temperatura del tanque durante la

despectinización, 50°C, durante la UF, 50°C y durante la limpieza, 50°C. En el caso de la presión, la consigna de entrada es la presión transmembranal, 0,85 bares. El controlador utilizado para la presión es el modelo series 4300 (Norriseal, EEUU) y el controlador utilizado para la temperatura es Cal Control 9500 (Cole-Parmer, EEUU).

- PI: el control PI es un control rápido, no se genera off-set, pero es lento debido a que no hay una acción derivativa. Se utiliza para controlar el caudal de las bombas. Se utiliza el modelo 8030 (Burket, España).
- Todo o nada: es el control utilizado para las válvulas electrónicas. Dejarán pasar todo el caudal o quedarán cerradas en función del tipo de limpieza y de si está produciendo. Para los sensores de nivel inferior, una vez que el nivel del depósito esté por debajo del sensor, la válvula se cerrará, lo mismo para los sensores de nivel superior. El modelo seleccionado es 2001NB/2001E (Norriseal, EEUU).

6.3.9. Diseño de las bombas

Para seleccionar la bomba más adecuada, primero se calculará la altura necesaria que ha de aportar la bomba y luego se seleccionará la bomba más idónea del mercado.

La bomba se encarga de impulsar el fluido que circula por ella, pudiendo darle velocidad y presión. En el diseño hay 3 bombas (figura 26). Cada una está diseñada para una función distinta. Para diseñarla es necesario conocer qué caudal ha de impulsar, qué presión ha de dar y qué altura ha de alcanzar. Para conocer la altura es necesario incluir las pérdidas primarias y secundarias de toda la instalación. Las pérdidas primarias o de fricción son las pérdidas en las tuberías y membranas; las pérdidas secundarias son las pérdidas en las conexiones, en las válvulas y en los instrumentos de medida. Para simplificar, se han despreciado las pérdidas en los instrumentos de medida. Para todas las conexiones, exceptuando los reductores, se ha calculado la velocidad exacta que circula en cada conexión. La velocidad ha variado debido a varios factores:

- los manguitos en T conectan distintas tuberías, cada una con un diámetro distinto y por ello, una velocidad distinta,
- para tuberías de un diámetro determinado no existían codos de ese tamaño.

Además, se han tenido en cuenta las pérdidas de presión del fluido de limpieza en la salida del depósito de alimento para el cálculo de la bomba 1. Cada bomba debe de aportar las pérdidas que se dan en el tramo en que impulsa el caudal. Para el cálculo de las pérdidas en la disolución de limpieza, se toma como densidad y viscosidad la del agua a temperatura de 50°C, debido a que las disoluciones están bastantes diluidas. Los cálculos de las pérdidas de carga se detallan en el anejo 1.

La bomba 1 ha de impulsar el caudal de limpieza (2,742 m³/h) a una altura de 10,35 metros. La bomba seleccionada es el modelo de bomba CB 100M (Saci, España) tipo centrifuga. La bomba

2 ha de impulsar el caudal de alimento ($2,742 \text{ m}^3/\text{h}$) a una altura de 25,58 metros. La bomba seleccionada es una bomba centrífuga modelo K20-M (Saci, España). La bomba 3, se encarga de impulsar el caudal de recirculación ($849,6 \text{ m}^3/\text{h}$) a una altura de 24,587 metros. Como el caudal de recirculación es muy grande, el catálogo Saci no oferta bombas con ese caudal, por ello, se utiliza el modelo EKN 250-29 (Emica, Valencia).

6.3.10. Procedimiento

Una vez conocida toda la instalación del equipo ultrafiltración, el procedimiento a seguir para la producción de zumo clarificado de manzana a partir de zumo bruto de manzana es el siguiente:

- Primero, se abre la válvula Vdosal que permite el paso del alimento desde el tanque de alimento al sistema en el cual se ha mantenido despectinizándose y se abre V1 y V3, manteniendo cerrada la válvula V2. Estas válvulas permanecen abiertas hasta que el sensor de nivel inferior detecte que el nivel del depósito de alimento está por debajo.
- Segundo, el alimento es impulsado por la bomba 2 encargada de otorgar la presión transmembranal del sistema de ultrafiltración y se enciende el intercambiador de calor.
- Tercero, el alimento, antes de entrar en los módulos de membrana, atraviesa la bomba 3 la cual le otorga la velocidad y las pérdidas de carga del módulo de membrana.
- Cuarto, el alimento se divide en 4 corrientes, entrando cada una a cada uno de los módulos de ultrafiltración.
- Quinto, el permeado del zumo clarificado de manzana se recoge en un depósito de permeado.
- Sexto, el rechazo se recircula hasta la entrada de la membrana, para ello la válvula V4, permanece abierta, mientras que el resto de válvulas permanecen cerradas.
- Séptimo, una vez haya pasado el tiempo de operación (420 minutos), se cierra la válvula V4 y se abren las válvulas V5 y V6, circulando el rechazo al depósito de alimento donde se mezclará con la siguiente etapa de despectinización, puesto que contiene las enzimas empleadas.

Para facilitar la comprensión del diseño del equipo de ultrafiltración, la figura 29, es una representación mediante Autocad Plant 3D, en vista isométrica.

En la figura 29, se han utilizado los colores para identificar los distintos tamaños en las tuberías y lo que almacena el depósito.

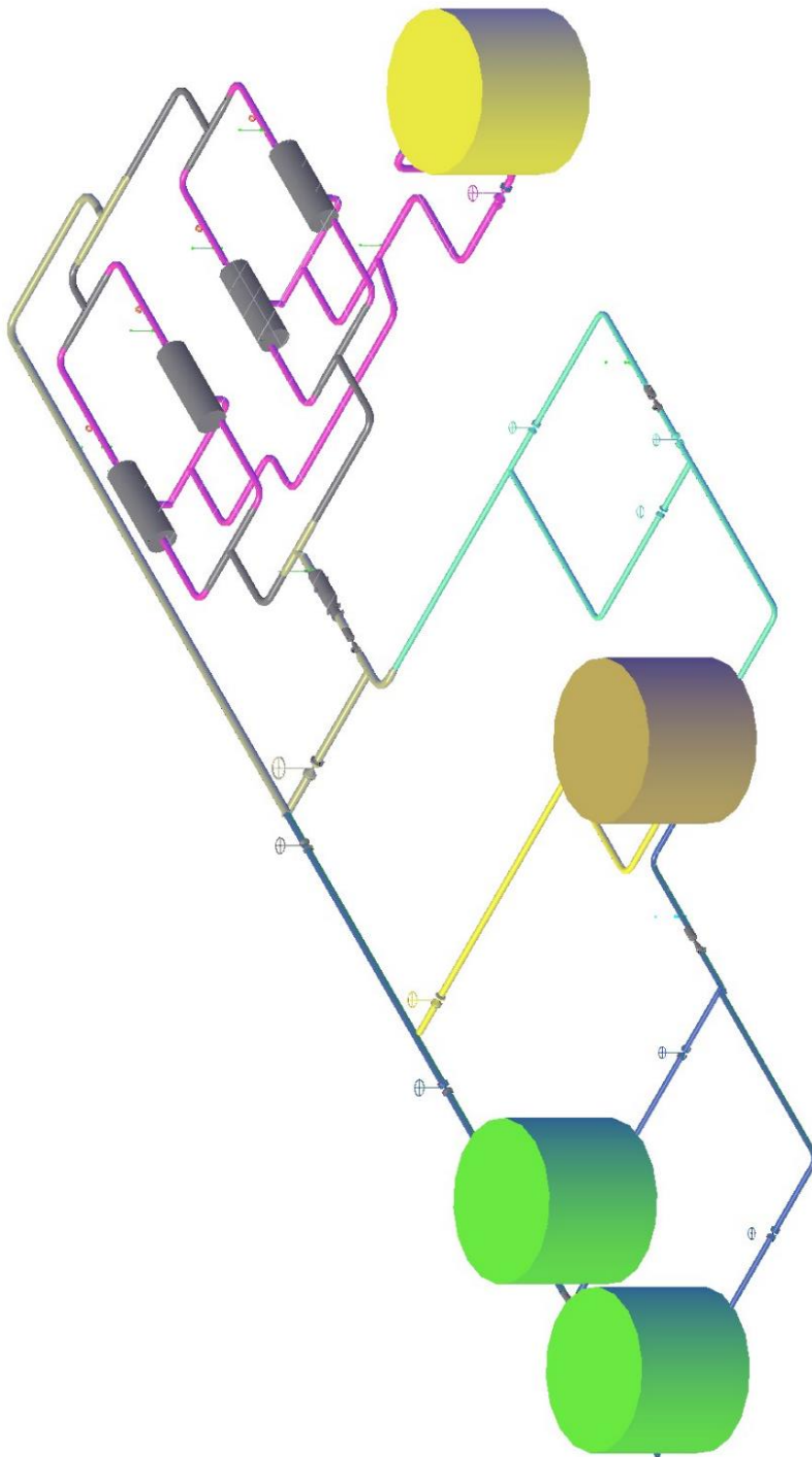


Figura 29. Representación isométrica del equipo de ultrafiltración mediante Autocad Plant 3D. El depósito verde almacena el agua de aclarado y el depósito rojo almacena la mezcla de reactivos con agua. El depósito marrón almacena el alimento y el amarillo recoge el permeado. Las bombas y las membranas son de color gris oscuro. Las válvulas están acopladas a cada tubería, teniendo el mismo color correspondiente al tamaño de la tubería. Además, a la salida de la membrana hay manómetros y caudalímetros de color rojo y verde, respectivamente

6.3.11. Automatización de la planta

Debido a la facilidad de los equipos de membranas de ser automatizados, se realiza el grafo o diagrama funcional normalizado del proceso. Siendo el tipo 1 el proceso de producción, el tipo 2 el proceso de aclarado y el tipo 3 el proceso de limpieza. Para poder ser puesto en práctica, las válvulas, bombas y sensores han de ser controlados por un Controlador Lógico Programable (PLC). El grafo diseñado es el de la figura 30. La tabla 20 es una leyenda de las señales para el control del automatismo.

Tabla 20. Señales del control del automatismo

SÍMBOLO	DESCRIPCIÓN
TIPO	Variable de PLC que almacena el valor 1, 2 o 3 según el tipo de proceso a realizar.
PID1_ON	Activa el control de temperatura del tanque de alimento.
PID2_ON	Activa el control de temperatura del tanque de limpieza.
Tref_PID1	La temperatura del alimento está controlada en 50°C.
Tref_PID2	La temperatura de la disolución de limpieza está controlada en 50°C.
IntCal	Activa el intercambiador de calor
B1,B2,B3	Activa la bomba correspondiente para impulsar el fluido.
V1,V2,V3, V4,V5,V6, V7,V8,V9, V10	Válvulas electrónicas que permiten el trasiego del fluido por la tubería.
Vdosal	Válvula electrónica que regula la salida de alimento del tanque de alimento.
NBA	Sensor de nivel bajo del tanque de alimento.
NBLimp	Sensor de nivel bajo del tanque de limpieza.
Alarma1	Activa una alarma en el proceso de producción debido a que la presión transmembranal es distinta a $0,85 \pm 0,1$ bar o la temperatura es distinta a 50 ± 5 °C o el caudal de permeado es distinto a $2\ 604,92 \pm 100$ litro/h
Alarma2	Activa una alarma en el proceso de limpieza debido a que la presión transmembranal es distinta a $0,85 \pm 0,1$ bar o la temperatura es distinta a 50 ± 5 °C.

Para el tipo=1 (proceso de producción), una vez el tanque una vez haya alcanzado la temperatura óptima de reacción enzimática (Tref_PID1), se mantiene a esa temperatura durante 2 horas. La válvula de dosificación de alimento (Vdosal) permanecerá abierta hasta que el sensor de nivel bajo (NBA) no detecte señal, cerrándose. Las válvulas aguas arriba de las bombas, no se cierran hasta que las bombas se hayan cerrado y al finalizar las 7 horas de producción, se dejan 0,5 minutos una vez ha acabado el proceso para vaciar el circuito. Para el tipo=2 (aclarado con agua) con una duración de 15 minutos, la válvula 10 se cierra una vez pasados 14 minutos o se haya cerrado la bomba 1. Para el tipo=3 (proceso de limpieza), una vez la disolución de limpieza alcanza la temperatura de referencia del proceso de limpieza (Tref_PID2), la disolución es impulsada por la bomba 1 hacia el tanque de alimento y luego por la B2 al sistema de recirculación cerrada donde se mantiene 30 minutos. Se dejan 0,5 minutos para vaciar el circuito.

Se diseña una alarma para poder solucionar problemas derivados a variaciones en las condiciones de operación, si la presión o el caudal no es el adecuado en el proceso de producción

Diseño de un proceso de clarificación de zumo de manzana utilizando tecnología de membranas para producir 2500 kg/h de zumo clarificado

durante 5 minutos, el sistema de recirculación cerrada se detendrá. Una vez se solucione el problema, la alarma se desactiva. Lo mismo ocurre para el proceso de limpieza.

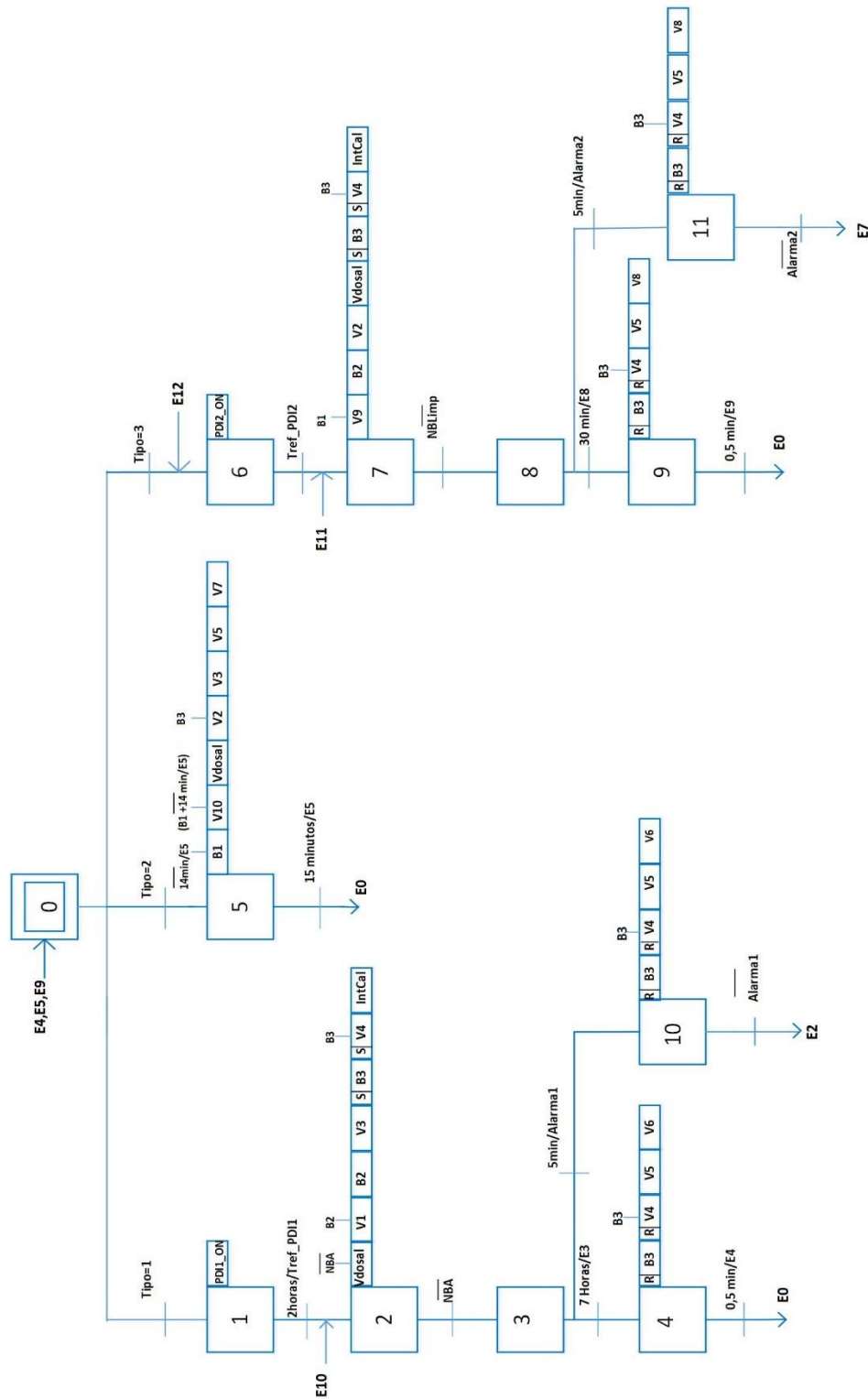


Figura 30. Diagrama funcional normalizado del proceso del sistema de ultrafiltración

6.3.12. Sistema de control de calidad

El sistema de control de calidad se basa en la toma de muestra gradual antes de entrar a la membrana y a la salida en el permeado. Las muestras se tomarán cada hora para llevar un control más riguroso. Las muestras serán de 200 mL y se recogerán con un vaso de 0,25 L. Cada vaso ha de ser lavado previamente a su uso.

El control de los sólidos solubles, turbidez, viscosidad y acidez total precisa de realizar ensayos, para así controlar los parámetros característicos y poder tomar decisiones ante desviaciones. Para cada ensayo de control se utiliza la siguiente instrumentación:

- Turbidez: Se utiliza el modelo de nefelómetro C-102 (PCE-Ibérica, España) [22].
- Viscosidad: se utiliza un viscosímetro modelo Viscobasic+L (Fungilab S.A, España) [23].
- Sólidos solubles: se utiliza el refractómetro modelo KPR-2000 automatic (Shimadzu, Japón) [22].
- Acidez total: se utiliza el pH-metro modelo CRISON GLP21 (Fungilab, España) [23].

Se realizarán análisis de la misma muestra 3 veces para cada ensayo, para así tener más resultados con los que poder estudiar valores estadísticos.

6.3.13. Sistema de prevención de riesgos

En la planta pueden suceder dos tipos de riesgos: eléctrico y químico

Las sustancias peligrosas son el hipoclorito sódico y el hidróxido sódico. Ver en el anejo 4 las fichas de seguridad (FDS), donde se puede ver la peligrosidad de cada sustancia y las indicaciones de peligro, así como los consejos de prudencia.

Tabla 21. Resumen de la identificación de los peligros de cada sustancia

	pictograma	Clasificación
Hipoclorito sódico		Irritante Peligrosa para el medio ambiente
Hidróxido sódico		Corrosivo

El riesgo aparece en el tratamiento de estas sustancias al rellenar los depósitos de limpieza correspondientes y ante vertidos. Para evitar problemas derivados con gases emitidos por las sustancias, se utilizan extractores o ventiladores. Los equipos de protección individual (EPIs) vienen determinados por las características de los productos que se pueden encontrar en las FDS adjuntas.

El almacenamiento de hipoclorito sódico se realiza en garrafas de 25 litros en estanterías, a temperatura ambiente y bien cerradas, y el almacenamiento del hidróxido sódico, se realizará en depósitos no metálicos, a temperatura ambiente y bien cerrados.

Las medidas a adoptar como prevención de riesgos eléctricos son:

- Deberá evitarse la utilización de bases múltiples y nunca emplear ladrones.
- No quitar nunca la puesta a tierra a los equipos e instalaciones.
- No retirar nunca los recubrimientos o aislamientos de las partes activas de los sistemas.
- No se deberá manipular nunca ningún elemento eléctrico con tensión en ambientes húmedos o mojados accidentalmente y siempre, estando en locales de características especiales, mientras no se esté equipado con los medios de protección personal necesarios.
- No realizar nunca operaciones en líneas eléctricas, cuadros, centros de transformación o equipos eléctricos si no se posee la formación necesaria para ello.

Las medidas a utilizar según la Ley 31/1995 de Prevención de riesgos laborales son:

- Casco de seguridad aislante.
- Gafas de seguridad o pantalla adecuadas al arco eléctrico.
- Guantes de protección contra arco eléctrico.
- Formar con talleres a los trabajadores sobre la peligrosidad.
- Calzado y ropa de seguridad.

7. Estudio económico

En este apartado se analizan los costes de operación de este proyecto y se realiza un análisis económico. Existen dos tipos de costes:

-Costes fijos: amortización de la instalación.

-Costes variables: se incluyen el consumo de materia prima, de agua, de productos de limpieza, de mano de obra, de envasado, de consumo energético y mantenimiento, de reposición de las membranas, de las enzimas y de la gestión de los residuos generados.

El objetivo es conocer si el proyecto es rentable económicamente.

7.1 Introducción

Se ha tomado como referencia para los cálculos una producción de zumo de manzana anual. La planta opera 260 días al año.

El tiempo de producción es de 7 horas para el sistema de filtración mediante membranas y de 8 horas para las etapas previas, mientras que el tiempo de limpieza tiene una duración de 1 hora. Por lo tanto, el tiempo de operación es de 16 horas por día. Como se obtiene un caudal de permeado de 2 604,92 L/hora, y se producen durante las 7 horas que dura la etapa de filtración mediante membranas, la producción asciende a 18 234 L de zumo de manzana al día.

7.2. Costes de explotación

7.2.1. Costes fijos

- Amortización

La amortización es el cociente entre la inversión inicial o presupuesto de base de licitación para llevar a cabo el proyecto y el número de años en los que se rentabilizará. El número de años medio de una instalación de tipo industrial son 15 años, por ello la amortización representa **39.930,93 €/año**, teniendo en cuenta que la inversión inicial es de **598 963,96 €**, calculada en el documento PRESUPUESTO.

7.2.2. Costes variables

- Coste de las enzimas

El complejo enzimático utilizado es una mezcla de enzimas de tipo pectinasa y amilasa. La cantidad de pectinasa necesaria por día son 20,12 kg y la cantidad de amilasa son 16,09 kg. Las enzimas se recuperan en la corriente concentrada del proceso de membranas y se recirculan al tanque de despectinización para el siguiente lote. No obstante, se pierde en torno a un 5 % de los enzimas debido a la capa de ensuciamiento de la membrana [3], teniendo que reponer por cada lote un 5 % de cada tipo. La cantidad a reponer en cada lote asciende a 1,006 kg de

pectinasa y 0,804 kg de amilasa. Como se produce un lote por día, anualmente la cantidad que se consume de pectinasa es de 281,68 kg y la cantidad de amilasa es de 225,13 kg. El precio de la pectinasa es 20€/kg (Biocon, India) y el precio de la amilasa (Biocon, India) es de 38€/kg, por lo que el coste anual de las enzimas asciende a **14 188,54**

- Coste de la reposición de las membranas

Las membranas del módulo M-22P1960, tienen una vida media de 7 años. Como la vida de la instalación es de 15 años, se cambian 2,14 veces. Lo que se debe cambiar son las membranas, pero no los módulos. Como hay 22 membranas por cada módulo, hay 88 membranas en total en la instalación y cada membrana tiene un coste de 616,85 €, el coste total durante los 15 años por reposición de las membranas asciende a 115 788,55 €, lo que equivale a un coste anual de **7 719,23 €**.

- Coste de la materia prima

El precio anual de la manzana comprada directamente al agricultor es de 0,35 €/kg, incluyendo en él las variaciones de los costes debido al clima o por importarla de países sudamericanos como Argentina o Chile y así producir todo el año.

Se necesitan al día 26 817 kg de manzanas, como se ha calculado en el diseño de las etapas previas en la memoria, el coste de la materia prima al día es 27 889,68 € y el coste anual es **2 440 347,00 €**. En el apartado 6.1. de la memoria, se detalla el cálculo de la cantidad de manzana requerida en el proceso.

- Coste de los productos de limpieza

Los productos de limpieza se almacenarán y se diluirán en agua una vez vaya a comenzar la operación de limpieza. Una vez finaliza la operación de limpieza, se recogen y se almacenan en el depósito de limpieza hasta el siguiente uso. La mezcla de reactivos de limpieza diluidos en agua puede reutilizarse hasta 5 veces, es decir, se debe preparar una mezcla de reactivos por semana.

Para cada etapa de limpieza por medio del protocolo descrito en el apartado 6.2.5. de la memoria, se necesitan 100,00 kg de perlas de NaOH al 99% y 249,1 kg de NaClO al 10%. Las perlas de hidróxido sódico se compran por bolsas de 25 kg y el hipoclorito sódico se compra por garrafas de 25 kg. Se necesitan 208 bolsas de perlas de hidróxido sódico y 520 garrafas de hipoclorito sódico al año. Los precios unitarios, cantidades y precios totales se indican en la tabla 22.

Tabla 22. Precios unitarios, cantidades y precios totales de los productos de limpieza.

Producto	Unidad	Cantidad	Precio unitario (€)	Precio total (€/año)
Hidróxido Sódico perlas 99%, sacos 25 kg	Unidad	208	33,00	6 864,00
Hipoclorito Sódico Hipo 4 CAS 7681-52-0 10%, garrafas de 25 kg	Unidad	520	25,00	13 000,0
Total				19 864,00

- Coste de consumo de agua

La cantidad de agua total consumida en la instalación es la suma del agua gastada para la limpieza del sistema de ultrafiltración y para la limpieza de la manzana en la lavadora de fruta. El agua de la lavadora de fruta se recircula una vez es filtrada por un filtro convencional que tiene incorporado la misma lavadora de fruta, necesitando 50 L de agua para cada lote. El agua se cambia una vez cada semana.

El agua necesaria en el protocolo de limpieza de las membranas para la etapa de aclarado es de 685,50 L por día, siendo necesarios 3 427,52 L por semana y el agua necesaria para diluir la mezcla de productos de limpieza es 4 691,21 L por semana. Los cálculos se han realizado en el apartado de limpieza en el anejo 2.

El consumo de agua total anual es 422 173,96 L. Si el coste medio del agua en España es 1,45 €/m³, el coste económico anual de agua es **612,15 €**.

- Coste de mano de obra

Es necesario el control de la producción, así como del mantenimiento de la planta industrial. Para ello, se contrata a dos técnicos de laboratorio que realicen ensayos del zumo de manzana producido y a dos técnicos industriales, que dedican la mitad de su jornada laboral a controlar el proceso y llevar a cabo un mantenimiento correcto. Por ello, el salario que repercute del técnico industrial es la mitad del total. Como el total es 1 470 €, el salario de cada técnico industrial será la mitad esa cantidad. Todas las decisiones relacionadas con la producción tienen que ser tomadas por un jefe de planta, quién dedica un 50 % de su tiempo a la producción. Si el salario mensual es 1 936, repercute en la producción del zumo de manzana un salario de 968,00 €. Se necesita una correcta administración de la producción, así como personal dedicado a recibir visitas de comerciales. Para ello, un administrativo de la empresa emplea el 30 % de su tiempo indirectamente a la producción de la manzana. Si el sueldo mensual es de 1 189,45, el salario que repercute en la producción será 356,70 €. En la tabla 23 se indican los costes por mano de obra relacionados con la producción, el control y la administración.

Tabla 23. Coste por mano de obra relacionada con la producción y el control

Mano de Obra	Cantidad	Salario mensual por persona (€/mes·persona)	Salario anual (€/año)
Técnico de laboratorio	2	1 332,00	31 968,00
Técnico industrial	1	1 470,00	17 640,00
Jefe de Planta	0,5	1 936,00	11 616,00
Administrativo	0,30	1 185,00	4 280,00
Total			65 504,40

- Coste de mantenimiento

El mantenimiento es esencial para el correcto funcionamiento de la instalación. Se realizan revisiones de cada una de las maquinarias y de las membranas cada 3 meses durante los fines de semana. El coste del mantenimiento es del 7 % del precio de coste del equipo industrial y de las membranas, suponiendo un coste anual de **6 221,14 €**.

- Coste de envasado

El zumo de manzana se envasa en depósitos de 3.000 L modelo DVA-30290 (Lapesa, España). Como se producen al día 18 234,44 L, y, por seguridad, se deja un espacio libre del 20% del depósito, se necesitan 7 depósitos. Se acuerda con las empresas un sistema de reutilización del producto, generando menos residuos y abaratando costes. Los depósitos se renovarán cada 25 semanas por cualquier daño generado en el transporte, renovándose 2,08 veces al año. Si el coste de un depósito es de 1 882,65 €, el coste anual será **27 411,38 €**.

- Coste de consumo energético

Para calcular el coste de consumo energético es necesario contar toda la maquinaria utilizada, desde las etapas previas y posteriores al sistema de ultrafiltración hasta el consumo realizado por las bombas del equipo de ultrafiltración.

El coste de la luz varía en función de las horas y del día, siendo el intervalo de tiempo entre las 14:00-16:00 y 21:00-23:00 las horas más caras del día. El valor utilizado es el coste medio del día según la tarifa industrial 0,055 €/kWh (www.iberelectrica.com). En la tabla 24 se indican las potencias de cada equipo, las horas de trabajo de cada uno y los costes diarios y anuales de cada uno de ellos debidos al consumo de energía.

Tabla 24. Potencias, horas diarias y costes de cada equipo.

Equipo	kW	Horas diarias	Coste diario (€/día)	Coste anual (€/año)
BOMBA CB 10M	0,75	1	0,04	10,73
BOMBA K20-M	0,81	2	0,09	23,17
BOMBA EKN250-29	5,4	8	2,38	617,76
FILTRO PRENSA 100P2	1,75	7	0,67	175,18
BOMBA MASA GAMMA80	1,85	7	0,71	185,19
BANDA TRANSPORTADORA JT2300	0,25	7	0,10	25,03
MOLINO FRUTA 100P2	5,5	7	2,12	550,55
LAVADORA DE FRUTA JP6000	1,1	7	0,42	110,11
VOLCADOR DE CAJONES JK500	0,5	7	0,19	50,05
CALDERA GFT-060	756	7,5	626,25	162 825,34
LLENADORA BIDONES SP1	0,75	7	0,29	75,08
Intercambiador de calor INOX V4	9,49	7,5	3,91	1 017,80
Total				166 335,54

- Coste de gestión de residuos generados

Los residuos generados en la instalación son la pulpa de manzana y los residuos de disoluciones de limpieza. El agua de aclarado y el agua utilizada en la lavadora de fruta, se destinan a riego, pues están suficientemente diluidas y cumplen los estándares.

Por otro lado, la pulpa de manzana se destina a consumo animal. Finalmente, los residuos de disoluciones de limpieza son recogidos por un gestor de residuos. El gestor, recoge mensualmente los residuos de limpieza, por un precio mensual de 341,80 €. Anualmente, el coste de gestión de residuos generados asciende a **4 101,60€**

7.2.3. Resumen de los costes de explotación

El coste de explotación se indica en la tabla 25.

Tabla 25. Resumen de los costes de explotación

Tipo de coste	Concepto	Coste anual (€/año)
Variable	Mano de obra	65 504,00
	Mantenimiento	6 221,14
	Energía	166 335,54
	Envases	27 411,38
	Agua	612,15
	Materia prima	2 440 347,00
	Limpieza	19 864,00
	Enzimas	14 188,54
	Reposición membranas	7 719,23
	Gestión de Residuos	4 101,60
	Fijo	Amortización
Total		2 792 235,51

7.3. Ingresos totales

Los ingresos se deben a la venta al por mayor de zumo de manzana a embotelladoras.

El litro de zumo de manzana se comercializa en pedidos mínimos de 3.000 litros, vendiendo el litro a 0,63 €. La producción diaria de zumo de manzana es de 18 234,44 litros, produciendo anualmente 4 740 954,4 litros. Los ingresos son **2 986 801,27 €**.

7.4. Análisis económico

Para realizar un análisis económico, a continuación se calculan los Beneficios Netos, el Período de Recuperación del Capital (PRC), el Valor Actual Neto (VAN) y la Tasa interna de Rendimiento (TIR).

Beneficio Bruto = Ingresos Totales – Costes Totales= 2 986 801,27 – 2 792 235,51

Beneficio Bruto = 194 565,76€/año

- Impuestos = 35%·Beneficio Bruto = 68 098,16 €/año

- **Beneficio Neto = (Beneficio Bruto + Amortización) - Impuestos**

$$\text{Beneficio Neto} = 166\,398,75 \text{ €/año}$$

- **Período de Recuperación del Capital:** es el tiempo en el que se recuperará la inversión realizada en el proyecto, se calcula utilizando la ecuación 17 y con las siguientes consideraciones:

$$PRC = \frac{\text{Inversión}}{\text{Beneficio Neto}} \quad (17)$$

Como la inversión inicial es 598 963,96 € y el Beneficio Neto es 166 398,75 €, el PRC es 3,60 años, lo que equivale en semanas a 187,58 y en días a 937,93 días.

-**Valor Actual Neto (VAN):** Es un criterio de inversión que consiste en actualizar los cobros y pagos de un proyecto para conocer cuánto se va a ganar o perder con esa inversión. En el año 0, como no se produce, el beneficio neto es negativo, correspondiendo a la inversión inicial del proyecto. En la tabla 26, se indican los cálculos del VAN. Se recogen la evolución del valor actual neto para un interés del 0,1, habiendo considerado un Beneficio Neto constante cada año de producción. Se calcula utilizando la ecuación 18.

$$VAN = \sum \frac{\text{Beneficio Neto } (t)}{(1+i)^t} \quad (18)$$

Tabla 26. Cálculos del VAN

t(años)	1/(1+i) ^t	Beneficio neto (t)
0	1,000	-598 963,96
1	0,909	183 038,63
2	0,826	201 342,49
3	0,751	221 476,74
4	0,683	243 624,41
5	0,621	267 986,85
6	0,564	294 785,54
7	0,513	324 264,09
8	0,467	356 690,50
9	0,424	392 359,55
10	0,386	431 595,50
11	0,350	474 755,05
12	0,319	522 230,56
13	0,290	574 453,61
14	0,263	631 898,98
TOTAL		4 521 538,53

Siendo el Valor Actual Neto a los 15 años un **4 521 538,53€**. Al ser positivo, generará beneficios.

- Tasa Interna de Rendimiento (TIR): es la tasa de interés o rentabilidad que ofrece una inversión. Es decir, es el porcentaje de beneficio o pérdidas que tendrá una inversión para las cantidades que no se han retirado del proyecto. También se define como el valor de la tasa de descuento que hace que el VAN sea igual a cero. Igualando la ecuación 18 a 0. El TIR resultante es del **39%**. A mayor TIR, mayor rentabilidad genera el proyecto, por lo tanto, un TIR del 39 % indica una rentabilidad alta.

7.5. Comparación de beneficios entre el proceso Convencional y el proceso de Tecnología de membranas

El beneficio en el ejercicio del 2009 obtenido por la venta del zumo de manzana aplicando el método convencional por la empresa de J. García Carrión por litro fue del 0,031 €/l (garcíacarrión.es) y el beneficio aplicando el proceso de Tecnología de Membranas es del 0,037€/l, obtenido al dividir el beneficio neto anual entre la cantidad de litros producida anualmente. Esto se debe a las ventajas del proceso de tecnología por membranas son mayores respecto al convencional, como se ha indicado en el apartado 3.4.3, tiene un menor consumo energético, las condiciones de operación son mejores al poderse reutilizar las enzimas.

7.6. Viabilidad del Proyecto

Mediante los indicadores económicos calculados en el apartado 7.4, se puede conocer si el proyecto es viable y los beneficios que genera.

El proyecto, al tener un VAN > 0, genera beneficios. El porcentaje de beneficio será del 39 %. La inversión se recuperará en 3,60 años, lo que indica una liquidez media del proyecto.

El Beneficio Neto anual es de 166 398,75€, obteniendo mayor beneficio por litro que el obtenido por el método convencional en la empresa García Carrión.

Por todo lo mencionado, se considera viable este proyecto y más rentable desde el punto de vista económico que el proceso convencional de elaboración de zumo de manzana clarificado y desde el punto medio ambiental es menos dañino al generar menos residuos debido a que se ha suprimido la utilización de tierras de diatomea, lo que implicaba desechar las enzimas y tratar todos los rechazos producidos cada día porque no se puede reutilizar las enzimas debido a las tierras de diatomea.

8. Conclusiones

- La membrana de ultrafiltración y las condiciones de operación elegidas tras la revisión bibliográfica son las que presentan mayor densidad media de flujo de permeado ($82,434 \text{ l/hm}^2$) y mayor factor de reducción de volumen (20), así como mayor calidad del zumo clarificado, tratándose de la membrana M-3P1960 (Pall, EEUU) de 30.000 Da de umbral de corte molecular operando a una presión transmembranal de 0,85 bares, una velocidad tangencial de 5 m/s y una temperatura de 50 °C.
- Para una producción de 2500 kg/h de zumo de manzana clarificado son necesarios 29,076 m² de membrana, para lo que se ha seleccionado el módulo de membranas comercial modelo M-22P1960 (Pall, EEUU), compuesto por 22 membranas y 19 canales. Son necesarios 4 módulos de membranas.
- El modo de operación seleccionado es recirculación cerrada, pues es el que requiere el menor área de membrana y en menor consumo de energía.
- Se ha considerado una duración para el proceso de ultrafiltración de 7 horas, mientras que el proceso de limpieza dura 1 hora y consta de las siguientes etapas: un aclarado con agua a temperatura ambiente con una duración de 0,25 horas, una limpieza en circuito cerrado utilizando hipoclorito sódico (0,5 % w/w) e hidróxido sódico (2 % w/w) diluidos en agua, con una duración de 0,5 horas y otro aclarado agua, con una duración de 0,25 horas.
- Las unidades necesarias para poder realizar el proceso, en la secuencia de orden del proceso hasta el proceso de ultrafiltración, son: un volcador de cajones, una lavadora de fruta, una banda transportadora, un molino de fruta, una bomba de masa y un filtro prensa. La unidad posterior es una embotelladora
- Con el proceso propuesto se generan beneficios de 166 398,75€ anuales, con una tasa de rentabilidad del 37,00%, y recuperando la inversión inicial de 598 963,96 € en 3,60 años
- Tras la realización del proyecto se ha demostrado que el proceso diseñado presenta mejores resultados que el convencional, puesto que:
 - Se generan menos residuos y menor contaminación al medio ambiente al poder recuperar las enzimas utilizadas y destinar los residuos (pulpa y piel de la manzana) a la alimentación animal. En el proceso convencional la torta de filtración que contiene las tierras de diatomeas no se puede reutilizar. En el proceso propuesto los únicos residuos a tratar los producidos por la limpieza de las membranas.
 - El beneficio por litro del proyecto es de 0,037€/l, un aumento del 0,006 €/l. Si la producción es la prevista, el aumento de beneficio anual será de 28 445,73 €.

La tecnología de membranas, como se ha demostrado, acabará sustituyendo los sistemas convencionales por sus múltiples ventajas, quedando obsoleto el sistema convencional.

9. Bibliografía

- [1] Producción de manzana a nivel mundial (2017). Faostat: Producción de manzana. Recuperado de <http://www.fao.org>
- [2] El mercado de los zumos (2016). Asozumos: el mercado de los zumos (Madrid, España). Recuperado de <http://www.asozumos.org/>
- [3] S. Álvarez, F.A. Riera, R. Álvarez, J. Coca (1999). A new integrated membrane process for producing clarified apple juice and apple juice aroma concentrate. *Jornal of Food Engineering* 46, 109-205.
- [4] S. Álvarez, R. Alvarez, F.A. Riera, J. Coca (1996). Influence of depectinization on apple juice ultrafiltration. *Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects* 138, 377-382.
- [5] In a jam and out of fruit (2010). *Materials and enzymes* (Reading, UK). Recuperado de <http://www.ncbe.reading.ac.uk>
- [6] A. Cassano, Membrane Processing. Fruit juices. En Walton, Maurice (A.Y. Tamime, UK), *Membrane Processing*. Westmorland: Appleby (262-281)
- [7] Jun Li, Zhengfu Wang, Yiqiang Ge (2006). Clarification and sterilization of raw depectinized apple juice by ceramic ultrafiltration membranes. *Science of Food and Agriculture* 86, 148-155.
- [8] Diana T. Constenla and Jorge E. Lozano (1995). Predicting Stationary Permeate Flux in the Ultrafiltration of Apple Juice. *Lebensm-Wiss u.-Technol.* 29, 587-592.
- [9] G.T. Vladislavljevi, P. Vukosavljevi, B. Bukvi (2002). Permeate flux and fouling resistance in ultrafiltration of depectinized apple juice using ceramic membranes *Jornal of Food Engineering* 60, 241-247.
- [10] Reglamento 761/2001. Recuperado de <https://www.boe.es/buscar/doc.php?id=DOUE-L-2001-81024>
- [11] Real Decreto-Ley 2013/10611-7. Recuperado de https://www.boe.es/diario_boe/txt.php?id=BOE-A-2013-10611
- [12] Reglamento de Ejecución 543/2011. Recuperado de <https://www.boe.es/doue/2011/157/L00001-00163.pdf>
- [13] Real Decreto-Ley 849/1986. Recuperado de <https://www.boe.es/buscar/act.php?id=BOE-A-1986-10638>
- [14] Real Decreto-Ley 11/1995. Recuperado de

- <https://www.boe.es/buscar/doc.php?id=BOE-A-1995-27963>
- [15] Ley 31/1995. Recuperado de
https://boe.es/diario_boe/txt.php?id=BOE-A-1995-24292
- [16] Directiva 89/391/CE. Recuperado de
<http://eurlex.europa.eu/LexUriServ/LexUriServ.do?uri=CONSLEG:1989L0391:20081211:ES:PDF>
- [17] Real Decreto 1254/1999. Recuperado de
https://www.boe.es/diario_boe/txt.php?id=BOE-A-1999-15798
- [18] Real Decreto 363/1995. Recuperado de
<https://www.boe.es/buscar/doc.php?id=BOE-A-1995-13535>
- [19] Real Decreto 614/2001. Recuperado de
<https://www.boe.es/buscar/doc.php?id=BOE-A-2001-11881>
- [20] Universidad de Granada (2017). Diseño del sistema de tuberías y cálculo de las bombas (Granada, España). Recuperado de
<http://www.ugr.es>
- [21] Catálogo de membranas de la casa Pall Membralox (2014). Shoppall: Foodandbeverage (New York, USA). Recuperado de
<http://www.shoppall.es>
- [22] Información económica de la empresa García Carrión (2017). García Carrión: Don Simón (Jumilla, España). Recuperado de
<http://www.garciacarrion.es>
- [23] Catálogo tuberías y conexiones Dimasa (2017). Saneamientos Dimasa: Tuberías y conexiones (Málaga, España) .Recuperado de
<http://www.saneamientosdimasa.com>

ANEJOS

ÍNDICE

- ANEJO 1..... CÁLCULOS JUSTIFICATIVOS
- ANEJO 2..... ESPECIFICACIONES

ANEJO 1

CÁLCULOS JUSTIFICATIVOS

ÍNDICE TABLAS

Tabla 1. Diámetro de las tuberías del alimento, permeado y rechazo.....	3
Tabla 2. Diámetro de las tuberías en cada tramo y modelo de la casa Dimasa.....	4
Tabla 3. Volúmenes muertos de cada tramo.....	5
Tabla 4. Cálculo del número de Reynolds, rugosidad relativa y factor de fricción mediante el ábaco de Moody para las tuberías que participan en el proceso de producción.....	9
Tabla 5. Longitud de cada tramo y pérdidas por fricción en las tuberías que participan en el proceso de producción.....	9
Tabla 6. Cálculo del número de Reynolds, rugosidad relativa y factor de fricción mediante el ábaco de Moody para las tuberías que participan en el proceso de limpieza.....	10
Tabla 7. Longitud de cada tramo y pérdidas por fricción en las tuberías que participan en el proceso de limpieza.....	10
Tabla 8. Pérdidas en la membrana.....	11
Tabla 9. Pérdidas de carga en los manguitos en T.....	12
Tabla 10. Pérdidas de carga en los codos.....	12
Tabla 11. Pérdidas de carga en los reductores.....	13
Tabla 12. Pérdidas de carga en las válvulas.....	14
Tabla 13. Pérdidas por fricción y de carga a suministrar por la bomba 1.....	15
Tabla 14 Pérdidas por fricción y de carga a suministrar por la bomba 2.....	16
Tabla 15. Pérdidas por fricción y de carga a suministrar por la bomba 3 en el proceso de producción.....	17

ÍNDICE FIGURAS

Figura 1. Rugosidades absolutas de materiales.....	7
Figura 2. Ábaco de Moody.....	8
Figura 3. Unión depósito de alimento con tubería mediante arista viva.....	14

- **Diseño de la etapa de ultrafiltración**

Para diseñar la instalación es necesario conocer el caudal que circula en cada tramo. Como el objetivo es la obtención de un caudal másico (\dot{m}_p) de 2500 kg/h, utilizando la densidad del zumo de manzana (ρ), se obtiene el valor del caudal volumétrico de permeado:

$$\dot{m}_p / \rho = Q_p \quad (1)$$

$$(2500 \text{ kg/h}) / (1,043 \cdot \text{kg/L}) = 2396,932 \text{ L/hora}$$

De acuerdo con la alternativa seleccionada [7], el valor medio de la densidad de flujo de permeado es de 82,434 L/hm², utilizando la ecuación 5 de la memoria se conoce el área de membrana necesaria:

$$A_m = \frac{2396,932 \frac{\text{L}}{\text{h}}}{82,434 \frac{\text{L}}{\text{hm}^2}} = 29,076 \text{ m}^2$$

Como el módulo de membrana utilizado en la alternativa seleccionada es M-1P1960, perteneciente a la casa comercial Pall Membralox ceramic, cerámica de material alúmina y configuración tubular, se ha seleccionado el módulo de mayor área con las mismas características: M-22P1960. En la tabla 1 del anejo 2 se recogen las especificaciones del módulo de membrana. Cada módulo se compone de 22 membranas hexagonales, con 19 canales cada membrana, teniendo un área específica por módulo de 7,9 m².

Como cada módulo de membrana tiene un área de 7,9 m², los módulos necesarios son:

$$\text{módulos} = \frac{29,076 \text{ m}^2}{7,9 \frac{\text{m}^2}{\text{módulo}}} = 3,681$$

Como sólo se pueden comprar unidades de módulos, se aproxima el número de módulos de membrana a 4 módulos, con una configuración en paralelo para así obtener $7,9 \frac{\text{m}^2}{\text{módulo}} \cdot 4 \text{ módulos} = 31,60 \text{ m}^2$. Corresponde a una superficie específica mayor de la necesaria, por lo tanto, se obtendrá mayor caudal de permeado. Utilizando la ecuación 5 se vuelve a obtener el caudal de permeado:

$$Q_p = 82,434 \frac{\text{L}}{\text{hm}^2} \cdot 31,60 \text{ m}^2 = 2604,92 \text{ L/h}$$

A partir de la ecuación 9 de la memoria y aplicando un balance a la membrana, se obtiene el caudal de alimento y de rechazo. Como el factor de reducción de volumen alcanzado es 20 y el caudal de permeado medio obtenido es 2604,92 l/h:

$$20 = \frac{Q_A}{Q_R} \quad (2)$$

$$Q_A = Q_p + Q_R \quad (3)$$

Sustituyendo 2 en 3, se obtiene la ecuación (4):

$$20 = \frac{Q_P + Q_R}{Q_R} \quad (4)$$

Desarrollando la ecuación 4, se obtiene un Q_R de 137,101 l/h. Utilizando la ecuación 3, se obtiene la cantidad de alimento necesaria: $Q_A = 2\,604,92 \text{ l/h} + 137,10 \text{ l/h} = 2\,742,02 \text{ litros/h}$

La densidad del zumo clarificado de manzana es la misma, que la del zumo de bruto, siendo 1048 g/l [4]. Con estos datos, en la tabla 11 de la memoria se recogen los valores de caudales másicos y volumétricos del alimento, rechazo y permeado.

- **Dimensionado de los depósitos de alimento y de permeado**

Si el caudal de alimento es 2 873,63 kg/h y la duración del lote son 7 horas, la masa total tratada en ese tiempo:

$$2\,873,63 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot 7 \text{ horas} = 20\,115,41 \text{ kg}$$

Si la cantidad de enzimas a añadir son un 0,10 % (w/w) de pectinasa (novicine, China) y 0,08% (2/2) de amilasa (novicine, China):

0,10 % $20\,115,41 \text{ kg} = 20,12 \text{ kg}$ de pectinasa;

0,08% $20\,115,41 \text{ kg} = 16,09 \text{ kg}$ de amilasa;

Suponiendo que los dos tipos de enzimas no afectan a la densidad del zumo de manzana (1,048 kg/l), el volumen de depósito es:

$$\frac{(20\,115,41 + 20,12 + 16,09) \text{ kg}}{1,048 \text{ kg/l}} = 19\,228,64 \text{ l}$$

El volumen necesario del depósito de permeado es:

$$2\,604,92 \frac{\text{l}}{\text{h}} \cdot 7 \text{ horas} = 18\,234,44 \text{ l}$$

- **Diseño de las tuberías del equipo de ultrafiltración**

Para el cálculo del diámetro, se utiliza la siguiente ecuación (5):

$$Q = v \cdot A_E \quad (5)$$

Donde v es la velocidad con la que circula el fluido y A_E el área específica de la tubería. El área específica, es:

$$A_E = \pi \cdot D^2 / 4 \quad (6)$$

Se sustituye la expresión de la ecuación 6 en la ecuación 5, se despeja el diámetro, y se obtiene la ecuación 7:

$$D = \sqrt{\frac{Q \cdot 4}{\pi \cdot v}} \quad (7)$$

En la tabla 1, se recogen los valores de diseño del diámetro.

Tabla 1. Diámetro de las tuberías del alimento, permeado y rechazo.

	Caudal (l/h)	Q(m ³ /s)	D (mm)
Alimento	2 742,02	0,00076167	25,427
Permeado	2 604,92	0,00072359	24,783
Rechazo	137,10	3,8083E-05	5,685

- **Diseño de las tuberías de la recirculación cerrada**

El caudal de recirculación (Q_{REC}) es el volumen de fluido que circula por unidad de tiempo en el interior del circuito cerrado. La figura 25 de la memoria, es un esquema del sistema de recirculación cerrada. La bomba que hay antes de la división de la tubería de entrada en 4 tuberías, aporta la velocidad tangencial de 5 metros por segundo.

El caudal de recirculación es: $Q_{REC} = v_{tang} \cdot S_{trans}$

Donde v_{tang} es la velocidad tangencial (5m/s) y S_{trans} es la superficie transversal del número total de módulos de membrana

$$S_{trans} = \frac{n_{módulos} \cdot n_{membranas} \cdot n_{canales} \cdot D_{canal}^2 \cdot \pi}{4}$$

donde el D_{canal} es el diámetro de cada canal (0,006 metros), $n_{membranas}$ es el número de membranas en cada módulo (22), $n_{canales}$ el número de canales en cada membrana (19) y $n_{módulos}$ son el número de módulos.

La superficie transversal de los cuatro módulos de membrana es:

$$S_{trans} = \frac{4 \cdot 22 \cdot 19 \cdot 0,006^2 \cdot \pi}{4} = 0,0472 \text{ m}^2$$

El caudal de recirculación obtenido es:

$$Q_{REC} = 5 \frac{m}{s} \cdot 0,0472 \text{ m}^2 = 0,236 \text{ m}^3/s.$$

Como en cada membrana entra un cuarto del caudal de recirculación, el caudal del tramo D-E es $0,25 \cdot 0,236 \text{ m}^3/s = 0,059 \text{ m}^3/s$, a una velocidad de 1,5 m/s, el diámetro se calcula mediante la ecuación 8. Una vez conocido el diámetro se elige la tubería del catálogo con un diámetro inmediatamente superior o inferior para mantener una velocidad cercana, y si el tamaño de la tubería es demasiado grande, se elige un tamaño de tubería moderado y se recalcula velocidad, teniendo que estar en el entre 0,8-3 m/s. A continuación, se realiza el cálculo para una de las cuatro tuberías iguales del tramo D-E.

$$D = \sqrt{\frac{0,059 \frac{m^3}{s} \cdot 4}{\pi \cdot 1,5 \frac{m}{s}}} = 0,223 \text{ m} = 223 \text{ mm}$$

Se elige el modelo 500250006060 (Dimasa, España), con 225 mm de diámetro. Por lo tanto, la velocidad real (v_{real}) es:

$$v_{real} = \frac{0,059 \frac{m^3}{s}}{\frac{(0,225m)^2 \pi}{4}} = 1,48 \text{ m/s}$$

En la tabla 2, se recogen los caudales, velocidades y diámetros de cada tubería en cada tramo, así como el modelo de tubería seleccionado, calculado análogamente al tramo D-E. Para las tuberías del sistema de recirculación cerrada el caudal que trasiegan es mucho mayor que las del resto de tramos de tubería, necesitando tuberías de mayor diámetro. Los otros tramos, son tramos de caudal menor, porque transportan el caudal de alimento, de permeado o de rechazo. Haciendo un balance al nodo B, le va llegando caudal de alimento o de limpieza, pero es tan pequeño en comparación con el caudal de recirculación que se desprecia, diseñando el sistema de tubería de recirculación cerrada para el caudal de recirculación. La figura 25 de la memoria, es un esquema en el que se pueden ver todos los tramos del equipo de ultrafiltración. Para diseñar las tuberías de los tramos K-L, L-M, L-O, como son tuberías que se encargan de transportar el caudal de recirculación de la limpieza al sistema, se diseñan para el caudal de recirculación y una velocidad de 1,5 m/s. Para diseñar la tubería del tramo M-N y tramo O-N, como el caudal de limpieza es el mismo que el del alimento, se utiliza el mismo valor.

Tabla 2. Diámetro de las tuberías en cada tramo y modelo de la casa Dimasa.

Tramo	Caudal (m ³ /h)	D (mm)	Modelo de tubería	Diámetro interior (mm)	Número de tuberías	v_{real} por tubería (m/s)
A-B	2,742	25,428	50002501605	25	1	1,552
B-C	849,6	387,635	500035001605	350	1	2,453
C-D	424,8	316,503	500030001605	300	2	1,670
D-E	212,4	223,801	500022501605	225	4	1,484
E _p -F	0,651	12,390	50001501605	15	4	1,023
F-G	1,302	17,522	50002001605	20	2	1,151
G-H	2,604	24,780	50002501605	25	1	1,474
E _r -I	212,4	223,801	500022501605	225	4	1,484
I-J	424,8	316,503	500030001605	300	2	1,670
J-K	849,6	387,635	500035001605	350	1	2,453
K-B	849,6	387,635	500035001605	350	1	2,453
L-N	0,137	5,684	50001001605	10	1	0,785
K-L	849,6	387,635	500050001605	350	1	2,453
L-M	849,6	387,635	500050001605	350	1	2,453
L-O	849,6	387,635	500050001605	350	1	2,453
M-N	2,704	24,983	50002501605	25	1	1,488
O-N	2,704	24,983	50002501605	25	1	1,488

- **Limpieza**

Para calcular el volumen de la disolución que se debe emplear en el proceso de limpieza se debe conocer el volumen muerto de la instalación de membranas, el cual es el volumen interno, por el que circula el fluido, de los componentes que forman la instalación. En este caso, solo se tiene en cuenta las tuberías y las membranas. A continuación, se realiza el cálculo del volumen muerto de una tubería, siendo análogo para el resto de las tuberías.

El volumen muerto de una tubería es la longitud de la tubería por la sección transversal de ella, tomando como diámetro el interno. Para el tramo A-B

$$V_{\text{muerto}_{A-B}} = \frac{L_{A-B} \cdot D_{A-B}^2 \cdot \pi}{4} = \frac{2m \cdot (0,025m)^2 \cdot \pi}{4} = 0,000981 \text{ m}^3 = 0,981 \text{ l}$$

El cálculo para las membranas es igual, conocida la superficie transversal de los 4 módulos en conjunto: 0,0472 m², la longitud de las membranas es de 1,020 metros. Por lo tanto, el volumen muerto de las 4 membranas es 0,0472 m²·4m=0,1888 m³

Se cuentan los tramos que participan de manera directa en el circuito de recirculación cerrada y los tramos que conducen el permeado y el rechazo a sus respectivos tanques. Los volúmenes muertos de cada tramo aparecen en la tabla 3.

Tabla 3. Volúmenes muertos de cada tramo

Tramo	Volumen muerto (l)
A-B	0,982
B-C	471,225
C-D	96,208
D-E	27,832
E _P -F	0,230
F-G	0,785
G-H	0,785
E _R -I	39,760
I-J	125,071
J-K	981,719
K-B	589,031
L-N	0,236
membranas	188,800
total	2 522,664

Se considera un volumen de disolución de limpieza, para el segundo paso del protocolo de limpieza, dos veces el volumen muerto del circuito que participa en la recirculación cerrada, es

2·2 522,664=5 045,32 l. Si la temperatura del proceso de limpieza es de 50 °C, la densidad del agua es 0,988 kg/l y la densidad del hipoclorito sódico y del hidróxido sódico es respectivamente 1,11 kg/l y 2,13 kg/l. Utilizando hidróxido sódico en lentejas con una pureza del 99% e hipoclorito sódico con una riqueza del 10%, la cantidad necesaria para obtener una disolución de hipoclorito sódico al 0,5 % en peso y la cantidad de hidróxido sódico al 2,0 % en peso es:

$$0,988 \frac{\text{kg agua}}{\text{l agua}} \cdot 5\,045,32 \text{ l agua} \cdot 0,005 \text{ kg} \frac{\text{NaClO}}{\text{agua}} \cdot \frac{100}{10} = 249,1 \text{ kg NaClO}$$

$$0,988 \frac{\text{kg agua}}{\text{l agua}} \cdot 5\,045,32 \text{ l agua} \cdot 0,02 \text{ kg} \frac{\text{NaOH}}{\text{agua}} \cdot \frac{100}{99} = 100,69 \text{ kg de NaOH}$$

La cantidad de agua será la diferencia entre la masa de agua y la masa de los reactivos:

$$4\,984,77 \text{ kg de agua} - 249,1 \text{ kg de NaClO} - 100,69 \text{ kg de NaOH} = 4\,634 \text{ kg de agua}$$

La cantidad de volumen de agua será:

$$4\,634 \text{ kg de agua} \frac{\text{l agua}}{0,988 \text{ kg agua}} = 4\,691 \text{ l de agua}$$

Se utiliza un tanque con la capacidad de contener 5 045,32 l.

Para calcular el volumen del depósito de agua del aclarado para los pasos 1 y 3 de limpieza, corresponde al caudal de limpieza en 15 minutos, ya que es el tiempo que duran las etapas de aclarado y el agua se reutiliza, y el caudal de limpieza es el mismo caudal que el de alimentación. Por lo tanto, el volumen de agua es:

$$V_{\text{agua}} = 2\,742,02 \frac{\text{l}}{\text{horas}} \cdot \frac{\text{horas}}{60 \text{ minutos}} \cdot 15 \text{ minutos} = 685,50 \text{ l de agua}$$

Cálculo de las pérdidas en las tuberías

El fluido, debido al rozamiento, pierde velocidad. Todas las pérdidas de carga que se van a calcular, se realizarán en cada tramo, para así identificar más tarde que bomba se encargará de aportar la altura de esas pérdidas. Para conocer las pérdidas por fricción en la instalación, se utiliza la ecuación de Darcy-Weisbach:

$$h_{\text{prim}} = \frac{f \cdot L \cdot v^2}{2 \cdot g \cdot D} \quad (8)$$

Donde L es la longitud de la tubería, v la velocidad a la que circula, g la gravedad, D el diámetro de la tubería y f el factor de fricción de cada tubería. Para conocer f se utiliza el ábaco de Moody (figura 2). Si se conoce el número de Reynolds y la rugosidad relativa, se obtiene el valor del factor de fricción.

El número de Reynolds es el siguiente:

$$Re = \frac{\rho \cdot D \cdot v}{\mu} \quad (9)$$

Donde μ es la viscosidad dinámica del fluido, la cual disminuye en los tramos del permeado pero será la misma en los tramos del alimento y del rechazo.

La rugosidad absoluta del PVC es 0,0015, se recoge junto a la rugosidad absoluta de otros materiales en la figura 1.

RUGOSIDAD ABSOLUTA DE MATERIALES			
Material	ϵ (mm)	Material	ϵ (mm)
Plástico (PE, PVC)	0,0015	Fundición asfaltada	0,06-0,18
Poliéster reforzado con fibra de vidrio	0,01	Fundición	0,12-0,60
Tubos estirados de acero	0,0024	Acero comercial y soldado	0,03-0,09
Tubos de latón o cobre	0,0015	Hierro forjado	0,03-0,09
Fundición revestida de cemento	0,0024	Hierro galvanizado	0,06-0,24
Fundición con revestimiento bituminoso	0,0024	Madera	0,18-0,90
Fundición centrifugada	0,003	Hormigón	0,3-3,0

Figura 1. Rugosidades absolutas de materiales

La rugosidad relativa se calcula como la división entre la rugosidad absoluta del material entre el diámetro interior de la tubería.

$$\epsilon_R = \frac{\epsilon}{D} \quad (10)$$

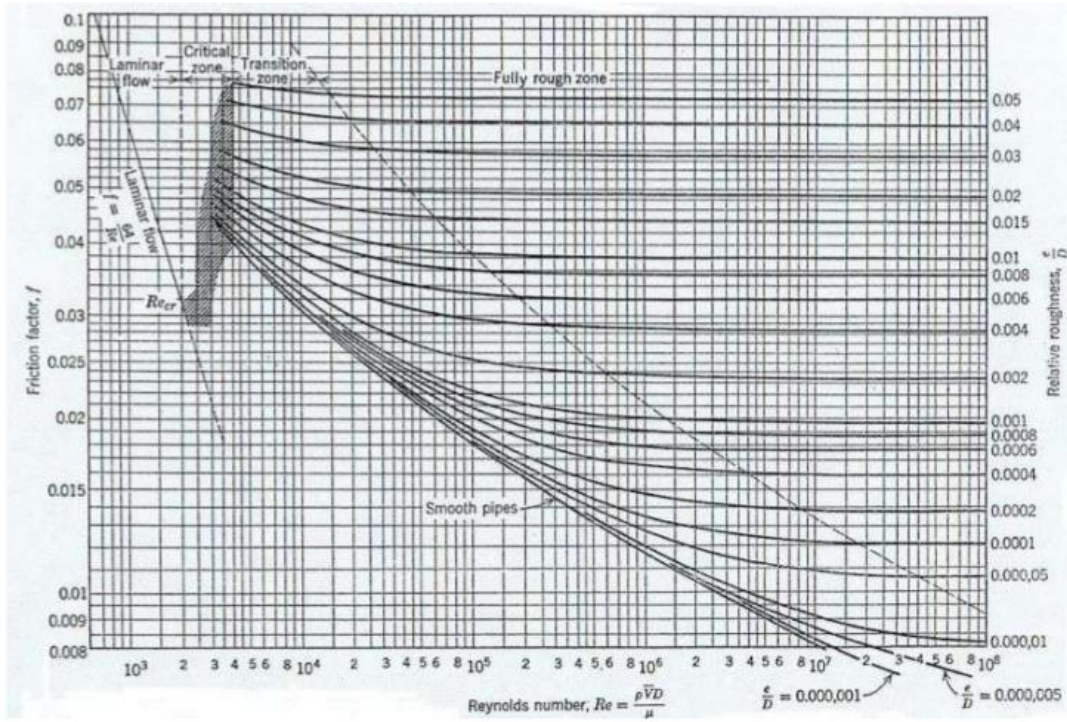


Figura 2. Ábaco de Moody.

Las pérdidas de las tuberías dependen del fluido que circula, por esta razón se han calculado las pérdidas de carga de las tuberías que participan en el proceso de producción y por otro lado las pertenecientes al de limpieza. Se recogen en las tablas 4, 5, 6, y 7.

Tabla 4. Cálculo del número de Reynolds, rugosidad relativa y factor de fricción mediante el ábaco de Moody para las tuberías que participan en el proceso de producción.

Tramo	Diámetro interior (mm)	v_{real} (m/s)	Viscosidad (kg/(m·s))	Reynolds	Rugosidad absoluta (mm)	Rugosidad relativa	f
A-B	25	1,552	0,003	13 488	0,0015	$6,00 \cdot 10^{-5}$	0,028
B-C	350	2,453	0,003	298 519	0,0015	$4,30 \cdot 10^{-6}$	0,016
C-D	300	1,670	0,003	174 136	0,0015	$5,00 \cdot 10^{-6}$	0,018
D-E	225	1,484	0,003	116 091	0,0015	$6,70 \cdot 10^{-6}$	0,019
E _p -F	15	1,023	0,0011	14 556	0,0015	$1,00 \cdot 10^{-4}$	0,036
F-G	20	1,151	0,0011	21 834	0,0015	$7,50 \cdot 10^{-5}$	0,033
G-H	25	1,474	0,0011	34 934	0,0015	$6,00 \cdot 10^{-5}$	0,026
E _r -I	225	1,484	0,003	116 091	0,0015	$6,70 \cdot 10^{-6}$	0,019
I-J	300	1,670	0,003	174 136	0,0015	$5,00 \cdot 10^{-6}$	0,018
J-K	350	2,453	0,003	298 519	0,0015	$4,30 \cdot 10^{-6}$	0,016
K-B	350	2,453	0,003	298 519	0,0015	$4,30 \cdot 10^{-6}$	0,016
L-N	10	0,785	0,003	1685	0,0015	$1,50 \cdot 10^{-4}$	0,038

Tabla 5. Longitud de cada tramo y pérdidas por fricción en las tuberías que participan en el proceso de producción.

Tramo	Longitud (m)	Pérdidas primarias por tubería (m)
A-B	2	0,27495
B-C	2,4	0,03365
C-D	1	0,00852
D-E	0,7	0,00664
E _p -F	1,3	0,16656
F-G	2,5	0,27871
G-H	1,6	0,18420
E _r -I	1	0,00948
I-J	1,3	0,01108
J-K	5	0,07011
K-B	3	0,04207
L-N	3	0,13645

Tabla 6. Cálculo del número de Reynolds, rugosidad relativa y factor de fricción mediante el ábaco de Moody para las tuberías que participan en el proceso de limpieza.

Tramo	Diámetro interior (mm)	v_{real} (m/s)	Viscosidad (kg/(m·s))	Número de Reynolds	Rugosidad absoluta (mm)	Rugosidad relativa	f
A-B	25	1,552	$8,91 \cdot 10^{-4}$	43 412	0,0015	$6,00 \cdot 10^{-5}$	0,023
B-C	350	2,453	$8,91 \cdot 10^{-4}$	960 784	0,0015	$4,30 \cdot 10^{-6}$	0,013
C-D	300	1,670	$8,91 \cdot 10^{-4}$	560 457	0,0015	$5,00 \cdot 10^{-6}$	0,015
D-E	225	1,484	$8,91 \cdot 10^{-4}$	373 638	0,0015	$6,70 \cdot 10^{-6}$	0,016
E _p -f	15	1,023	$8,91 \cdot 10^{-4}$	17 178	0,0015	$1,00 \cdot 10^{-4}$	0,026
F-G	20	1,151	$8,91 \cdot 10^{-4}$	25 767	0,0015	$7,50 \cdot 10^{-5}$	0,031
G-H	25	1,474	$8,91 \cdot 10^{-4}$	41 227	0,0015	$6,00 \cdot 10^{-5}$	0,025
E _r -I	225	1,484	$8,91 \cdot 10^{-4}$	373 638	0,0015	$6,70 \cdot 10^{-6}$	0,016
I-J	300	1,670	$8,91 \cdot 10^{-4}$	560 457	0,0015	$5,00 \cdot 10^{-6}$	0,015
J-K	350	2,453	$8,91 \cdot 10^{-4}$	960 784	0,0015	$4,30 \cdot 10^{-6}$	0,013
K-B	350	2,453	$8,91 \cdot 10^{-4}$	960 784	0,0015	$4,30 \cdot 10^{-6}$	0,013
L-N	10	0,785	$8,91 \cdot 10^{-4}$	5 423	0,0015	$1,50 \cdot 10^{-4}$	0,037
K-L	350	2,453	$8,91 \cdot 10^{-4}$	960 784	0,0015	$4,30 \cdot 10^{-6}$	0,013
L-M	350	2,453	$8,91 \cdot 10^{-4}$	960 784	0,0015	$4,30 \cdot 10^{-6}$	0,013
L-O	350	2,453	$8,91 \cdot 10^{-4}$	960 784	0,0015	$4,30 \cdot 10^{-6}$	0,013
M-N	25	1,488	$8,91 \cdot 10^{-4}$	41 227	0,0015	$6,0 \cdot 10^{-5}$	0,028
O-N	25	1,488	$8,91 \cdot 10^{-4}$	43 412	0,0015	$6,0 \cdot 10^{-5}$	0,028

Tabla 7. Longitud de cada tramo y pérdidas por fricción en las tuberías que participan en el proceso de limpieza.

Tramo	Longitud (m)	Pérdidas primarias por tubería (m/tubería)
A-B	2	0,22585
B-C	2,4	0,02734
C-D	1	0,00710
D-E	0,7	0,00559
E _p -f	1,3	0,12029
F-G	2,5	0,26182
G-H	1,6	0,17712
E _r -I	1	0,00798
I-J	1,3	0,00923
J-K	5	0,05697
K-B	3	0,03418
L-N	3	0,13286
K-L	1,4	0,03418
L-M	2,9	0,03418
L-O	1,4	0,03418
M-N	0,8	0,37195
O-N	0,8	0,37195

- **Cálculo de las pérdidas de carga en los módulos de membrana**

Para calcular las pérdidas de carga en los módulos de membrana, se calculan las pérdidas de carga en un canal de una membrana de un módulo. Debido a que los canales se colocan en paralelo, la pérdida de presión del fluido que pasa por cada canal es la misma. Se calculan para el agua y para el zumo de manzana bruto, variando la densidad y viscosidad en función del fluido.

La velocidad tangencial en un canal es 5 m/s y el diámetro de cada canal es 6 milímetros. La longitud del canal es 1,02 metros y la rugosidad absoluta es 0,0024 milímetros. La viscosidad del agua a 50 °C es $8,91 \cdot 10^{-4}$ kg/(m·s) y la densidad a 50°C es 988,0 kg/m³. La viscosidad del zumo de manzana bruto a 50°C es $3 \cdot 10^{-3}$ kg/(m·s) y la densidad es 1 045,0 kg/m³.

El cálculo de las pérdidas es análogo al de las tuberías, primero se calcula el número de Reynolds aplicando la ecuación 9 y la rugosidad relativa con la ecuación 10. Utilizando el ábaco de Moody, se obtiene mediante el número de Reynolds y la rugosidad relativa el valor del factor de fricción. Aplicando la ecuación 8, se obtienen las pérdidas de la membrana. En la tabla 8 se recogen los cálculos.

Tabla 8. Pérdidas en la membrana.

	Número de Reynolds	Rugosidad relativa	f	Pérdidas carga (m)
Limpieza	33569,02	0,0004	0,024	5,1988
Clarificación zumo	10450,00	0,0004	0,028	6,0652

- **Cálculo de las pérdidas en conexiones, valvulería, intercambiador de calor e instrumentación**

-Codos, reductores y manguitos

En las tablas 16, 17 y 18 de la memoria se describen los elementos necesarios para las conexiones en la instalación hidráulica, como son uniones en T, reductores y codos.

Para calcular las pérdidas de carga en las válvulas, los manguitos en T y los codos se utiliza la siguiente ecuación, donde K es aportada por el fabricante:

$$h_{\text{perd}} = \frac{K \cdot v^2}{2 \cdot g} \quad (11)$$

Se ha recalculado la velocidad exacta en cada punto ya que hay puntos en los que un manguito en T conecta a tuberías de distinto diámetro nominal. La constante K para los manguitos en T es

0,3. Las pérdidas por carga que aparecen en la tabla 9 han sido calculadas contando el número total de unidades por punto o tramo.

Tabla 9. Pérdidas de carga en los manguitos en T.

Tramo/punto	Velocidad real (m/s)	Pérdidas carga (m)
A-B	1,552	0,0736
L-O	2,453	0,3535
O-N	1,530	0,0230
B	4,808	0,0337
C	1,227	0,0051
D	1,484	0,0203
F	0,876	0,1380
G	1,151	0,0920
I	3,616	0,7069
J	2,453	0,0920
K	4,808	0,0920
L	2,453	0,0358

Para calcular las pérdidas en los codos, se ha recalculado la velocidad para los casos concretos en los que no existía un codo del tamaño de la tubería, haciendo uso de reductores. La constante K utilizada para los codos de 90° es 0,75. Para el cálculo de pérdidas de carga se emplea la ecuación 11 (tabla 10).

Tabla 10. Pérdidas de carga en los codos

Tramo	Velocidad real (m/s)	Pérdidas carga (m)
A-B	1,5517	0,0736
C-D	1,6694	0,3535
D-E	1,4839	0,0230
E _p -F	0,8684	0,0337
F-G	1,1513	0,0051
G-H	1,4736	0,0203
E _R -I	1,4839	1,4138
I-J	1,6694	0,0920
J-K	2,4530	0,7069
L-N	0,775	0,0920
L-M	2,4530	0,0920
M-N	1,5302	0,0358
O-N	1,5302	0,0736

Para calcular las pérdidas de carga en los reductores, se utiliza la siguiente ecuación para calcular la constante K:

$$K=0,5 \cdot \left(1 - \left(\frac{D_1}{D_2}\right)^2\right)^2 \quad (12)$$

Donde D_1 es el diámetro inferior del reductor y D_2 es el diámetro mayor del reductor.

En este caso, como el área transversal de un reductor varía, se ha utilizado la velocidad que genera más pérdidas, diseñándolo para el caso más desfavorable. Para el cálculo de la constante K se emplea la ecuación 12 y para las pérdidas de carga se emplea la ecuación 11 (tabla 11)

Tabla 11. Pérdidas de carga en los reductores

Punto	tramo	k	Velocidad (m/s)	Pérdidas carga (m)
B	A-B	0,281	1,552	0,0345
	A-B	0,352	1,552	0,0433
	A-B	0,281	1,552	0,0345
	B-K	0,119	2,453	0,0368
	B-C	0,119	2,453	0,0368
C	C-D	0,035	1,670	0,0050
D	C-D	0,046	1,670	0,0066
F	EP-F	0,095	1,023	0,0204
G	G-H	0,065	1,474	0,0072
I	I-J	0,095	1,670	0,0272
J	I-J	0,119	1,670	0,0171
L	L-N	0,119	0,785	0,0038
	L-N	0,281	0,785	0,0088
	L-N	0,352	0,785	0,0111
	L-N	0,281	0,785	0,0088
	L-N	0,352	0,785	0,0332

- **Pérdidas de carga puntuales**

La pérdida de carga a la salida del depósito de alimento es un dato necesario para la selección de la bomba que participa en el proceso de limpieza. Para el diseño de la tubería de salida del depósito de alimento, es de arista viva, como se puede ver en la figura 3, teniendo como valor típico de K 0,5.

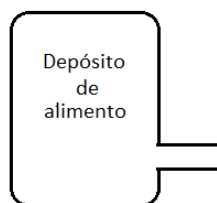


Figura 3. Unión depósito de alimento con tubería mediante arista viva.

Para el cálculo de las pérdidas de carga se emplea la ecuación 11.

- velocidad en la tubería del tramo M-N es 1,474 m/s,

-K=0,5,

$$h_{\text{salida}} = \frac{0,5 \cdot 1,474^2}{2 \cdot 9,81} = 0,055 \text{ m}$$

- **Válvulas**

Para calcular las pérdidas de carga en las válvulas, según especificaciones, el valor de K para la válvula tipo antirretorno (Var) es 1,7. La velocidad se toma como aproximación el valor de la velocidad correspondiente al tramo en el que se han colocado.

El resto de válvulas, son válvulas electrónicas tipo mariposa con un valor de K de 0,1308. Las pérdidas, contando el número de válvulas en cada tramo, y para el tramo A-B, que en función si está limpiando o produciendo, hay una o dos válvulas por las que pasa el fluido. Para el cálculo de las pérdidas, se ha empleado la ecuación 11. (Tabla 12).

Tabla 12. Pérdidas de carga en las válvulas

tramo	Pérdidas de carga de la válvula en cada tramo (m)
A-B	0,0478
A-BL	0,0318
K-B	0,5670
K-L	0,0399
L-N	0,0041
L-O	0,0399
L-M	0,0399
M-N	0,0147
O-N	0,0147

*A-BL es el tramo A-B utilizado por la limpieza. Hay dos tramos debido a que hay un bypass por la presencia de la bomba 2, encargada de impulsar el alimento.

- **Intercambiador de calor**

El intercambiador seleccionado, presenta unas pérdidas para el caudal de recirculación (850 m³/h) de 12 m.c.a. según especificaciones. Para conocer las pérdidas que representa al caudal de zumo bruto, se convierte a unidades de metros de columna de zumo bruto al multiplicar por la densidad a 50 °C del agua y dividir por la del zumo bruto.

$$12 \text{ m.c.a.} \cdot \frac{988,0}{1045,0} = 11,34 \text{ metros de columna de zumo bruto.}$$

- **Dimensionado de bombas**

Una vez calculadas todas las pérdidas de carga, se identifican la altura que ha de suministrar cada bomba.

- **Bomba 1**

La bomba 1 es la bomba encargada de impulsar el caudal de limpieza hacia el sistema de membranas. Se encarga de aportar la presión transmembranal del sistema en la limpieza (siendo la misma que la del proceso, 0,85 bares), así como de dar la altura necesaria para contrarrestar las pérdidas que hay entre la salida del depósito de limpieza y la bomba 2. La ecuación que define la energía necesaria que debe aportar la bomba es la ecuación de Bernoulli.

$$H_{BOMBA} = \frac{P_i - P_a}{\rho \cdot g} + z_i - z_a + \frac{v_i^2 - v_a^2}{2 \cdot g} + h_{perd} \quad (20)$$

Como se encarga de otorgar la presión transmembranal, y están a la misma cota, la ecuación 20, para este caso se simplifica a:

$$H_{BOMBA1} = \frac{P_i - P_a}{\rho \cdot g} + h_{perd} \quad (21)$$

Donde $P_i - P_a$ es la presión transmembranal, ρ es la densidad del fluido y h_{perd} son las pérdidas en las tuberías ($h_{tuberíasB1}$), en los codos ($h_{codos B1}$), en los reductores ($h_{reductores B1}$), en los manguitos en T ($h_{manguitos en T B1}$), válvulas ($h_{válvulasB1}$) y puntuales ($h_{puntualB1}$) en los tramos para la limpieza (tabla 13):

$$h_{perd1} = h_{tuberíasB1} + h_{codos B1} + h_{reductores B1} + h_{manguitos en T B1} + h_{puntualB1} + h_{VálvulasB1} \quad (22)$$

- Tramos: M-N, O-N, A-BL

Tabla 13. Pérdidas por fricción y de carga a suministrar por la bomba 1

	Pérdidas(m)
Tuberías	0,970
Manguitos en T	0,130
Codos	0,363
Reductores	0,112
Válvulas	0,061
Pérdidas puntuales	0,055
Total	1,692

$$H_{BOMBA1} = \frac{85\,000}{1\,000 \cdot 9,81} + 1,692 = 10,35 \text{ metros}$$

- **Bomba 2**

La bomba 2 es la bomba encargada de impulsar el caudal de alimento hacia el sistema de membranas. Se encarga de aportar la presión transmembranal del sistema, así como de dar la altura necesaria para contrarrestar las pérdidas que hay desde la salida del depósito de alimento hasta la bomba 3. La simplificación es la misma que para la bomba 1. En este caso no hay pérdidas puntuales (tabla 14), quedando la ecuación que determina las pérdidas así:

$$h_{\text{perd}2} = h_{\text{tuberías}B2} + h_{\text{codos } B2} + h_{\text{reductores } B2} + h_{\text{manguitos en té } B2} + h_{\text{Válvulas}B2} \quad (23)$$

- Tramos: A-B

Tabla 14 Pérdidas por fricción y de carga a suministrar por la bomba 2

	Pérdidas de carga(m)
Tuberías	0,0478
Manguitos en T	0,1073
Codos	0,1841
Reductores	0,1124
Válvulas	0,6796
Total	1,1311

por lo tanto, la altura de la bomba es:

$$H_{\text{BOMBA}2} = \frac{85\,000}{1\,043,981} + 1,311 = 25,58 \text{ metros}$$

- **Bomba 3**

La bomba 3 es la bomba encargada de impulsar el caudal de recirculación hacia el sistema de membranas. Se encarga de aportar la velocidad tangencial del sistema de recirculación, así como de dar la altura necesaria para contrarrestar las pérdidas que hay en las tuberías que participan en el proceso. En este caso, la bomba se elige para que pueda transportar el caudal de recirculación y la altura necesaria. Por lo tanto, la ecuación 20 se simplifica en:

$$H_{\text{BOMBA}3} = z_i - z_a + h_{\text{perd}} \quad (24)$$

Donde z_a es la altura de la bomba y z_i la altura del depósito de permeado (2,3 metros). Como hay 2 procesos de recirculación, el caso 2 de limpieza y el proceso, se diseña para el proceso de producción, que conlleva más pérdidas, puesto que transporta un fluido más viscoso, por lo que tiene de por sí más pérdidas (tabla 15). En este caso, hay que incluir las pérdidas en los módulos de membrana.

$$h_{\text{perd}3} = h_{\text{tuberías}B3} + h_{\text{codos } B3} + h_{\text{reductores } B3} + h_{\text{manguitos en té } B3} + h_{\text{puntual}B1} + h_{\text{Válvulas}B3} + h_{\text{módulo de membrana}} + h_{\text{intercambiador de calor } B3} \quad (22)$$

- Tramos: B-C, C-D, D-E, E-F, F-G, G-H, E_R-I, I-J, J-K, K-B, L-M, L-N y L-O

Tabla 15. Pérdidas por fricción y de carga a suministrar por la bomba 3 en el proceso de producción.

	Pérdidas de carga(m)
Tuberías	0,947
Manguitos en T	1,592
Codos	1,216
Reductores	0,157
Válvulas	0,765
membranas	6,065
Intercambiador de calor	11,34
Total	22,087

$$H_{\text{BOMBA3}} = 2,3 + 22,087 = 24,387 \text{ metros}$$

ANEJO 2

ESPECIFICACIONES

ÍNDICE TABLAS

Tabla 1. Especificaciones de la membrana del catálogo Membralox.....	1
Tabla 2. Características del bastidor.....	1
Tabla 3. Especificaciones del modelo DVA-220280 del depósito de alimento y permeado del catálogo Lapesa.....	1
Tabla 4. Especificaciones del de los modelos de depósito de limpieza del catálogo Biotanks.....	2
Tabla 5. Especificaciones de los modelos de tubería seleccionados del catálogo de Dimasa.....	2
Tabla 6. Especificaciones de los modelos de uniones en T seleccionados del catálogo de Dimasa.....	3
Tabla 7. Especificaciones de los modelos de codos seleccionados del catálogo de Dimasa.....	3
Tabla 8. Especificaciones de los modelos de reductores seleccionados del catálogo de Dimasa. .	4
Tabla 9. Especificaciones de los modelos de sensores de presión del catálogo Kobold.....	4
Tabla 10. Especificaciones de los modelos sensores de nivel del catálogo Omega.....	5
Tabla 11. Especificaciones del sensor de temperatura del catálogo Omega.....	5
Tabla 12. Especificaciones del sensor de caudal del catálogo Omega.....	5
Tabla 13. Especificaciones de las bombas utilizadas de los catálogos Saci y Amica.....	5
Tabla 14. Modelo de filtro prensa 100P2 del catálogo Voran.....	6
Tabla 15. Modelo de bomba de masa GAMMA80 del catálogo Voran.....	6
Tabla 16. Especificaciones de la banda transportadora de calidad del modelo JT2300 del catálogo Voran.....	6
Tabla 17. Especificaciones del molino de fruta modelo JM6000 del catálogo Voran.....	6
Tabla 18. Especificaciones de la lavadora de fruta modelo JP6000 del catálogo Voran.....	7
Tabla 19. Especificaciones del volcador de cajones modelo del catálogo Voran.....	7
Tabla 20. Especificaciones del llenador semiautomático de Bidones modelo SP1 del catálogo Voran.....	7

ÍNDICE FIGURAS

Figura 1. Vista en alzado del modelo de unión en T CTXXX32 catálogo Dimasa.....3

EQUIPO DE ULTRAFILTRACIÓN

- Membrana

Tabla 1. Especificaciones de la membrana del catálogo Membralox.

ø	M-22P1960
Diámetro interior canales	0,006 m
membranas	19
módulos	22
Área específica por módulo	4
Longitud	7,9 m ²
	1,020 m

Tabla 2. Características del bastidor.

Longitud (m)	1,02
Altura (m)	0,545
Anchura (m)	1,28
Unidades	1

- Depósitos

Tabla 3. Especificaciones del modelo DVA-220280 del depósito de alimento y permeado del catálogo Lapesa.

Capacidad (L)	22 000
Diámetro exterior (mm)	2 800
Altura(mm)	3 600
Presión máxima (bar)	8
Temperatura máxima (°C)	90
Material	PVC

Tabla 4. Especificaciones del de los modelos de depósito de limpieza del catálogo Biotanks.

Modelo	DCS5500	DCS1000
Capacidad (L)	5 500	1 000
Diámetro exterior (mm)	1 890	765
Altura(mm)	2 520	1 456
Presión máxima (bar)	6	6
Material	Plástico reforzado con vidrio	PVC
Temperatura máxima (°C)	100	100

- **Tuberías**

Tabla 5. Especificaciones de los modelos de tubería seleccionados del catálogo de Dimasa.

Modelo	50001001605	50001501605	50002001605	50002501605
DN (mm)	10	15	20	25
Espesor (mm)	1,2	1,5	1,5	1,9
Presión máxima (bar)	16,212	16,212	16,212	16,212
Rugosidad PVC (mm)	0,0015	0,0015	0,0015	0,0015

Modelo	500022501605	500030001605	500035001605
DN (mm)	225	300	350
Espesor (mm)	3,1	4,0	4,2
Presión máxima (bar)	16,212	16,212	16,212
Rugosidad PVC (mm)	0,0015	0,0015	0,0015

- **Manguitos en T**

Tabla 6. Especificaciones de los modelos de uniones en T seleccionados del catálogo de Dimasa.

Modelo	CTXXXX27	CTXXXX33	CTDXX219	CTDXX273	CTDXX355
DN (mm)	20	25	225	250	350
Longitud A (mm)	58	76	356	432	558
Longitud B (mm)	29	38	178	216	279
Presión máxima (bar)	16,212	16,212	16,212	16,212	16,212

Donde la longitud A es la distancia entre los agujeros paralelos entre sí, y la longitud B es la distancia entre el centro del diámetro de los agujeros perpendiculares [figura 1].

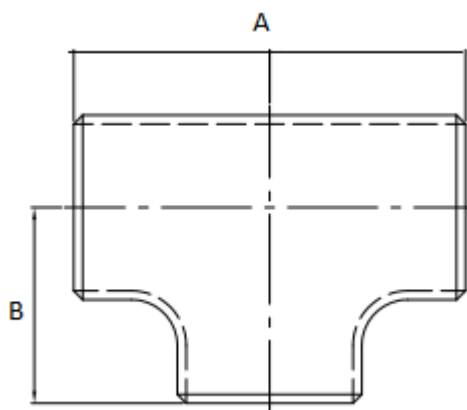


Figura 1. Vista en alzado del modelo de unión en T CTXXXX32 catálogo Dimasa.

- **Codos**

Tabla 7. Especificaciones de los modelos de codos seleccionados del catálogo de Dimasa.

Modelo	609002/50S	609002/50R	609002/50Q	609002/50I	609002/50H
DN (mm)	350	300	225	25	20
Longitud (mm)	320	229	165	57	48
Presión máxima (bar)	16,212	16,212	16,212	16,212	16,212

- **Reductores**

Tabla 8. Especificaciones de los modelos de reductores seleccionados del catálogo de Dimasa.

Modelo	CR355323	CR355273	CR323273	CR273139	CRX13960
DN mayor (mm)	350	350	300	250	125
DN inferior (mm)	300	250	225	125	50
Longitud (mm)	38	38	38	38	38
Presión máxima (bar)	16,212	16,212	16,212	16,212	16,212

Modelo	CRXX6033	CRXX3321	CRXX2721
DN mayor (mm)	50	25	20
DN inferior (mm)	25	10	15
Longitud (mm)	38	38	38
Presión máxima (bar)	16,212	16,212	16,212

INTRUMENTACIÓN DE MEDIDA

- Sensor de presión

Tabla 9. Especificaciones de los modelos de sensores de presión del catálogo Kobold.

modelo	L MAN-ZF
Señal de salida	analógica
Rango de presión (bar)	0-4
Rango de temperatura (°C)	-35,65

- Sensor de nivel superior e inferior

Tabla 10. Especificaciones de los modelos sensores de nivel del catálogo Omega.

modelo	LVCN414
Señal de salida	analógica
Rango de niveles (m)	2
Rango de temperatura (°C)	-35, 65

- Sensor de temperatura

Tabla 11. Especificaciones del sensor de temperatura del catálogo Omega.

modelo	KHSS-G-RSC-300
tipo	termopar
Señal de salida	analógica

- Sensor de caudal

Tabla 12. Especificaciones del sensor de caudal del catálogo Omega.

modelo	fpd 2000
Presión nominal (bar)	345
Señal de salida	analógica

- **Bombas**

Tabla 13. Especificaciones de las bombas utilizadas de los catálogo Saci y Amica.

MODELO	CB 100M	K20-M	EKN 250-29
CASA	SACI	SACI	AMICA
TIPO	CENTRIFUGA	CENTRIFUGA	CENTRIFUGA
POTENCIA (KW)	0,75	0,81	5,40

MAQUINARIA

- **Filtro prensa**

Tabla 14. Modelo de filtro prensa 100P2 del catálogo Voran.

modelo	100P2
Capacidad (kg/hora)	600
Longitud (mm)	1 890
Anchura (mm)	1 210
Altura(mm)	1 510
Potencia (kW)	1,75
Rendimiento en zumo (%)	70

- **Bomba de masa**

Tabla 15. Modelo de bomba de masa GAMMA80 del catálogo Voran.

MODELO	GAMMA80
CAPACIDAD (KG/HORA)	6000
LONGITUD (MM)	1 050
ANCHURA (MM)	650
ALTURA(MM)	550
POTENCIA (KW)	1,85

- **Banda transportadora**

Tabla 16. Especificaciones de la banda transportadora de calidad del modelo JT2300 del catálogo Voran.

MODELO	JT2300
Velocidad de transporte (m/s)	0,3
Longitud (mm)	2 300
Anchura (mm)	500
Potencia (kW)	0,25

- **Molino de fruta**

Tabla 17. Especificaciones del molino de fruta modelo JM6000 del catálogo Voran.

MODELO	JM6000
Capacidad (kg/h)	6 000
Longitud (mm)	870
Anchura (mm)	1 100
Altura(mm)	880
Potencia (kW)	5,5

- **Lavadora de fruta**

Tabla 18. Especificaciones de la lavadora de fruta modelo JP6000 del catálogo Voran.

Modelo	JP6000
Capacidad (kg/h)	300-6 000
Longitud (mm)	3 000
Anchura (mm)	1 680
Altura(mm)	1 430
Potencia (kW)	1,1

- **Volcador de cajones**

Tabla 19. Especificaciones del volcador de cajones modelo del catálogo Voran.

Modelo	JK500
Capacidad (kg)	500
Longitud (mm)	1 500
Anchura (mm)	1 220
Altura(mm)	850
Potencia (kW)	0,5

- **Embotelladora**

Tabla 20. Especificaciones del llenador semiautomático de Bidones modelo SP1 del catálogo Voran.

Modelo	SP1
Capacidad (L)	20-1500 L
Longitud (mm)	4 500
Anchura (mm)	1 820
Altura(mm)	4 560
Potencia (kW)	0,75


FICHAS DE SEGURIDAD

ÍNDICE

1. *Fichas de seguridad de los reactivos*
 - 1.1. *Ficha de seguridad del hidróxido sódico*
 - 1.2. *Ficha de seguridad del hipoclorito sódico*

Specification

Sodium Hydroxide pellets <i>BioChemica</i>	A391
---	-------------

Synonym	Caustic soda
state of matter	Solid
Solubility (20°C)	1090 g/L (H ₂ O)
Melting point	324°C
Boiling point	1390°C
Formula	NaOH
M	40.00 g/mol
CAS-No.:	1310-73-2
HS-No.:	28151100
EC-No.:	215-185-5
Storage:	RT
LGK:	 8 B
Disposal:	13
Hazard pictogram(s)	
Hazard statement(s)	H290-H314
Precautionary statement(s)	P280-P301+P330+P331-P305+P351+P338
Signal word	Danger
Class / PG:	8/II
UN-No.	UN1823
WGK:	1
	hygroscopic

Specification

Sodium Hydroxide pellets *BioChemica*

A391

Specification	
Assay (titr.)	min. 99 %
pH (1 M; H₂O; 20°C)	> 12
Heavy metals (as Pb)	max. 0.001 %
Insoluble matter	passes test
Carbonate	max. 1.0 %
Chloride	max. 0.0005 %
Phosphate	max. 0.0005 %
Sulfate	max. 0.0005 %
A (1 cm/1 M in H₂O)	
260 nm	max. 0.012
280 nm	max. 0.006

state of matter	Liquid
Formula	NaClO in H ₂ O
M	74.45 g/mol
CAS-No.:	7681-52-9
HS-No.:	28289000
Storage:	<20°C
LGK:	8 B
Hazard pictogram(s)	
Hazard statement(s)	EUH031-H315-H319
Precautionary statement(s)	P280-P305+P351+P338-P313
Signal word	Warning
Class / PG:	8/III
UN-No.	UN1791
WGK:	2
Specific ation Assay (iodome tr.)	* At the moment of the batch analysis. 5 % ± 0.5 % *

PRESUPUESTO

ÍNDICE DEL PRESUPUESTO

Introducción.....	1
Precio de los jornales.....	2
Precios de los materiales, equipos principales, tuberías, conexiones y accesorios a tuberías.....	3
Precios de los equipos auxiliares e instrumentación.....	5
Resumen del presupuesto.....	6

- Introducción

Las mediciones se han obtenido a partir de los datos que están en la memoria o en los planos.

Se han dividido por grupos afines y descompuesto, siempre que ha sido posible, en unidades comunes. Las unidades tomadas no siempre serán las más elementales, debido a que el precio que circula en el mercado suele referirse a unidades compuestas.

Siempre que ha sido posible se han sumado unidades dentro de un mismo grupo dando al final el número de unidades totales.

Los grupos en los cuales se ha dividido el conjunto de elementos que intervienen en el presente Proyecto son:

- Precio de los jornales.
- Precios de los materiales, equipos principales, tuberías, conexiones y accesorios tuberías.
- Precios de los equipos auxiliares e instrumentación.
- Resumen del presupuesto.

- Precio de los jornales (mano de obra)

Se consideran los costes originados por el trabajo de todo el personal implicado en la instalación de los equipos necesarios para la elaboración de zumo de manzana clarificado, de acuerdo con el proceso diseñado en la memoria. Las horas necesarias para la instalación son 240 y las horas de trabajo del proyectista han sido 300. El precio unitario de cada cargo es por convenio (www.ccoo-servicios.es).

Las categorías y el número de personal contratado será el que indica la siguiente tabla

Cuadro de precios nº1. Precios de los jornales

Cargo	Unidad	Cantidad	Precio unitario (€)	Precio total (€)
Ingeniero Químico	horas	300	42,00	12 600,00
fontanero	horas	240	12,65	2 024,00
electricista	horas	240	12,65	2 024,00
Mecánico de mantenimiento	horas	240	11,89	1 902,40
TOTAL				18 550,00

Así pues el número del personal necesario es:

- **ingeniero(s) químico(s):1,**
- **fontanero(s):1,**
- **electricista(s):1,**
- **mecánico(s) de mantenimiento:1,**

y el total de la remuneración será de 14 020,40 €.

- Precio de los materiales, equipos principales, tuberías, conexiones y accesorios tuberías

Cuadro de precios nº2. Precio de los materiales, equipos principales, tuberías, conexiones y accesorios tuberías.

Equipo	Unidad	Cantidad	Precio unitario (€)	Precio total (€)
Sistema de ultrafiltración y membranas				
Módulo UF M-22P1960	Unidad	4	13 570,76	54283,04
Bastidor	Unidad	1	90,45	90,45
Total				54 373,49
Bombas				
BOMBA INOX CB 100M	unidad	1	378	378,00
BOMBA INOX K20M	unidad	1	390,3	390,30
BOMBA INOX EKN 250.29	unidad	1	2083	2 083,00
Total				2 851,30
Depósitos				
Depósito PRV DCS5500 5 500L	unidad	1	2200	2 200,00
Depósito PVC DVA-220280 de 22 000L	unidad	2	12563	25 126,00
Depósito PVC DCS1000 de 1 000L	unidad	1	1056	1 056,00
Total				28 232,00
Intercambiador de calor				
Intercambiador de calor INOX V4 50000	unidad	1	8 526	8 526,00
Total				8 526,00
Caldera				
Caldera INOX GFT-060 550 L	unidad	1	3 200,20	3 200,20
Total				3 200,20
Maquinaria utilizada en etapas previas al sistema de membranas				
Volcador de cajones JK500	unidad	1	2300	2 300,00
Lavadora de fruta JP6000	unidad	1	3400	3 400,00
Banda transportadora JT2300	unidad	1	480	480,00
Molino de fruta JM6000	unidad	1	1040	1 040,00
Bomba de masa GAMMA80	unidad	1	480	480,00
Filtro prensa 100P2	unidad	5	5360	26 800,00
Total				34 500,00
Maquinaria utilizada en etapas posteriores al sistema de membranas				
Llenadora semiautomática de Bidones Series PLUG & FILL, 20-25000L, SP1	unidad	1	14 235,00	14 235,00
Total				14 235,00
Tuberías				
Tubería PVC DN 25 mm 50002501605	metros	5,2	1,25	6,5
Tubería PVC DN 350 mm 500035001605,00	metros	14,7	16,4	241,08
Tubería PVC DN 225 mm 500022501605,00	metros	1,7	6,75	11,47

Tubería PVC DN 300 mm 500030001605,00	metros	2,3	10,89	25,04
Tubería PVC DN 15 mm 50001501605	metros	1,3	0,75	0,97
Tubería PVC DN 20 mm 50002001605	metros	1,6	0,85	1,36
Tubería PVC DN 10 mm 50001001605	metros	3	0,6	1,80
Total				288,237
Conexiones y accesorios tuberías				
Unión T PVC DN 20 mm CTXXXX27	unidad	3	3,89	11,67
Unión T PVC DN 25 mm CTXXXX33	unidad	3	4,12	12,36
Unión T PVC DN 225 mm CTDXX219	unidad	4	11,3	45,20
Unión T PVC DN 250 mm CTDXX273	unidad	2	12,7	25,40
Unión T PVC DN 350 mm CTDXX355	unidad	3	14,87	44,61
Codo 90º PVC DN 350 mm 609002/50S	unidad	3	4,56	13,68
Codo 90º PVC DN 300 mm 609002/50R	unidad	4	4,16	16,64
Codo 90º PVC DN 225 mm 609002/50Q	unidad	12	3,59	43,08
Codo 90º PVC DN 25 mm 609002/50I	unidad	16	1,8	28,8
Codo 90º PVC DN 25 mm 609002/50H	unidad	1	1,68	1,68
Reducción INOX 316 L DN 350x300 2CR355323	unidad	3	5,67	17,01
Reducción INOX 316 L DN 350x250 CR355273	unidad	3	5,62	16,86
Reducción INOX 316 L DN 300x225 CR323273	unidad	4	5,11	20,44
Reducción INOX 316 L DN 250x125 CR273139	unidad	2	4,9	9,80
Reducción INOX 316 L DN 125x50 CRX13960	unidad	2	4,24	8,48
Reducción INOX 316 L DN 50x25 CRXX6033	unidad	2	4,11	8,22
Reducción INOX 316 L DN 25x10 CRXX3321	unidad	3	3,9	11,7
Reducción INOX 316 L DN 20x10 CRXX2721	unidad	16	3,98	63,68
Válvula electrónica tipo mariposa DN 350 mm VSNC-F-B52-D-G14-FN	unidad	4	556,19	2 224,76
Válvula electrónica tipo mariposa DN 25 mm VSNC-FTC-M52-MD-G14-FN	unidad	9	245,34	2 208,06
Válvula tipo antirretorno DN 350 mm HGL-D350	unidad	2	230	460,00
Total				5 292,13

- Precios de los equipos auxiliares e instrumentación

Cuadro de precios nº3. Precio de los equipos auxiliares e instrumentación.

Equipo	Unidad	Cantidad	Precio unitario (€)	Precio total (€)
Equipos auxiliares e instrumentación				
Sensor de nivel INOX LVCN414	unidad	8	64,8	518,4
Manómetro INOX 0-4 Bar MAN-ZF	unidad	8	80,35	642,8
Termopar KHSS-G-RSC-300	unidad	6	31,5	189
Caudalímetro FPD 2000	unidad	7	225,45	1 578,15
Controlador PID series 4300	unidad	1	435	435
Controlador PID Cal Control	unidad	1	421	421
Controlador P 8030	unidad	1	220,34	220,34
Controlador Todo o Nada 2001NB/2001E	unidad	1	116,54	116,54
Nefelómetro C-102	unidad	1	815	815
Viscosímetro Viscobasic+L	unidad	1	320,33	320,33
KPR-2000 automatic	unidad	1	780	780
pHmetro CRISON GLP21	unidad	1	570	570
Total				6 606,56

Se han tenido en cuenta la instrumentación necesaria en el propio sistema de elaboración de zumo de manzana clarificado y en el laboratorio de análisis de calidad.

- Resumen del presupuesto

Cuadro de precios nº4. Presupuesto General.

Categoría	Coste (€)
Mano de obra	18 550,40
Sistema de membranas	141 281,80
Maquinaria en etapas previas	155 302,20
Maquinaria en etapas posteriores	14 235,00
Tuberías	288,23
Conexiones y accesorios tuberías	5 292,13
Bombas	2 851,30
Intercambiador de calor	8 526,00
Caldera	3 200,20
Depósitos	2 8382,00
Equipos auxiliares e instrumentación	6 606,56
Sistema de control del proceso (15%)	49 861,48
Presupuesto de Ejecución Material (PEM)	415 976,08
Gastos generales y contingencia (13%)	54 076,89
Beneficio Industrial (6%)	24 958,56
Presupuesto de Ejecución por Contrata (PEC)	495 011,53
IVA (21%)	103 952,42
Presupuesto de Base de Licitación	598 963,96

La inversión resultante del Proyecto es de **quinientos noventa y ocho mil novecientos sesenta y tres euros con noventa y seis céntimos.**

PLANOS

ÍNDICE DE PLANOS

1. *Diagrama de flujo del proceso*
2. *Diagrama de flujo del proceso de producción*
3. *Diagrama de flujo del proceso de aclarado con agua*
4. *Diagrama de flujo del proceso de limpieza con una disolución acuosa de hidróxido sódico e hipoclorito sódico*

