



UNIVERSITAT
POLITÈCNICA
DE VALÈNCIA



ESCUELA TÉCNICA
SUPERIOR INGENIEROS
INDUSTRIALES VALENCIA

.....TRABAJO FIN DE GRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA

DISEÑO DE UN PROCESO DE ÓSMOSIS DIRECTA PARA LA CONCENTRACIÓN DE UNA CORRIENTE DE LACTOSUERO CON UN CAUDAL DE 5 m³/día

AUTOR: José Paulino Peris Sastre

TUTOR: María Cinta Vincent Vela

COTUTOR: José Antonio Mendoza Roca
José Luís Soler Cabezas

Curso Académico: 2017-18

AGRADECIMIENTOS

Quiero agradecer primeramente la ayuda proporcionada por mi tutora María Cinta y mi cotutor José Antonio, gracias a sus conocimientos en la materia y consejos sin los que no hubiera sido posible realizar este proyecto. Especialmente me gustaría hacer mención de mi cotutor de laboratorio José Luís Soler, quien se ha preocupado en enseñarme todo el procedimiento, material y protocolos necesarios para trabajar en el laboratorio y ha estado disponible siempre que me ha hecho falta para resolver cualquier duda. Por último y no menos importante, me gustaría agradecerlo a mi familia y a Miriam, por todo su apoyo moral.

RESUMEN

El lactosuero es un subproducto líquido formado en la producción de queso que anualmente se estima que tiene una producción de 145 millones de toneladas a nivel mundial. Este subproducto era considerado producto de desecho no hace muchos años, pero con el desarrollo de las tecnologías de separación por membranas ha adquirido un valor a nivel industrial muy alto. Desde hace unos años, existe una tendencia en la industria alimenticia de utilizar sustitutos alimenticios para mejorar las propiedades del producto adaptándolas al consumidor. Hoy en día el lactosuero ha atraído el interés de la industria alimentaria e incluso farmacéutica debido a su alto contenido nutricional y se desarrollan por ello nuevas técnicas de separación y partición de los componentes de este conocido “tesoro olvidado”. Las técnicas convencionales de concentración de componentes de lactosuero son evaporación y tecnologías de membrana como la nanofiltración y microfiltración.

La ósmosis directa es un proceso innovador en la concentración de lactosuero que consiste en la eliminación del agua presente en el producto líquido a través de una membrana semipermeable actuando gracias a una fuerza impulsora debida a la diferencia de presiones osmóticas entre las dos disoluciones que están en contacto con las dos caras de la membrana. La principal atracción de la ósmosis directa es debida al bajo coste de producción que conlleva ya que no requiere la aplicación de una fuente de energía externa a parte de la necesaria para transportar las disoluciones a través de la membrana.

Por esto se ha demostrado a escala de laboratorio la posibilidad de concentrar una disolución de lactosuero en una planta piloto de ósmosis directa con dos diferentes disoluciones de arrastre: cloruro sódico y glucosa. Tras obtener los resultados de la concentración se ha realizado un diseño de una planta a nivel industrial que trata 5 m³ de lactosuero que previamente se nanofiltran en una planta contigua.

RESUM

El sèrum de llet és un subproducte líquid format a la producció de formatge que anualment s'estima que té una producció de 145 milions de tones a nivell mundial. Aquest subproducte era considerat un producte de rebuig no fa molts anys, però amb el desenvolupament de les tecnologies de separació per membrana ha adquirit un valor a nivell industrial molt alt. Des de fa uns anys, existeix una tendència a la indústria alimentària d'utilitzar substituïts alimentaris per a millorar les propietats del producte adaptant-les al consumidor. Hui en dia el sèrum de llet ha atret l'interès de la indústria alimentària e inclús de la farmacèutica degut al seu alt contingut nutricional i per aquesta raó es desenvolupen noves tècniques de separació dels components d'aquest conegut "tresor oblidat". Les tècniques convencionals de concentració dels components del sèrum de llet són l'evaporació i les tecnologies de membrana com la nanofiltració i microfiltració.

L'osmosi directa és un procés innovador a la concentració de sèrum de llet que consisteix en l'eliminació de l'aigua present al producte líquid a través d'una membrana semipermeable actuant gràcies a una força impulsora que es deguda a la diferència de pressions osmòtiques entre les dissolucions que estan en contacte amb les dues cares de la membrana. La principal atracció de l'osmosi directa es deguda al baix cost de producció que comporta ja que aquesta no requereix l'aplicació d'una font d'energia externa a demés de la necessària per a transportar les dissolucions a través de la membrana.

Per aquesta raó s'ha demostrat a escala de laboratori la possibilitat de concentrar una dissolució de sèrum de llet a una planta a escala de laboratori d'osmosi directa amb dues dissolucions d'arrossegament diferents: clorur sòdic i glucosa. Després d'obtenir els resultats e la concentració s'ha realitzat un disseny d'una planta a nivell industrial que tracte 5 m³ de sèrum de llet que prèviament es nanofiltra a una planta contigua.

ABSTRACT

Whey is a liquid by-product produced in cheese production which approximately reach the 145 million of tons annually worldwide. This by-product was considered waste not so many years ago, but thanks to the development of membrane technologies it has acquired a great industrial value. Since some years ago, there is a tendency in the food industry to use food substitutive to improve their properties adapting them to consumers. Nowadays whey has drawn the interest of food industry and even pharmaceutical industry because of its high nutritional content and due to that new techniques of separation and concentration of this known “forgotten treasure” are being developed. The conventional techniques of whey concentration are evaporation and membrane technologies as nanofiltration and microfiltration.

Forward osmosis is an innovative process in whey concentration that consist in remove the water in the liquid product through a semipermeable membrane acting thanks to a driving force that acts due to the osmotic pressure difference between the two solutions facing each layer of the membrane. The principal attraction of forward osmosis is the low cost of production that it means as it is not necessary an external energy source apart from the needed to make the solutions flow through the membrane.

Because of that it has been shown on a laboratory scale the possibility to concentrate a dilution of whey in a pilot plant of forward osmosis with two different draw solutions: sodium chloride and glucose. After getting the results of concentration it has been made a design of an industrial plant that process 5 m³ of whey previously processed in a nanofiltration plant near to this forward osmosis plant.

Índice del proyecto

Índice del documento I: Memoria

1.	OBJETO DEL PROYECTO.....	1
2.	JUSTIFICACIÓN DEL PROYECTO	1
3.	LACTOSUERO EN LA INDUSTRIA ALIMENTARIA	1
3.1.	Uso del lactosuero en la industria cárnica.	3
3.2.	Productos con bajo contenido en grasas.	4
3.3.	Productos de panadería y confitería.	4
3.4.	Productos lácteos.	5
4.	TÉCNICAS CONVENCIONALES DE CONCENTRACIÓN.....	6
4.1.	Concentración mediante evaporación térmica	6
4.2.	Procesos de membrana.....	7
4.2.1.	Ultrafiltración (UF).....	9
4.2.2.	Nanofiltración (NF)	10
5.	ÓSMOSIS DIRECTA. APLICACIÓN EN LA CONCENTRACIÓN DE LACTOSUERO.....	11
5.1.	Principios básicos	11
5.1.1.	Polarización por concentración externa (ECP).....	13
5.1.2.	Polarización por concentración interna (ICP)	14
5.2.	Concentración de lactosuero mediante ósmosis directa.	17
5.2.1.	Posibles disoluciones de arrastre.	17
6.	METODOLOGÍA EXPERIMENTAL.....	18
6.1.	Equipos y materiales utilizados	18
6.1.1.	Planta piloto.....	18
6.1.2.	Membranas utilizadas	19
6.1.3.	Reactivos y productos químicos	20
6.2.	Metodología	21
6.2.1.	Caracterización de las membranas	21
6.2.2.	Ensayos de concentración de lactosuero	23
6.2.3.	Limpieza membranas tras ensayos y caracterización	24
6.2.4.	Determinación de los parámetros a analizar en la disolución de lactosuero simulada y en la disolución de arrastre.....	25
7.	RESULTADOS EXPERIMENTALES Y DISCUSIÓN	27
7.1.	Caracterización de las membranas.....	27
7.1.1.	Membrana HTI-CTA-NW	27

7.1.2.	Membrana HTI-CTA-ES	38
7.2.	Ensayos de concentración de Lactosuero	40
7.2.1.	Concentración de la disolución 6% de WPC con NaCl 150 g/L como disolución de arrastre y membrana HTI-CTA-NW	40
7.2.2.	Concentración de la disolución 6% de WPC con Glucosa 1 mol/L como disolución de arrastre y membrana HTI-CTA-ES	41
7.3.	Análisis de los parámetros	42
7.3.1.	Proteínas, Lactosa, Grasa, materia seca y pH.....	42
7.3.2.	Iones sodio y cloruros.....	43
7.3.3.	Fosfatos.....	44
7.3.4.	Carbono Orgánico Total (COT).....	44
7.4.	Caracterización membranas tras limpieza	45
7.4.1.	Membrana HTI-CTA-NW	45
7.4.2.	Membrana HTI-CTA-ES	46
8.	DESCRIPCIÓN DE LA SOLUCIÓN ELEGIDA	47
8.1.	Preparación de la disolución de arrastre	49
8.2.	Concentración de lactosuero	50
8.3.	Limpieza de las membranas.....	51
9.	CÁLCULOS PARA EL DISEÑO DEL PROCESO	51
10.	ESTUDIO ECONÓMICO	59
11.	CONCLUSIONES.....	61
12.	BIBLIOGRAFÍA	61
13.	ANEXOS DE LA MEMORIA DESCRIPTIVA.....	63
13.1.	Anexo I: Fichas técnicas de las membranas utilizadas en el laboratorio	63
13.2.	Anexo II: Ficha técnica de la membrana utilizada en el diseño.....	66

Índice del documento II: Planos

1.	INTRODUCCIÓN	1
2.	PLANO NÚMERO 1: DIAGRAMA DE FLUJO	2
3.	PLANO NÚMERO 2: DISTRIBUCIÓN EN PLANTA	3

Índice del documento III: Presupuesto

1. INTRODUCCIÓN	1
2. TABLA DE PRECIOS 1: MATERIALES	1
3. TABLA DE PRECIOS 2: MANO DE OBRA	2
4. TABLA DE PRECIOS 3: DESCOMPUESTOS	2
5. TABLA DE PRECIOS 4: UNITARIOS Y PRESUPUESTO PARCIAL	4
6. PRESUPUESTO TOTAL.....	5

1. MEMORIA

Índice del documento I: Memoria

1.	OBJETO DEL PROYECTO.....	1
2.	JUSTIFICACIÓN DEL PROYECTO	1
3.	LACTOSUERO EN LA INDUSTRIA ALIMENTARIA	1
3.1.	Uso del lactosuero en la industria cárnica.....	3
3.2.	Productos con bajo contenido en grasas.	4
3.3.	Productos de panadería y confitería.....	4
3.4.	Productos lácteos.	5
4.	TÉCNICAS CONVENCIONALES DE CONCENTRACIÓN.....	6
4.1.	Concentración mediante evaporación térmica	6
4.2.	Procesos de membrana.....	7
4.2.1.	Ultrafiltración (UF)	9
4.2.2.	Nanofiltración (NF).....	10
5.	ÓSMOSIS DIRECTA. APLICACIÓN EN LA CONCENTRACIÓN DE LACTOSUERO.....	11
5.1.	Principios básicos	11
5.1.1.	Polarización por concentración externa (ECP).....	13
5.1.2.	Polarización por concentración interna (ICP)	14
5.2.	Concentración de lactosuero mediante ósmosis directa.....	17
5.2.1.	Posibles disoluciones de arrastre.	17
6.	METODOLOGÍA EXPERIMENTAL.....	18
6.1.	Equipos y materiales utilizados	18
6.1.1.	Planta piloto.....	18
6.1.2.	Membranas utilizadas	19
6.1.3.	Reactivos y productos químicos	20
6.2.	Metodología	21
6.2.1.	Caracterización de las membranas	21
6.2.2.	Ensayos de concentración de lactosuero	23
6.2.3.	Limpieza membranas tras ensayos y caracterización	24
6.2.4.	Determinación de los parámetros a analizar en la disolución de lactosuero simulada y en la disolución de arrastre.....	25
7.	RESULTADOS EXPERIMENTALES Y DISCUSIÓN	27
7.1.	Caracterización de las membranas.....	27
7.1.1.	Membrana HTI-CTA-NW	27
7.1.2.	Membrana HTI-CTA-ES	38
7.2.	Ensayos de concentración de Lactosuero	40

7.2.1.	Concentración de la disolución 6% de WPC con NaCl 150 g/L como disolución de arrastre y membrana HTI-CTA-NW	40
7.2.2.	Concentración de la disolución 6% de WPC con Glucosa 1 mol/L como disolución de arrastre y membrana HTI-CTA-ES	41
7.3.	Análisis de los parámetros	42
7.3.1.	Proteínas, Lactosa, Grasa, materia seca y pH.....	42
7.3.2.	Iones sodio y cloruros.....	43
7.3.3.	Fosfatos.....	44
7.3.4.	Carbono Orgánico Total (COT).....	44
7.4.	Caracterización membranas tras limpieza	45
7.4.1.	Membrana HTI-CTA-NW	45
7.4.2.	Membrana HTI-CTA-ES	46
8.	DESCRIPCIÓN DE LA SOLUCIÓN ELEGIDA	47
8.1.	Preparación de la disolución de arrastre	49
8.2.	Concentración de lactosuero	50
8.3.	Limpieza de las membranas.....	51
9.	CÁLCULOS PARA EL DISEÑO DEL PROCESO	51
10.	ESTUDIO ECONÓMICO	59
11.	CONCLUSIONES.....	61
12.	BIBLIOGRAFÍA	61
13.	ANEXOS DE LA MEMORIA DESCRIPTIVA	63
13.1.	Anexo I: Fichas técnicas de las membranas utilizadas en el laboratorio	63
13.2.	Anexo II: Ficha técnica de la membrana utilizada en el diseño.....	66

1. OBJETO DEL PROYECTO

El presente proyecto tiene como objeto demostrar la viabilidad de la concentración de una disolución de lactosuero mediante el uso de la tecnología de membranas de ósmosis directa. Por una parte, se realizará dicha concentración a escala experimental probando dos membranas de características diferentes con una disolución de arrastre diferente para cada membrana y posteriormente se diseñará una planta industrial para producir concentrado de lactosuero a partir del rechazo de una planta de nanofiltración que trata 5 m³ diarios de lactosuero.

2. JUSTIFICACIÓN DEL PROYECTO

La justificación de este proyecto es, por una parte, académica ya que se trata de un proyecto de fin de grado y se ha realizado para demostrar el conocimiento que se ha adquirido a lo largo de dicho grado y ponerlo en práctica; y por otra parte técnica, ya que se propone una técnica novedosa y atractiva para la industria alimenticia en cuanto a las técnicas convencionales de separación y concentración de componentes en los alimentos. Esta técnica novedosa es la ósmosis directa y su principal atractivo son las condiciones económicas y sencillas de producir que se requieren para llevarla a cabo en comparación con las técnicas convencionales de concentración en los alimentos como pueden ser las tecnologías de membrana gobernadas por la presión como la nanofiltración, por ejemplo.

3. LACTOSUERO EN LA INDUSTRIA ALIMENTARIA

La industria láctea es uno de los sectores alimenticios más importantes a nivel mundial. Dentro de la industria láctea existe un subproducto de la producción de queso que en los últimos años ha adquirido una gran importancia debido a su alto contenido nutricional, se trata del lactosuero. El lactosuero es un subproducto que se genera en cantidades muy significativas (145 millones de toneladas al año aproximadamente mundialmente) debido al enorme volumen de productos lácteos que se produce a nivel mundial, especialmente en países sobrepoblados como India y China. Este es el líquido restante generado durante el proceso de cuajado de la leche y es obtenido como un subproducto integral del proceso de producción de queso y caseína. Se estima que el 96% de lactosuero producido proviene de la industria quesera y el restante del proceso de producción de caseína.

Hasta hace unos años, el lactosuero como producto en la industria alimenticia era tratado en su mayor parte como un residuo que se eliminaba en forma de efluente junto con el agua residual, lo cual conlleva una gran amenaza para el ecosistema debido a su alto contenido en compuestos orgánicos (en algunos países en desarrollo sigue tratándose el lactosuero como residuo). Si es vertido en el agua puede reducir la vida acuática al consumir el oxígeno disuelto y si se vierte en la tierra altera la capacidad nutritiva de esta y reduce el rendimiento de los cultivos agrícolas. Aún hoy en día esto sigue siendo un problema para los países subdesarrollados principalmente por su alto contenido de DBO (Demanda Bioquímica de Oxígeno), el cual está entre 35.000-55.000 mg/L. Considerando la enorme cantidad de lactosuero que se produce a nivel mundial, existe una necesidad imperante de tratar este subproducto, recuperar y aprovechar tales componentes tan valiosos como la lactosa y sus proteínas a la vez que minimizar el impacto medioambiental. La desequilibrada cantidad de sólidos presentes en el lactosuero ha limitado la utilización del lactosuero y el lactosuero en polvo en la industria alimenticia para humanos. En concreto la imperante cantidad de lactosa (70%) y minerales (8%) eran barreras que habían de superarse para la aplicación del lactosuero en la industria de alimentos humanos. Con el desarrollo de la tecnología de membrana se empezó a tener en cuenta el lactosuero no como un subproducto de desecho sino como una alternativa en la industria alimentaria y actualmente son estos métodos de separación los más aceptados en la recuperación de lactosuero [1].

Diseño de un proceso de ósmosis directa para la concentración de lactosuero

La tendencia a utilizar sustitutos de algunos ingredientes en las recetas de los alimentos ha ido creciendo con el paso del tiempo a la vez que la tecnología necesaria se ha ido desarrollando. Esto ha permitido la aparición de alimentos con un contenido reducido de grasas y azúcar, junto con productos adaptables para gente vegetariana o intolerante a la lactosa, por ejemplo. El lactosuero actualmente es utilizado como sustituto alimenticio debido a su importancia nutricional y funcional en diferentes productos. Su uso no solo tiene un impacto positivo en la salud de quienes lo consumen, sino que también afecta positivamente en la economía de las compañías que lo utilizan ahorrándose costes de materias primas. Esta reducción de costes se debe al uso del lactosuero como sustituto total o parcial de productos como la leche en polvo, huevos, grasas, sacarosa o proteínas [2].

En el caso de la producción de queso (96% de la producción total de lactosuero como se ha comentado anteriormente), se estima que el 90% total del volumen de la leche utilizada deriva en la producción de lactosuero, el cual contiene aproximadamente el 55% de sus nutrientes [3]. Los nutrientes más abundantes son la lactosa (4,5-5% p/v), proteínas solubles (0,6-0,8% p/v) entre las que se encuentran principalmente la β -Lactoglobulina, α -Lactoalbúmina, Lactoperoxidasa y Lactoferrina y sales minerales (8-10% de extracto seco). También está constituido por una gran parte de vitaminas, mayoritariamente de las del grupo B (Tiamina, ácido pantoténico, riboflavina, piridoxina, ácido nicotínico, cobalamina) en el orden de mg/L. Este gran contenido de nutrientes genera una gran demanda tanto química como bioquímica de oxígeno, alcanzando unos valores de DQO de 70.000 mg/L aproximadamente o incluso más y DBO de entre 35.000 y 55.000 mg/L. Estos valores se deben principalmente a la lactosa, que es el mayor componente [4].

Dependiendo del queso tratado y de las enzimas utilizadas en su tratamiento para eliminar la caseína, existen dos tipos de lactosuero, el primero denominado dulce, es un subproducto de la producción de queso curado y que está basado en la coagulación de la caseína por la renina a pH 5,8-6,5. El segundo tipo de lactosuero llamado ácido se obtiene como subproducto del queso fresco que resulta del proceso de fermentación o adición de ácidos orgánicos o ácidos minerales para coagular la caseína a pH 3,6-5,1. En la tabla 1 se detallan las concentraciones nutricionales de los dos diferentes tipos de lactosuero y en la figura 1 se muestra la composición más detallada del lactosuero obtenido a partir del queso Gouda [2][4].

Tabla 1. Composición del lactosuero [4].

Componente	Lactosuero dulce (g/L)	Lactosuero ácido (g/L)
Sólidos totales	63,0- 70,0	63,0- 70,0
Lactosa	46,0- 52,0	44,0- 46,0
Proteína	6,0- 10,0	6,0- 8,0
Calcio	0,4- 0,6	1,2- 1,6
Fosfatos	1,0- 3,0	2,0- 4,5
Lactato	2,0	6,4
Cloruros	1,1	1,1

- Alta solubilidad en un rango de pH de 2 a 10, mientras que la caseína, que es el componente y la fuente principal de proteínas en el queso comercial, es soluble solo a pH por encima de 5 y la proteína aislada de soja a pH mayores de 5.5.
- La formación de emulsiones estables es particularmente importante en los productos cárnicos finamente triturados, especialmente cuando las materias primas de los ingredientes no son de alta calidad. En estos casos, las proteínas de lactosuero podrían sustituir total o parcialmente otros emulgentes.
- Además, las proteínas de lactosuero mejoran el sabor y aumentan la solidificación del producto. Son utilizadas también en el acabado de productos cárnicos como por ejemplo en la formación de cubiertas comestibles para salchichas. También proporcionan características antioxidantes, disminuyendo la capacidad de oxidarse de las grasas [2].

3.2. Productos con bajo contenido en grasas.

Hoy en día es sobradamente conocido que el exceso de grasas, especialmente las de origen animal, en la dieta de una persona conlleva a diferentes problemas de salud, pudiendo provocar diversas enfermedades como la arteriosclerosis, por ejemplo. Esto, por lo tanto, genera la necesidad de limitar el contenido de grasas en los alimentos que se consumen y la búsqueda de sustitutivos alimenticios que proporcionen las mismas características que estas sin afectar negativamente a la salud.

Las grasas son un importante componente en varios alimentos; le aportan buen sabor, jugosidad y estabilidad a la hora de conservar el producto. Estas características positivas para los consumidores también se pierden con la reducción del contenido en grasas, por lo tanto, se buscan sustitutos que prevengan los efectos negativos de las grasas pero que a la vez mantengan estas características deseables para el consumidor. Las proteínas de lactosuero son ampliamente utilizadas para la producción de aderezos de ensaladas, sopas, salsas, mayonesa, carne, yogurts y helados [8], los sucedáneos de las grasas pueden clasificarse en dos grupos: sustitutivos y miméticos. Las WPCs se clasifican en el grupo de los miméticos de las grasas porque tienen diversas propiedades similares a las que tienen los lípidos. WPC34 (Proteína concentrada de lactosuero al 34%) y WPC80 (Proteína concentrada de lactosuero al 80%) se utilizan comúnmente. Utilizando los WPCs, los cuales se clasifican como sustitutivos miméticos de las grasas, se puede llegar a reducir el contenido en grasas hasta más de un 50%, y de este modo aumentar el contenido en humedad del producto acabado.

3.3. Productos de panadería y confitería.

El lactosuero puede ser usado también en la industria panadera, pastelera y en confitería en la producción de pan, pasteles, galletas, chocolate, caramelos y merengues entre otros. Los productos en que el huevo toma un papel importante son los pasteles y el merengue, por ejemplo. En cuanto a los pasteles, el huevo aporta un sabor y estructura característica que es alterada al sustituirlo por proteínas de lactosuero. Por lo tanto, es recomendable sustituirlo de manera parcial y no de manera integral. Debido a la presencia de colesterol en la yema de huevo, por razones de salud, existe un creciente interés en sustituirla parcialmente. En el caso del merengue [5], este viene a ser una espuma proteica que se obtiene a partir de la clara de huevo y azúcar, añadido durante la agitación, que son altamente sensible a los componentes grasos. Esto se debe a que durante el proceso de horneado se requiere una alta estabilidad de la espuma, y esto requiere que no haya grasa en el alimento o de lo contrario desaparecería el efecto tensoactivo que ejercen las proteínas y permiten que se generen burbujas de aire en la clara de huevo al batirlo. La clara de huevo es principalmente agua y proteínas (ovoalbúmina y ovomucina). Por lo tanto, la proteína concentrada de lactosuero (WPC) puede reemplazar la clara de huevo en la producción de merengue solo cuando se ha eliminado la grasa residual de ésta.

Los productos de pastelería y confitería son ricos en carbohidratos, pero pobres en proteínas. Es por esto que no forman parte de una dieta equilibrada y saludable. Por lo tanto, los productos procesados de lactosuero en combinación con alcoholes de azúcar o edulcorantes artificiales contribuyen en la reducción de carbohidratos de los productos en cuestión. El WPC34, por ejemplo, se utiliza para

galletas de especias o para pepitas de chocolate de galletas como sustitutivo tanto de la grasa como del huevo. Por otra parte, el WPC80, que es el concentrado de proteínas que más contenido en grasas tiene, es un buen sustitutivo del huevo en productos como el pan, pasteles y galletas.

En panadería, pastelería y confitería se utiliza mucho la lactosa como sustitutivo de la sacarosa ya que ésta favorece la reacción de Maillard (técnicamente, glucosilación no enzimática), mejora la emulsión y también le da un mejor sabor. La reacción de Maillard es un conjunto de reacciones químicas que se da a cabo entre los grupos amino libre de los aminoácidos o las proteínas y los azúcares. Los productos mayoritarios de esta reacción son compuestos aromáticos que le dan un sabor y aroma característico a la vez que se producen unos pigmentos que le aportan un color pardo al producto. Esta reacción se puede dar al calentar el alimento, pero también se puede dar durante el almacenamiento prolongado.

A demás de todo esto, el lactosuero tiene un alto contenido en Calcio (0.6 g/L) y otros minerales esenciales importantes para la salud como el Potasio (1.5 g/L) y el Zinc, este último en menor proporción (1.5 mg/L) [5]. Debido a todas estas propiedades, las proteínas de lactosuero son un producto muy valioso en la industria de la panadería, pastelería y confitería [2].

3.4. Productos lácteos.

El concentrado de proteína de lactosuero (WPC) es utilizado ampliamente en muchos productos lácteos. Entre los más importantes constan los siguientes [2]:

- **Yogurts:** Los productos de lactosuero utilizados en la producción de yogurt son los siguientes;
 - 1) Lactosuero dulce en polvo, el cual podría reemplazar a la leche desnatada en una proporción de 2-5.2%.
 - 2) Concentrado de proteína de lactosuero (WPCs), el cual es el más utilizado en la industria del yogurt. Añadiendo una cantidad de 0.7-2.0% de WPC34 o 0.5-0.8% de WPC80 es suficiente para el yogurt agitado o mezclado (una cantidad superior afectaría a algunas características de calidad). Principalmente se producen 3 tipos de yogurt a nivel industrial; Yogurt mezclado o agitado, Yogurt sólido y Yogurt líquido o bebible. El contenido de grasas [5] está estandarizado entre 0.5% (yogurt desnatado) y 3% (yogurt sin desnatar). Con un incremento de los sólidos no grasos de la leche se adquiere una mayor consistencia en la estructura del yogurt. Esto se consigue normalmente añadiendo leche desnatada en polvo, pero también con estabilizadores como gelatina, caseinato sódico o productos de proteína de lactosuero. Una alta proporción de las proteínas de lactosuero en la leche tiene como resultado un yogurt más suave y con una textura de más calidad y agradable. En algunos países de la Unión Europea está permitido utilizar como sustitutivo de la leche el WPC34 en el yogurt hasta un 20% ya que la composición nutricional del WPC34 es muy similar a la de la leche desnatada en polvo. La principal diferencia entre estos dos productos es que la parte proteica del WPC34 corresponde a proteínas de lactosuero, mientras que la parte proteica de la leche desnatada en polvo contiene un 80% de caseína micelar.
 - 3) El aislado de proteína de lactosuero (WPI) también puede utilizarse en yogures con bajo contenido de lactosa debido a su baja concentración de grasas y lactosa.
- **Helados:** Los preparados de lactosuero utilizados en la producción de helados incluyen el lactosuero en polvo, lactosuero en polvo desmineralizado, WPCs y WPI [9]. Entre las propiedades más importantes que aportan los productos de lactosuero a la producción de helado está la capacidad de captación de agua que le aporta una mejor textura y que además estabiliza el producto en cuanto a la congelación/descongelación limitando la transición hielo/agua. Esto les da una mayor resistencia a los cambios bruscos de temperatura y al calor ya que puede mantener pequeños cristales de hielo y ayuda a un producto helado acabado cremoso y más estable. A parte, el lactosuero le da un valor añadido al producto debido a sus

propiedades nutritivas por sus proteínas de calidad y su reducido valor graso.

- Queso, quesos procesados y análogos: Preparados de lactosuero, como lactosuero dulce en polvo, lactosuero en polvo con reducido contenido de lactosa, WPCs y WPI pueden ser utilizados en la producción de queso procesado y análogos [2].

4. TÉCNICAS CONVENCIONALES DE CONCENTRACIÓN

Como se ha comentado en el apartado anterior, la utilización del lactosuero en la industria de alimentos ha evolucionado gracias a las tecnologías de separación y concentración de sus componentes utilizando principalmente tecnologías de membrana como microfiltración ultrafiltración, nanofiltración y ósmosis inversa junto con el método convencional de concentración de lactosuero mediante evaporación térmica. Se explica primero la técnica convencional de concentración, evaporación térmica, y después se explicarán los diferentes tipos de concentración por membrana.

4.1. Concentración mediante evaporación térmica

Este método ha sido el más utilizado hasta la aparición y desarrollo de las tecnologías de separación de membranas que existen en la actualidad. Las principales desventajas que supone esta técnica son el alto coste energético que supone y las altas concentraciones de cenizas y lactosa que quedan en el lactosuero concentrado, ya que mediante este método sólo se elimina parte del agua presente en el lactosuero; además el tratamiento térmico puede afectar a los componentes del lactosuero, principalmente a las proteínas, las cuales son termolábiles y pueden desnaturalizarse con el aumento de la temperatura. Esta desnaturalización provoca la pérdida de las propiedades nutricionales y funcionales de las proteínas presentes en el lactosuero [10].

Según [5], mediante esta técnica, la concentración de sólidos presentes en el lactosuero pasa de un 6,5% a concentraciones entre 50-60%. La energía que se utiliza está normalmente en forma de vapor a presiones reducidas. Se suele utilizar un evaporador de efecto múltiple para reducir la cantidad de vapor necesario. Las plantas de evaporación de efecto múltiple tienen dos o más módulos que operan progresivamente a presiones más bajas y de esta manera se va bajando la temperatura del punto de ebullición. Los evaporadores de película descendente son ampliamente utilizados en la industria láctea y consiste en una serie de tubos a través de los que fluye el lactosuero con un encamisado de vapor mantenido a presiones bajas rodeándolos. El agua y el vapor condensado del enchaquetado térmico son eliminados en el condensador en el fondo del evaporador. A la salida del evaporador hay un ciclón que separa el vapor que no ha sido eliminado del lactosuero concentrado, el cual se bombea al siguiente evaporador. En la Figura 2 se muestra un evaporador de triple efecto con termocompresor.

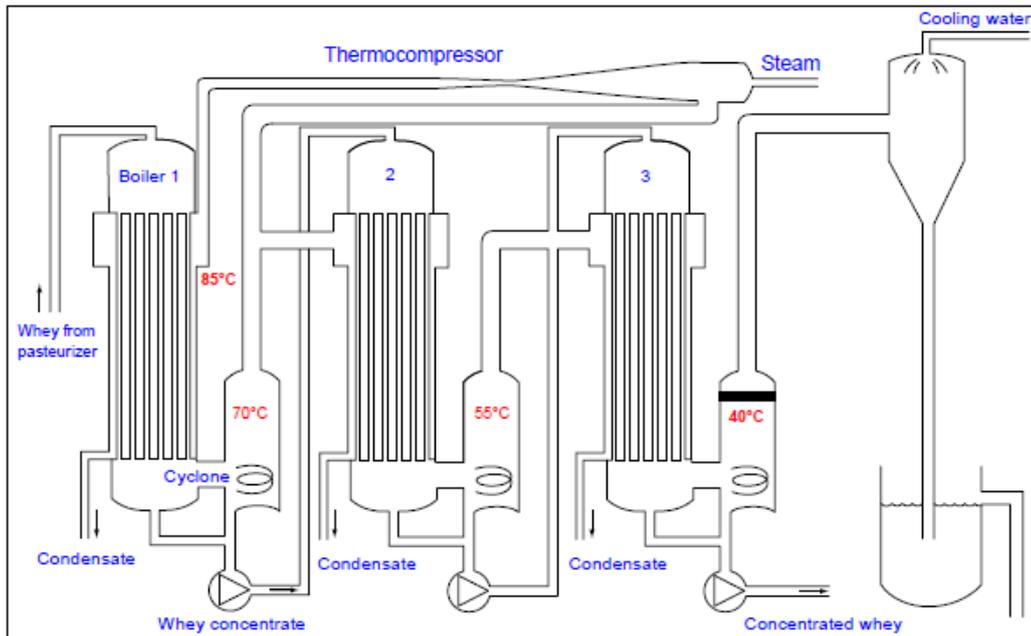


Figura 2. Evaporador de triple efecto con termocompresor para concentración de lactosuero [5].

Cada evaporador está conectado con una bomba de vacío y un condensador. El vapor proveniente del primer evaporador con una temperatura de ebullición de 70°C es utilizado en el segundo evaporador como fuente de calor y así sucesivamente. En el siguiente evaporador el vacío es mayor y por lo tanto la temperatura de ebullición menor. El termocompresor se utiliza para mejorar la eficiencia energética de la planta aprovechando el poder calorífico del vapor que sale del primer efecto para recircularlo al mismo.

Después de esta etapa de concentración por evaporación el lactosuero ha incrementado su contenido en proteínas, pero también su contenido en lactosa y sales minerales, lo cual lo imposibilita de que sea un producto apto para la alimentación humana. La eliminación de parte de lactosa se produce en un siguiente paso denominado cristalización de la lactosa en un decantador centrífugo; tras la etapa de evaporación el lactosuero se traspa a un tanque de cristalización a 50°C, donde en continua agitación se baja la temperatura hasta 10°C. Debido a esta bajada de temperatura la solubilidad de la lactosa baja de un 17,5% hasta un 6% y es entonces donde se satura y cristaliza principalmente en cristales de lactosa α -monohidrato. Seguidamente se pasa este compuesto acuoso a un decantador centrífugo donde se separan los cristales de lactosa del lactosuero deslactosado. Tras estas dos etapas la concentración de lactosa pasa a un 40 – 50%, la de proteínas aumenta del 13% al 28%, pero el contenido de minerales aumenta hasta un 20%. Este alto contenido en sales sigue inhabilitando al lactosuero de poderse utilizar en la industria alimentaria por lo que se hace necesaria otra etapa de desmineralización mediante intercambio iónico y/o electrodiálisis. Esta última opción es más económica y adecuada para la desmineralización de lactosuero ya que el intercambio iónico requiere un alto coste de regeneración del intercambiador tras la desmineralización [5].

4.2. Procesos de membrana

La mayor revolución que se ha llevado a cabo en la industria láctea ha venido de la mano del desarrollo de las diferentes tecnologías de separación por membrana. Aproximadamente un 66,67% de las membranas que son instaladas en la industria láctea se destinan al tratamiento y la filtración del lactosuero mientras que el restante 33,33% se utiliza en el tratamiento de la leche [1]. Esta tecnología de membranas donde la fuerza impulsora es el gradiente de presión se basa en la concentración o fraccionamiento de una corriente alimento líquida haciéndola pasar a través de una membrana

semipermeable con cierta selectividad y obteniéndose dos corrientes producto de diferente composición. La selectividad de las membranas permite que pasen a través de ella ciertos componentes y que se retengan otros. En grandes términos, una membrana puede describirse como una interfase, normalmente heterogénea, que actúa como barrera al flujo de alguna especie iónica o molecular que está en contacto con las dos caras de la membrana. El líquido que pasa a través de la membrana se le conoce como permeado y el que es retenido rechazo. En las últimas décadas esta tecnología ha acaparado un gran interés en la comunidad científica ya que sus condiciones de operación son mucho más sencillas de alcanzar, beneficiosas y económicas. No requiere la utilización de ningún aditivo, se puede trabajar en condiciones isotermas y a temperaturas bajas, lo cual minimiza la desnaturalización, inactivación o degradación de los productos biológicos tratados a diferencia de los métodos térmicos de separación y concentración. La microfiltración (MF) se utiliza normalmente en la retención de células, desechos celulares, bacterias y grasas haciendo pasar a través de la membrana proteínas y moléculas de menor tamaño (tamaño de poro: 100-10000 nm) mientras que las membranas de ultrafiltración (UF) son diseñadas para obtener una alta retención de proteínas y otras macromoléculas (tamaño de poro: 1-100 nm). Luego están la nanofiltración (NF) y la ósmosis inversa (OI), que son capaces de filtrar partículas desde 0,1-1 nm y <0,5 nm respectivamente, aunque en la ósmosis inversa el mecanismo de transferencia de masa a través de la membrana es de tipo difusional y no a través de capilares. La OI se aplica para eliminar el agua presente en el lactosuero en contra de una presión osmótica, por lo que requiere presiones mucho más altas que las demás técnicas de membrana. La ultrafiltración convencional está limitada en la separación de partículas que difieran en 10 veces su tamaño, esto se intenta evitar con las nuevas técnicas de filtración tangencial de alto rendimiento (High performance tangencial flow filtration “HPTFF”) y con las técnicas avanzadas de ultrafiltración. En estas nuevas tecnologías de purificación de proteínas se combina la selectividad por el tamaño de poro de la membrana y la carga neta de la biomolécula [11].

Los filtros de membrana están formados por dos capas:

- La capa soporte porosa es una estructura microporosa que sirve de soporte mecánico para que la membrana pueda aguantar los gradientes de presión a ambas caras sin dañarse y disminuir la pérdida de carga a la vez que facilitar en drenaje del permeado.
- La capa activa que es la responsable de la densidad de flujo de permeado y del índice de rechazo de la membrana.

En el mercado existen cuatro tipos principales de configuraciones de membrana [12]:

- a) De placa y bastidor: Tienen una disposición semejante a los filtros-prensa y es la configuración más antigua, pero posiblemente de las más utilizadas en ultrafiltración y la más simple. Las membranas se disponen individualmente en forma de lámina sobre bastidores y separadas por placas una al lado de otra. Se trabaja con pequeñas áreas de membrana que proporcionan bajos caudales de permeado. Son módulos bastante compactos, con facilidad para acceder a la sustitución y limpieza.
- b) De enrollamiento en espiral: Estructura compleja que se basa en el enrollamiento en espiral de varias membranas planas alrededor de un tubo colector de permeado. Las paredes exteriores de las membranas, que forman la espiral, se encuentran separadas entre ellas por espaciadores huecos que permiten que el alimento discurra y el permeado fluya a través de las paredes de la membrana. Estos espaciadores además proporcionan turbulencias en el alimento de manera que se reduce el efecto de polarización por concentración ya que este módulo es más sensible a la obstrucción. Con esta configuración se logra una gran superficie en un volumen reducido. Su forma establece el régimen turbulento necesario para evitar la obstrucción de las membranas.

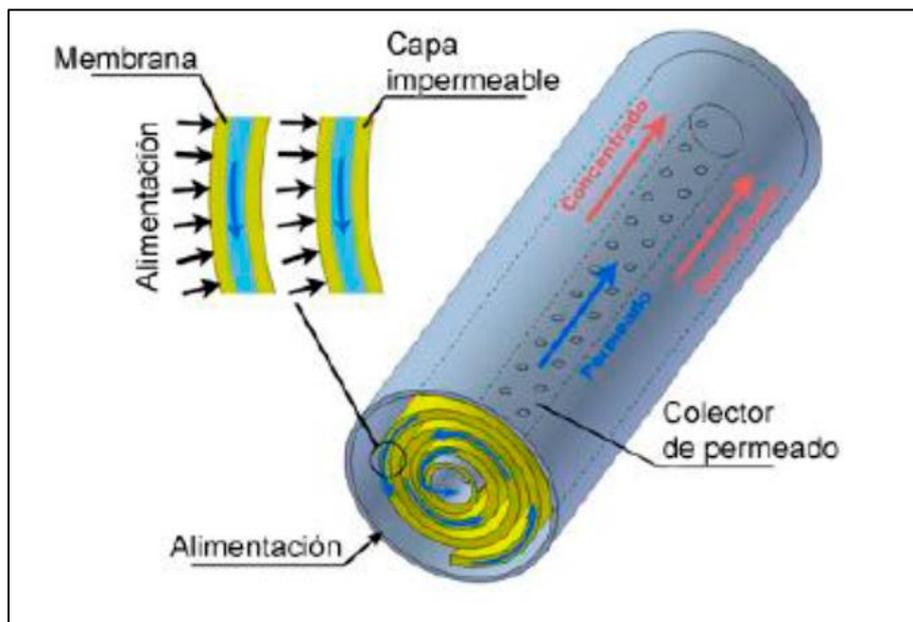


Figura 3. Configuración módulo de membrana en espiral [13].

- c) Tubulares: Constituidas por carcasas cilíndricas que contienen un número variable de membranas tubulares en su interior. La alimentación se bombea por el interior de las membranas y el permeado fluye lateralmente a través de las paredes. Pueden procesar corrientes a grandes velocidades.
- d) De fibra hueca: Son cilindros donde se alojan haces de miles e incluso millones de membranas de tipo fibra hueca dependiendo del diámetro de la fibra y del cartucho que las contenga. Es un diseño más nuevo que está alcanzando gran aceptación. La relación entre el área de membrana y el volumen del módulo es muy ventajosa, son más fáciles de instalar, más duraderas y poseen una elevada resistencia a la presión. Como inconvenientes hay que destacar que no son tan fáciles de limpiar como las configuraciones tubulares o planar. Como precaución, el agua o la sustancia que se vaya a tratar en esta configuración debe estar muy bien pretratada, exenta de cualquier sustancia que pudiera obturar las fibras. El flujo tratado en estos módulos tiene una velocidad entre 0,5-2,5 m/s lo que corresponde a un número de Reynolds de flujo laminar.

4.2.1. Ultrafiltración (UF)

Hoy en día la ultrafiltración es el método de concentración de proteínas de lactosuero más utilizado y extendido. Las membranas de UF, formadas por varios polímeros sintéticos, tienen una alta estabilidad térmica y resistencia química. Es un método más económico que la evaporación ya que no requiere un cambio de fase y no necesita energía térmica. Permite un amplio ratio de concentraciones de las proteínas del lactosuero [10], debido a la retención de proteínas y moléculas más grandes y a la permeabilidad a la lactosa, minerales, agua y componentes de bajo peso molecular.

Las membranas de ultrafiltración son caracterizadas según sus capacidades de separación acorde al peso molecular del permeado (en bibliografía en inglés se indica como “cut-off”). Las membranas de ultrafiltración que se utilizan para el fraccionamiento de proteínas de lactosuero tienen un tamaño de corte molecular en el rango 10-50 kDa [5]. Las moléculas de pesos moleculares menores como lactosa, minerales y agua pasan a través de la membrana como permeado y las proteínas y grasas residuales se quedan como rechazo. El límite aproximado de concentración de proteínas en el lactosuero es 20 veces el inicial, que se suele expresar como una reducción de volumen de lactosuero del 95%. Para grados de concentración mayores la viscosidad del retenido aumentaría demasiado para

poder seguir concentrándolo a través del circuito. En estos casos para conseguir concentraciones de proteínas mayores se añade agua a la disolución alimento para disminuir su viscosidad y seguir eliminando sales y lactosa, este proceso se llama “diafiltración”. Con ultrafiltración es posible alcanzar rangos de concentración de proteínas de lactosuero desde 25% hasta 80% de los sólidos totales. El WPC producido industrialmente se puede clasificar en tres tipos: WPC de contenido bajo en proteínas (desde 25% hasta 40%), WPC de contenido medio de proteínas (normalmente entre 40 y 60%) y WPC de alto contenido en proteínas (entre 60% y 80%). Para obtener concentraciones mayores de WPC se combina la UF con un pretratamiento con microfiltración (MF) para eliminar las grasas del lactosuero, obteniéndose de esta manera WPI (contenidos de proteínas >90%). En la tabla 2 se ven las composiciones de los diferentes tipos de WPC tratados por ultrafiltración junto con la del lactosuero en polvo (WP).

Tabla 2. Composición de WPC's tratados en UF y del Lactosuero en polvo.

Componente (%)	WPC-35	WPC-60	WPC-80	WP
Proteína Total	36,2	63,0	81,0	13,0
Lactosa	46,5	21,1	3,5	73,0
Minerales (cenizas)	7,8	3,9	3,1	8,0
Grasas	2,1	5,6	7,2	1,0
Ácido láctico	2,8	2,2	1,2	-
Humedad	4,6	4,2	4,0	4,0

Se aprecia el incremento de contenido en grasas junto con el aumento de contenido en proteínas y la disminución de la lactosa y sales minerales. La composición del WPC-35 se corresponde con la de la leche desnatada en polvo y con el lactosuero en polvo desmineralizado y deslactosado. El WPC-60 representa el límite de proteína concentrada de lactosuero que puede obtenerse por ultrafiltración y el WPC-80 se produce con el WPC-60 combinando las técnicas de UF y diafiltración.

4.2.2. Nanofiltración (NF)

La nanofiltración es una técnica de separación que combina las características de la ultrafiltración y la ósmosis inversa, ya que su método de separación se basa en la diferencia de tamaño de la partícula, gradiente de presiones propio de la ultrafiltración, y en el modelo de separación mediante difusión, propio de la ósmosis inversa. El rango de corte de peso molecular de las membranas de nanofiltración es de 300 – 500 Da. Se utiliza para la desmineralización parcial del lactosuero ya que su corte de peso molecular le permite eliminar algunos minerales y retener lactosa junto con moléculas de mayor peso molecular. La manera convencional de desmineralización del lactosuero es mediante electrodiálisis (ED) y/o intercambio iónico (II) después de la etapa de concentración por evaporación y eliminación parcial de lactosa mediante un decantador centrífugo como se ha explicado en 4.1. Pero la nanofiltración está instaurándose actualmente como una fuerte alternativa para la concentración y desmineralización del lactosuero frente a los métodos convencionales. Una ventaja de la NF frente a la concentración por evaporación seguida de la ED es que en una sola etapa se realiza simultáneamente la concentración y la desmineralización del lactosuero. Esto conlleva a una significativa reducción de costes energéticos, de aguas residuales y de costes del proceso en general [14]. El proceso de NF suele producirse conjuntamente con el de UF ya que para la adaptación del lactosuero a la industria alimentaria hay que reducir el contenido en lactosa y esto no se puede conseguir con la NF sino con la UF. La NF puede aplicarse para desmineralizar tanto el rechazo de la UF (WPC) como el permeado de la UF y obtener concentrado en lactosa parcialmente desmineralizado.

5. ÓSMOSIS DIRECTA. APLICACIÓN EN LA CONCENTRACIÓN DE LACTOSUERO

Los procesos de ósmosis directa (“Forward osmosis” en bibliografía en inglés) ha adquirido una reciente importancia a nivel industrial debido a sus económicas e inocuas condiciones de operación en comparación con otras tecnologías de membrana y de separación. Principalmente se ha ido desarrollando debido a la necesidad de obtener nuevos métodos de desalinización de agua y tratamiento de aguas residuales más económicos y viables. La ósmosis directa (OD) utiliza un gradiente de presión osmótica entre la disolución de arrastre, que es la concentrada en el soluto responsable de la presión osmótica y por tanto la que mayor presión osmótica tiene, y la de alimento (diluida) como fuerza impulsora para producir el flujo de agua a través de una membrana semipermeable. De esta manera el agua fluye de forma natural desde la disolución alimento hacia la disolución de arrastre, obteniéndose una disolución de arrastre diluida al final del proceso sin necesidad de aplicar ninguna presión externa a parte de la necesaria para mover el fluido a través de la membrana, es aquí donde yace la principal ventaja de la OD frente a otras tecnologías de membrana convencionales como la ósmosis inversa (OI). Este ahorro de energía es el que hace a la OD una tecnología de separación por membrana muy interesante en diversos ámbitos industriales como tratamiento de aguas, desalinización de aguas potables y no potables, aplicaciones farmacéuticas, fraccionamiento de alimentos, generación de energía osmótica y pretratamiento para la desalinización mediante OI.

Además del flujo de agua desde la disolución alimento hasta la disolución de arrastre a través de la membrana, en el caso de la OD se produce también un flujo inverso de soluto desde la disolución de arrastre hacia la disolución alimento para equilibrar las presiones osmóticas en ambas disoluciones. La elección de una disolución de arrastre correcta dependerá del proceso que se vaya a realizar. En el caso de este trabajo la disolución alimento a concentrar es una disolución simulada de lactosuero a partir de un WPC 40% que está destinada a la industria alimenticia, por lo que la disolución de arrastre elegida deberá de cumplir los requisitos necesarios para que la disolución alimento final concentrada tras la OD, teniendo en cuenta el flujo inverso de soluto desde la disolución de arrastre, sea apta para el consumo humano y no supere los límites organolépticos que hagan el producto indeseable para el consumidor.

A pesar de esta gran ventaja que ofrece la OD, existe una limitación en su proceso debido al equilibrio de presiones osmóticas entre las dos disoluciones. El flujo de agua permeado a través de la membrana va disminuyendo con el tiempo a la vez que la disolución de arrastre va diluyéndose y por tanto va disminuyendo su presión osmótica hasta igualarse con la de la disolución alimento y es en este punto cuando la fuerza impulsora debida al gradiente de presiones osmóticas desaparece. El equilibrio osmótico por lo tanto determina la concentración final de la disolución de arrastre diluida. En el caso de que la disolución de arrastre final requiera separar el soluto del agua permeada, como por ejemplo en las aplicaciones de agua potable, será necesario un aporte extra de energía en el proceso para el post-tratamiento de la solución de arrastre diluida. En los casos en los que la disolución de arrastre diluida pueda dársele un uso directo sin un post-tratamiento, por ejemplo, como fertilizante, la disolución de arrastre final diluida deberá cumplir los requisitos de calidad del agua para su aplicación [15]. A parte de esta limitación debida al equilibrio osmótico existe una mayor limitación debida a la polarización por concentración externa e interna de la membrana que se explicará más adelante.

5.1. Principios básicos

La presión osmótica de una disolución puede definirse como la presión que debería aplicarse a dicha disolución para prevenir la entrada de agua a través de una membrana semipermeable ideal que está en contacto con otra disolución de agua pura. Disoluciones más concentradas producirán presiones osmóticas mayores y esta depende del número total de iones o moléculas presentes en la disolución. Según la ecuación de Van't Hoff la presión osmótica es proporcional a la concentración de soluto y viene definida en la Ecuación 1.

Diseño de un proceso de ósmosis directa para la concentración de lactosuero

$$\pi = i \cdot \beta \cdot R_G \cdot T \cdot C_S \quad (\text{Ecuación 1})$$

Donde: π = Presión osmótica (Pa).

i = Número de moles de especies formadas en la disolución del soluto.

β = Coeficiente osmótico (para disoluciones ideales vale 1).

R_G = Constante universal de los gases ideales ($0,0821 \text{ atm}\cdot\text{L}\cdot\text{K}^{-1}\cdot\text{mol}^{-1}$).

T = Temperatura (K).

C_S = Concentración de soluto ($\text{mol}\cdot\text{m}^{-3}$).

Generalmente, solutos con alta solubilidad y bajo peso molecular generan una mayor presión osmótica que solutos con baja solubilidad y alto peso molecular. Por otra parte, el flujo de agua permeado (J_W o J_V) puede expresarse con la misma expresión general que en ósmosis inversa:

$$J_W = A \cdot (\Delta P - \Delta \pi) \quad (\text{Ecuación 2})$$

En el caso de la OD no se aplica un gradiente de presiones entre los dos lados de la membrana, sino que la fuerza impulsora es la diferencia de presión osmótica entre la disolución de arrastre y la disolución de alimento como se ha explicado anteriormente. Se van a utilizar los subíndices DS y FS para referirse a disolución de arrastre (“Draw solution” en bibliografía en inglés) y a la disolución alimento (“Feed solution” en bibliografía en inglés) respectivamente por motivos de simplicidad. La ecuación queda de la siguiente manera:

$$J_W = A \cdot (\pi_{DS} - \pi_{FS}) \quad (\text{Ecuación 3})$$

Donde A es el coeficiente de permeabilidad de la membrana al agua pura ($\text{L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}\cdot\text{bar}^{-1}$) y las unidades de J_W son $\text{L}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$.

Por otra parte, se tiene el flujo de soluto responsable de la diferencia de presiones osmóticas entre las dos disoluciones a través de la membrana, que en el caso de la ósmosis directa se produce en sentido opuesto al flujo de agua para compensar el gradiente de presión osmótica. Este parámetro puede ser considerado un inconveniente ya que pasa a la disolución alimento por lo que se intenta buscar membranas que tengan un bajo coeficiente de permeabilidad al soluto.

$$J_S = B \cdot (\Delta C) \quad (\text{Ecuación 4})$$

Donde B es el coeficiente de permeabilidad de la membrana al soluto ($\text{L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$) y ΔC el gradiente de concentración del soluto entre la disolución alimento y la de arrastre. El coeficiente de permeabilidad al soluto (B) y el del agua pura (A) están estrechamente relacionados y B se expresa como [16]:

$$B = \frac{A(1-R)(\Delta P - \Delta \pi)}{R} \quad (\text{Ecuación 5})$$

Donde R es el coeficiente de rechazo de la membrana al soluto y las unidades de J_S son $\text{g}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$.

Otro procedimiento muy relacionado con el de ósmosis directa es el de ósmosis retardada (“PRO” Pressure retarded osmosis en bibliografía en inglés), el cual se ha evaluado desde los años 60 como un proceso de generación de energía utilizando el gradiente de salinidad como fuerza impulsora. Esta técnica utiliza la diferencia de presión osmótica entre el agua de mar, o de la salmuera, y agua pura para presurizar la corriente salina gracias al paso de agua. De esta manera se puede, a partir de presión osmótica, generar presión hidrostática que puede utilizarse para generar electricidad. La ósmosis

retardada es un proceso intermedio entre la ósmosis directa y la ósmosis inversa, donde el flujo de agua se produce de la disolución alimento, con menor presión osmótica, a la disolución de arrastre igual que en la ósmosis directa.

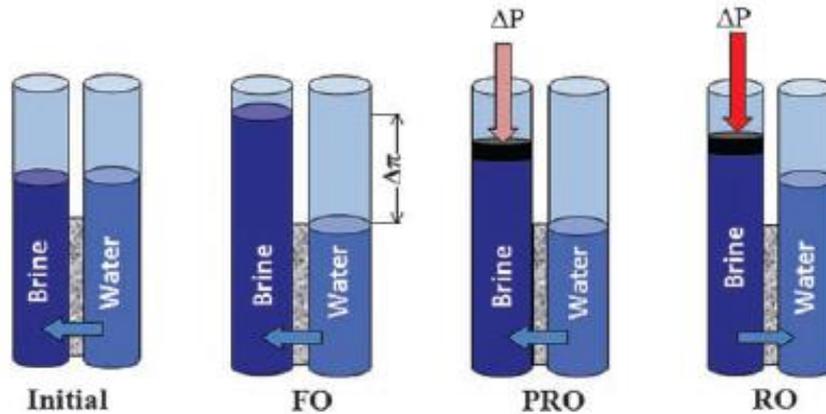


Figura 4. Procesos osmóticos: estado inicial de las disoluciones, ósmosis directa (FO), ósmosis retardada (PRO) y ósmosis inversa (RO) [17].

Siendo ΔP la presión hidráulica aplicada a la disolución; para la ósmosis directa $\Delta P = 0$, para la ósmosis retardada (PRO) $\Delta P < \Delta \pi$, y para la ósmosis inversa $\Delta P > \Delta \pi$.

Un inconveniente de la ósmosis directa es, como se ha dicho anteriormente, el flujo inverso de solutos (J_s). Al contrario que en la ósmosis inversa donde el flujo de agua permeada y de solutos es en la misma dirección, en la ósmosis directa el flujo de solutos es en sentido contrario. Esto conlleva a la polarización por concentración interna (“Internal Polarization Concentration (ICP)” en bibliografía en inglés), fenómeno que se explica junto con la polarización por concentración externa (“External Polarization Concentration (ECP)” en bibliografía en inglés) a continuación:

5.1.1. Polarización por concentración externa (ECP)

Este fenómeno es similar en todos los procesos de membrana que tienen el gradiente de presión como fuerza impulsora y se debe a la polarización que se produce en la interfase membrana-disolución debido a la diferente convección y difusión del soluto entre el seno de la disolución y la superficie de la membrana. En ósmosis directa la polarización por concentración puede darse a ambos lados de la membrana; en la parte del alimento el soluto se acumula sobre la superficie de la membrana debido a que el sentido de flujo inverso de solutos va desde la disolución de arrastre a la de alimento mientras que la dirección del flujo de agua permeada va en sentido contrario. El flujo de agua contribuye a que se acumule el soluto permeado sobre la superficie de la membrana y no se difunda en el seno de la disolución, aumentando así la presión osmótica en la superficie de la membrana. Esta polarización por concentración externa se llama concentrada (concentrative ECP). Por otra parte, en la disolución de arrastre los solutos se encuentran en menor concentración en las proximidades de la membrana debido a que el flujo de agua los diluye y los hace fluir desde la superficie de la membrana hacia el seno de la disolución, disminuyendo de esta manera la presión osmótica en la superficie de la membrana. A esta polarización por concentración se le llama diluida (dilutive ECP). Esto conlleva a una reducción de la fuerza impulsora y por lo tanto una reducción del flujo de agua permeada. En ósmosis directa el proceso de ECP puede ser mitigado mejorando las condiciones hidrodinámicas cerca de la superficie de la membrana ya sea ajustando la velocidad de flujo cruzado, utilizando espaciadores, vibraciones, ultrasonidos etc. En la figura 5 se muestra el perfil de presiones osmóticas en el caso de disoluciones ideales perfectamente mezcladas y el perfil de presiones osmóticas real que se da debido a la ECP [18].

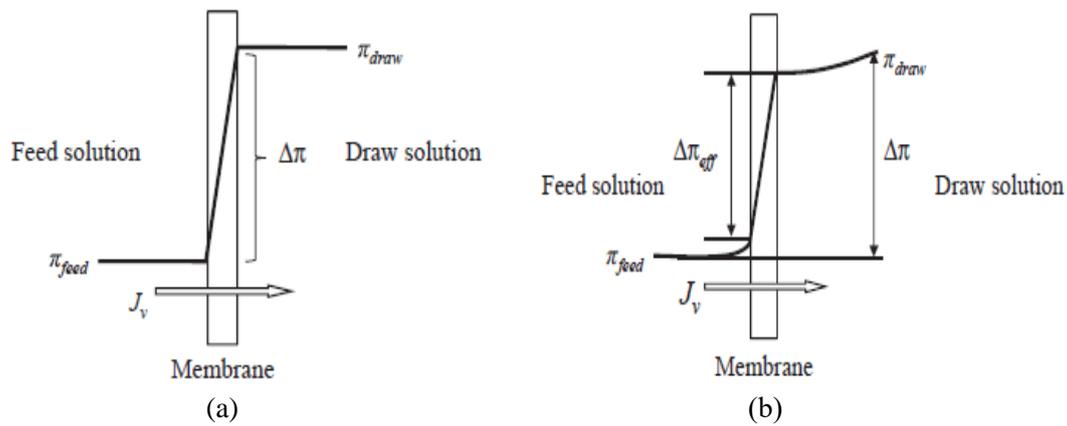


Figura 5. Perfil de presiones osmóticas en un proceso ideal (a) y con presencia de ECP (b) [18].

5.1.2. Polarización por concentración interna (ICP)

Comparado con la ECP, este fenómeno es un problema que ha requerido un mayor estudio ya que afecta a la disminución del flujo de agua permeado de manera más significativa. En el caso ideal, las dos disoluciones se encuentran perfectamente homogeneizadas y el fenómeno de ECP mitigado, pero en los procesos donde la fuerza impulsora es el gradiente de presiones osmóticas, la polarización por concentración también se da en el interior de la membrana, ya que los flujos de agua y del soluto responsable de la presión osmótica se producen en sentidos opuestos. Como se ha explicado en el apartado 4.2, las membranas semipermeables utilizadas en ósmosis directa están formadas por una cara porosa más gruesa denominada cara soporte y por la cara activa más fina. Esta cara soporte ofrece una resistencia a la transferencia de materia, acumulando dentro de ella solutos y creando una polarización por concentración interna.

Se pueden dar dos tipos de ICP dependiendo de la orientación de la membrana:

- 1) Cara activa orientada hacia la disolución de arrastre (Active layer facing the draw solution "AL-DS"): Esta configuración es la utilizada en el modo PRO (Pressure retarded osmosis) y en ella la disolución alimento está en contacto con la cara soporte, de esta manera la disolución de arrastre se concentra en el soluto responsable de la presión osmótica sobre la cara soporte ya que es retenido en ella. Esto conlleva a una polarización interna concentrada (concentrative ICP). En este tipo de orientación se obtienen mayores flujos de agua permeada a través de la membrana que en la orientación de la cara activa frente a la disolución de alimento (AL-FS) pero también mayor ensuciamiento interno de la membrana y un mayor flujo inverso de soluto [19]. Este fenómeno también es fuertemente dependiente de la disolución de arrastre elegida, a mayor tamaño de molécula, viscosidad y menor difusividad de la disolución de arrastre la ICP será mayor y se obtendrán flujos de agua menores.

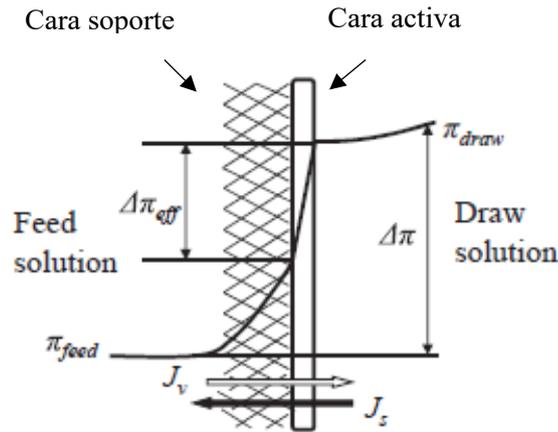


Figura 6. Perfil de presiones osmóticas a través de la membrana en la orientación AL-DS [18].

Donde $\Delta\pi_{eff}$ es el gradiente de presiones osmóticas real de la membrana que actúa como fuerza impulsora y $\Delta\pi$ es el gradiente de presiones osmóticas en el seno de las disoluciones.

- 2) Cara activa orientada hacia la disolución de alimento (Active layer facing the feed solution "AL-FS"): Esta configuración es la utilizada en el modo FO (Forward osmosis). En esta configuración el agua permeada fluye de la disolución de arrastre directamente a través de la cara activa y diluye la disolución de arrastre en la cara soporte mientras que los solutos de la disolución de arrastre tienen que difundirse hacia la disolución de alimento a través de la cara soporte primeramente para restablecer el equilibrio osmótico. Este flujo de solutos inverso es obstruido por la cara soporte de la membrana. Este tipo de polarización se denomina polarización por concentración interna diluida (dilutive ICP). En esta configuración se obtienen flujos de agua menores, pero también un menor ensuciamiento interno de la membrana y menores flujos inversos de soluto (J_s). En la figura 7 se representa el perfil de presiones osmóticas para esta configuración.

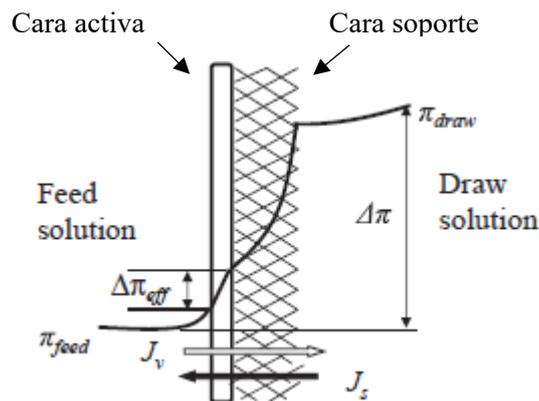


Figura 7. Perfil de presiones osmóticas a través de la membrana en la orientación AL-FS [18].

Se observa que la fuerza impulsora ($\Delta\pi_{eff}$) es menor en la orientación AL-FS. En la figura 9 se representa el flujo de agua permeada frente a la variación de presión osmótica en el seno de las disoluciones de arrastre y alimento para una misma disolución de arrastre (0.5 M de NaCl) y diversas disoluciones alimento que varían desde agua desionizada hasta 0.375 M de NaCl tanto para la orientación AL-DS como para la AL-FS.

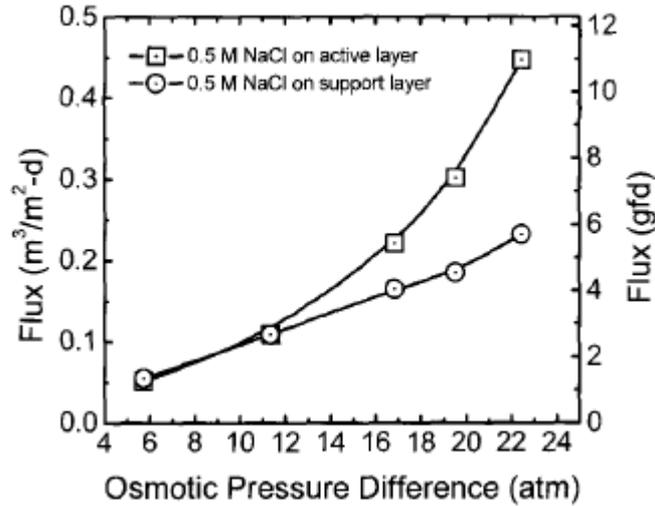


Figura 8. Flujo de agua permeado frente a diferencia de presión osmótica dependiendo de la orientación de la membrana (AL-DS: □, AL-FS: ○) [19].

Según la figura 8 a diferencias de presiones osmóticas bajas la ICP diluida y la ICP concentrada producen los mismos flujos de agua, pero a medida que aumenta esta diferencia de presiones osmóticas entre la DS y la FS se puede observar que se obtienen mayores flujos de agua en la configuración AL-DS (ICP concentrada) que en la AL-FS (ICP diluida).

A pesar de esto, en ósmosis directa se utiliza la configuración AL-FS que produce menores flujos de agua pero que a la vez sufre un menor ensuciamiento interno de la membrana que en la configuración AL-DS. En la configuración AL-DS el ensuciamiento de la membrana es mucho mayor ya que la disolución alimento está en contacto con la cara soporte porosa. Este ensuciamiento no solo incrementa la resistencia hidráulica de la membrana como ocurre en los procesos de membrana impulsados por presión sino que también puede suceder un efecto único en los procesos de membrana impulsados por presión osmótica llamado obstrucción de poro favorecida por ICP (Pore-clogging-enhanced-ICP) en el cual los solutos de la disolución alimento entran a la cara soporte y disminuyen la porosidad de ésta aumentando la tortuosidad del camino que recorre el flujo de agua. Este efecto, como se verá a continuación, provoca que el parámetro estructural de la membrana (S) aumente y por lo tanto disminuya el coeficiente de transferencia de materia (K_m), lo cual conlleva a una disminución del flujo de agua (J_W).

Otra ventaja de la configuración AL-FS es que produce un menor flujo inverso de solutos de la DS a la FS [18]. Obtener un flujo inverso de solutos (J_S) bajo es muy importante a nivel industrial ya que este flujo inverso puede ser perjudicial en la disolución alimento final a concentrar y en el caso de tener que realizar un post-tratamiento para separar este soluto de la disolución alimento final los costes de producción se verían incrementados.

Las ecuaciones 3 y 4 representan el flujo de agua y de soluto en un caso de ósmosis directa ideal, sin polarización por concentración interna. Pero según lo expuesto anteriormente, la polarización por concentración interna ya sea concentrada o diluida, puede llevar a una disminución de la $\Delta\pi_{eff}$ bastante severa. A continuación, se expone el modelo teórico para el cálculo de los flujos a través de la membrana teniendo en cuenta la ICP.

- ICP concentrada (AL-DS):

$$J_W = K_m \ln \left(\frac{A\pi_{draw} - J_W + B}{A\pi_{feed} + B} \right) \quad \text{(Ecuación 6)}$$

- ICP diluida (AL-FS):

$$J_W = K_m \ln \left(\frac{A\pi_{draw} + B}{A\pi_{feed} + J_W - B} \right) \quad (\text{Ecuación 7})$$

Donde K_m es el coeficiente de transferencia de materia definido como:

$$K_m = \frac{D}{S} \quad (\text{Ecuación 8})$$

Donde D es el coeficiente de difusión del soluto y S el parámetro estructural de la membrana que viene definido como:

$$S = \frac{\tau l}{\varepsilon} \quad (\text{Ecuación 9})$$

Donde τ , l y ε son la tortuosidad, el grosor y la porosidad de la cara soporte respectivamente.

El parámetro estructural es una propiedad muy importante de la membrana y en el caso de la ECP para los procesos de membrana dirigidos por presión, este parámetro es el grosor de la capa límite entre la membrana y la disolución [18]. El flujo inverso de soluto puede ser determinado como:

$$J_S = \frac{B}{A \cdot i \cdot R_G \cdot T} J_W \quad (\text{Ecuación 10})$$

5.2. Concentración de lactosuero mediante ósmosis directa.

La concentración de proteínas de lactosuero mediante el método de ósmosis directa es una práctica innovadora que no se encuentra muy extendida hoy en día, la nanofiltración y ultrafiltración son los procesos más utilizados para el fraccionamiento y la concentración de lactosuero. Aun así, la OD sigue siendo un método atractivo para la concentración de lactosuero debido a su bajo coste energético, a sus condiciones de operación favorables, la alta selectividad del rechazo y el menor ensuciamiento de la membrana. En comparación con las otras tecnologías de membrana dirigidas por la presión, la OD permite trabajar con líquidos más viscosos y de mayor contenido en sólidos, como es en este caso el lactosuero, ya que no se requiere aplicar ninguna presión externa. Debido a que la OD prácticamente sólo elimina el agua del lactosuero, para poder producir un concentrado de proteínas de lactosuero apto para el consumo humano hay que eliminar parte de la lactosa que contiene el lactosuero en su origen por lo que se requeriría de un pretratamiento con ultrafiltración o microfiltración.

El lactosuero a producir está destinado para la industria alimenticia por lo que, teniendo en cuenta el flujo inverso de soluto hacia la disolución alimento, la disolución de arrastre elegida no debe alterar las características y componentes del producto. La elección de la disolución de arrastre adecuada limita los compuestos tóxicos, nocivos o que alteren las propiedades organolépticas del producto, como puede ser componentes que le aporten un sabor indeseable.

5.2.1. Posibles disoluciones de arrastre.

En relación con la composición del lactosuero crudo expuesta en las figuras 1 y 2 se buscará como disolución de arrastre sales minerales como el NaCl y según [20] el NH_4CO_3 ya que no están presentes en grandes concentraciones y pueden aportar una gran diferencia de presiones osmóticas.

A pesar de esto, se debería de evaluar el flujo inverso de sales ya que en el caso de ser significativo podría influir negativamente en el sabor final del lactosuero concentrado. Teniendo esto en cuenta,

también se propone la utilización de glucosa ($C_6H_{12}O_6$) como disolución de arrastre, que no aportará tanta diferencia de presiones osmóticas debido a la lactosa, disacárido de glucosa y galactosa, presente en el alimento y a que tiene un peso molecular alto (180,16 g/mol), pero el lactosuero final concentrado no verá afectadas sus características organolépticas ni superará el límite de sales permitido. En este trabajo se han elegido como posibles disoluciones de arrastre el NaCl y la Glucosa ya que el NH_4CO_3 se clasifica como nocivo en caso de ingestión y con toxicidad aguda según su ficha de seguridad.

6. METODOLOGÍA EXPERIMENTAL

6.1. Equipos y materiales utilizados

6.1.1. Planta piloto

Todos los ensayos realizados para este trabajo se realizaron en la misma planta de ósmosis directa ubicada en el laboratorio del Departamento de Ingeniería Química y Nuclear en la Escuela Técnica Superior de Ingenieros industriales (ETSII) de la Universidad Politécnica de Valencia (UPV). La planta constaba de: dos tanques de PVC (Policloruro de vinilo) de 5L cada uno destinados a almacenar la disolución alimento y la disolución de arrastre, dos bombas peristálticas (Heidolph Pump Drives 5106) con regulador de velocidad para ajustar el caudal del alimento y de la disolución de arrastre, un manómetro en la salida del tanque del alimento que no ha sido necesario para este trabajo, dos caudalímetros de cono de aluminio, una balanza (Kern pkp) para determinar el flujo de permeado de forma gravimétrica conectada a un ordenador para guardar los datos, un agitador magnético para el tanque del alimento y el módulo de la membrana. Además, la planta contaba con dos conductímetros para medir la conductividad y temperatura en línea durante los ensayos. El esquema de la planta de OD se representa en la figura 9.

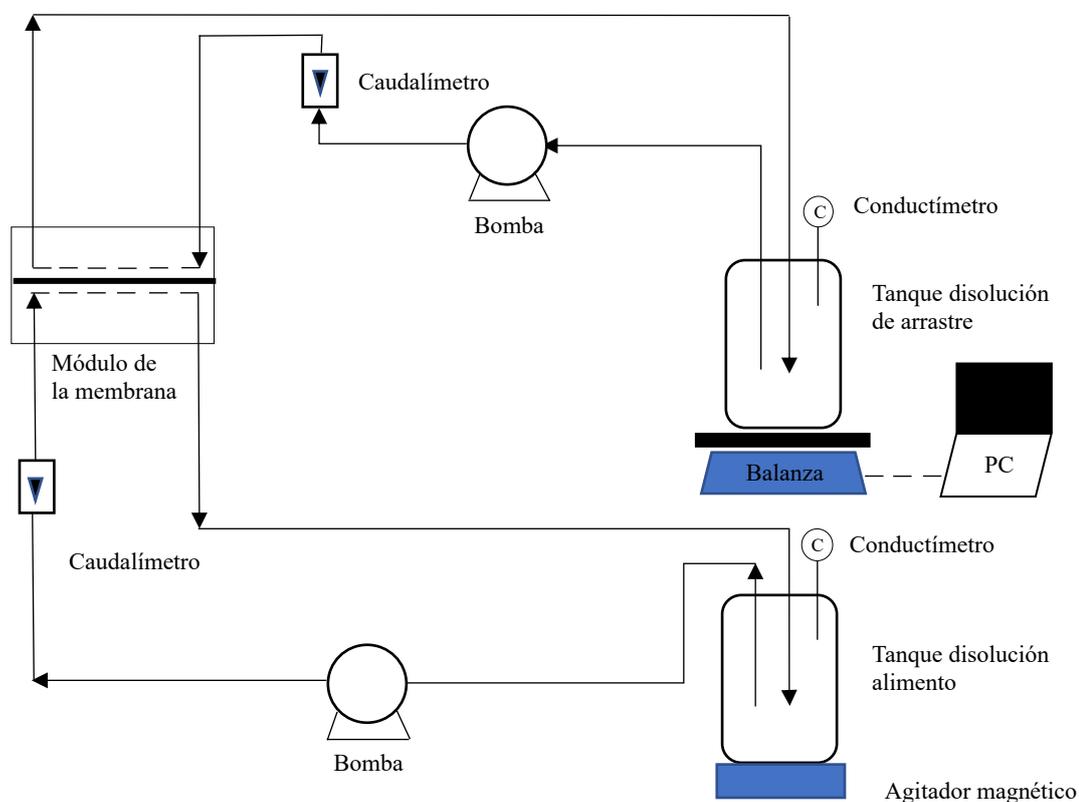


Figura 9. Esquema de la planta de OD utilizada.

Las corrientes del alimento y de la disolución de arrastre pasan a través del módulo de la membrana a contracorriente.

6.1.2. Membranas utilizadas

Como se ha dicho anteriormente en este proyecto se han probado dos disoluciones de arrastre diferentes, cloruro sódico (NaCl) y glucosa ($C_6H_{12}O_6$), las cuales tienen un tamaño y peso molecular muy diferente, siendo el peso molecular de la glucosa 180.16 g/mol y el del NaCl 58.45 g/mol. Por este motivo se han utilizado dos membranas diferentes que aporten un flujo de agua permeada y un flujo inverso de soluto adecuados para cada disolución de arrastre. Para el NaCl se utilizó la membrana HTI-CTA-NW (Hydration Technology Innovations) que está formada por triacetato de celulosa (CTA) con una cara soporte no uniforme (Nonwoven support). Con este tipo de membrana NW (Nonwoven) se obtiene un menor ensuciamiento de la cara soporte, ofrece un mayor rechazo del soluto, pero también se obtienen menores flujos de agua permeada. Por estas características se eligió este tipo de membrana para la disolución de arrastre de NaCl ya que su peso molecular es mucho menor que el de la glucosa y se requiere por tanto de una membrana con mayor rechazo al soluto.

Para la glucosa como disolución de arrastre se eligió la membrana HTI-CTA-ES (Hydration Technology Innovations) formada por triacetato de celulosa (CTA) al igual que la membrana utilizada para el NaCl, pero a diferencia de esta la cara soporte de esta membrana está integrada en la cara activa (Embedded Support) y es más uniforme que la del tipo NW. Con esta membrana el flujo de agua permeada que se obtiene es mayor, pero también produce mayor ensuciamiento y flujo inverso de soluto. Se eligió este tipo de membrana para la glucosa debido a su gran peso molecular, del que se puede prever que va a ofrecer un flujo de agua permeada menor que con el NaCl que tiene un peso molecular mucho menor, además el lactosuero contiene lactosa (disacárido de glucosa y galactosa) por lo que la diferencia de presiones osmóticas será menor también. A parte de esto, según el artículo [21] para un ensayo de OD con glucosa como disolución de arrastre el tipo de membrana utilizada es HTI-CTA-ES. Las fichas técnicas de ambas membranas se adjuntan en el Anexo I de la memoria.

En la Figura 10 se puede observar la diferencia entre una membrana NW (Nonwoven) y otra ES (Embedded support) mediante imágenes obtenidas por microscopía electrónica de barrido o SEM.

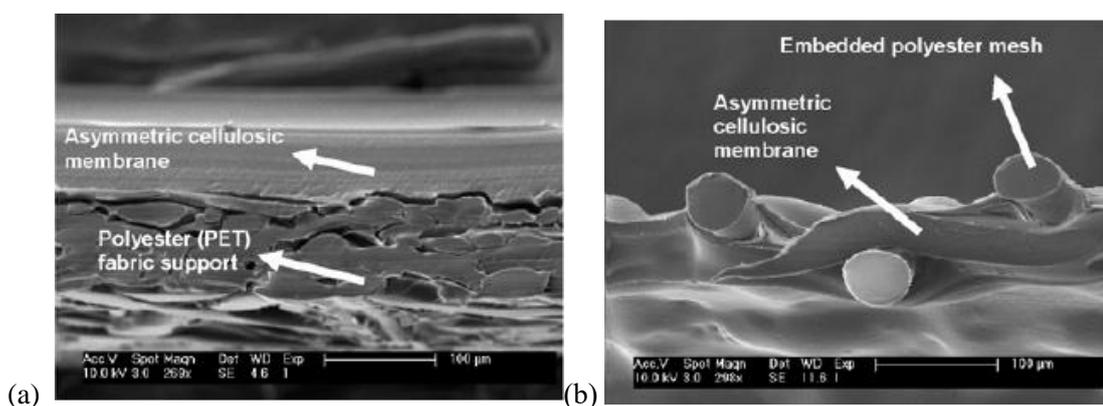


Figura 10. Membrana con cara soporte NW (a), y membrana con cara soporte ES (b) [22].

En la tabla 3 se muestran las características principales de las dos membranas utilizadas para los dos ensayos con NaCl y Glucosa como disolución de arrastre en la concentración de lactosuero.

Tabla 3. Características principales de las membranas utilizadas

Referencia	HTI-CTA-NW	HTI-CTA-ES
Casa comercial	Hydratation Technology Innovations (Estados Unidos)	
Configuración	Plana	
Área efectiva (cm ²)	0.0042	
Temperatura máxima de operación (°C)	71	
Rango de pH	3-8	
Capa activa	Triacetato de Celulosa (CTA)	
Permeabilidad al agua (L·m ⁻² ·h ⁻¹)	4*	9*

*Estos flujos de agua son dados en las condiciones de prueba, las cuales se especifican en las fichas técnicas de cada membrana.

6.1.3. Reactivos y productos químicos

Las dos disoluciones de lactosuero para los dos ensayos realizados se prepararon a partir de WPC (Renylat, Industrias Lácteas Asturianas S.A., España) en la misma concentración de 60 g·L⁻¹. Según el fabricante, el WPC tiene una concentración total de proteínas del 45% p/p. En estudios previos [23], se realizó la caracterización del mismo WPC comercial. Esta composición se detalla en la tabla 4.

Tabla 4. Composición del WPC utilizado

Componente	Concentración en base seca (% p/p)
Materia seca	93.66 ± 0.95
Proteínas	40.74 ± 0.79
Lactosa	38.27 ± 0.49
Grasas	8.14 ± 0.20
Cenizas	7.85 ± 0.07
<i>Ca</i>	0.79 ± 0.06
<i>Na</i>	1.21 ± 0.09
<i>K</i>	1.42 ± 0.02
<i>Cl</i>	4.07 ± 0.24
<i>PO₄-P</i>	0.37 ± 0.03

La disolución simulada de lactosuero a partir de este WPC tiene un pH de 5.8 y se preparó diluyendo el WPC en agua desionizada hasta el 6% p/v para obtener de esa manera una concentración de proteínas en torno al 2.4 % p/p.

Para la determinación de la concentración más adecuada de NaCl como disolución de arrastre para el ensayo de concentración de lactosuero se realizaron cinco ensayos de permeabilidad de 1 hora de duración y otros cinco de 24 horas para las concentraciones 30, 60, 90, 120 y 150 g/L con agua desionizada como disolución alimento. En el caso de la glucosa, la elección de la concentración más adecuada se realizó atendiendo a la referencia [21] donde se explicita que concentraciones mayores de 1M no se pueden llevar a cabo debido a la alta viscosidad de la glucosa. A parte de esto, se realizaron dos ensayos de permeabilidad de 1 hora con glucosa 1M y 2M en los que se obtuvieron datos anómalos para la concentración 2M corroborando lo visto en la referencia citada. Los resultados de estos ensayos se exponen en el capítulo 7.

Las propiedades físicas del NaCl (VWR Chemicals, Estados Unidos) y de la glucosa, D(+)-Glucose anhydrous, (Panreac, España) se especifican en la tabla 5.

Tabla 5. Propiedades físicas de las disoluciones de arrastre utilizadas

Propiedades físicas	NaCl	C ₆ H ₁₂ O ₆
Punto de ebullición (°C)	1413	Indeterminado
Punto de fusión (°C)	801	146
Densidad relativa al agua (g·cm ⁻³ a 20°C)	2.16	1.54
Solubilidad en agua (g·L ⁻¹ a 20°C)	358	470
Pictograma	-	-

Por otra parte, para determinar la concentración de los aniones cloruros y fosfatos presentes en la disolución de WPC inicial y final tras la concentración se utilizaron los kits Spectroquant de cloruros y fosfatos (referencias 1.14730 y 1.14729 respectivamente, Merck Millipore, España). La medida de los cloruros solo se llevó a cabo en el primer ensayo con NaCl como disolución de arrastre.

En el segundo ensayo, con glucosa como disolución de arrastre, se realizó también un análisis de carbohidratos mediante el método de la Antrona. Para la preparación de este reactivo se gastaron 0.1 g de Antrona enrasados en 50 mL de ácido sulfúrico con un 96% de pureza. Este reactivo se preparó en la campana de extracción de gases con la protección respiratoria y ocular correspondiente. El reactivo Antrona es un compuesto aromático cuya fórmula es C₁₄H₁₀O.

Para las tareas de limpieza de los conductos de la planta tras los ensayos se utilizó hipoclorito de sodio e hidróxido sódico para desincrustar las grasas y azúcares pegados en los conductos del circuito de la disolución alimento, ya que tras las 72 horas de ensayo con la disolución de WPC los conductos contenían suciedad difícil de eliminar bombeando agua solamente.

Tanto el agua osmotizada como el agua desionizada utilizada para preparar las disoluciones, los ensayos de caracterización de la membrana y la limpieza de la planta se produjo en el laboratorio del Departamento de Ingeniería Química y Nuclear, mediante un equipo de ósmosis inversa (Osmofilter S.L., España) y una resina de intercambio iónico Station 8000 L 5.2 (Veolia Water Systems, Francia).

6.2. Metodología

6.2.1. Caracterización de las membranas

Para la determinación de la permeabilidad hidráulica de las dos membranas de OD utilizadas, se caracterizaron dichas membranas con agua desionizada como disolución alimento a temperatura ambiente, sin mantenerla constante, pero contabilizándola en todo momento para ajustar el flujo a la temperatura de referencia fijada en 21°C, y con concentraciones de 30, 60, 90, 120 y 150 g/L de la disolución de arrastre NaCl para la membrana HTI-CTA-NW, con una velocidad tangencial de 9.37 cm/s y caudal de 30 L/h tanto para el alimento como para la disolución de arrastre. Estos ensayos se realizaron por duplicado, de 1 hora de duración primero y de 24 horas de duración después cada uno. De esta manera se puede observar la variación del flujo de agua permeada a través del tiempo debido al equilibrio osmótico. Para la membrana HTI-CTA-ES con la disolución de arrastre de glucosa sólo se realizó un ensayo de permeabilidad de 1 hora con la concentración 1M, la que se utilizó en el ensayo de concentración de lactosuero. Como se ha comentado, se fijó una temperatura de referencia de T₁ = 21°C para así ajustar los flujos obtenidos en todo momento a esta temperatura según la ecuación:

$$J_{W1} \cdot \mu(T_1) = J_{W2} \cdot \mu(T_2) \quad (\text{Ecuación 11})$$

Donde $\mu(T_1)$ es la viscosidad del agua a la temperatura de referencia y $\mu(T_2)$ la viscosidad del agua a la temperatura medida en cada momento. Previamente se realizó una función que relaciona la viscosidad del agua con la temperatura.

Diseño de un proceso de ósmosis directa para la concentración de lactosuero

El flujo de agua permeada a través de la membrana se ha calculado de forma gravimétrica a través de una balanza que mide el peso de la disolución de arrastre en todo momento y de esta manera se sabe el agua que pasa a través de la membrana desde la disolución alimento hasta la de arrastre. Teniendo en cuenta que la densidad del agua es 1 kg/L la fórmula es la siguiente:

$$J_W = \frac{\Delta(m_{D,f} - m_{D,i}) / \rho_{agua}}{A_m \cdot t} \quad (\text{Ecuación 12})$$

Donde $m_{D,f}$ y $m_{D,i}$ son las masas en kg del tanque de la disolución de arrastre final e inicial respectivamente cada 5 minutos para los ensayos de 1 hora y cada 15 minutos en los ensayos de 24 horas, ρ_{agua} en kg/L, A_m el área de la membrana en m^2 y t el tiempo en h. Las unidades del J_W son por tanto $L/(m^2 \cdot h)$.

El flujo inverso de soluto (J_S) se ha calculado de diferente forma para los ensayos de caracterización del NaCl en la membrana HTI-CTA-NW que para el ensayo con glucosa con la membrana HTI-CTA-ES ya que el soluto en la disolución de arrastre es diferente. Para la caracterización del NaCl con su membrana correspondiente se ha medido la conductividad en todo momento tanto en el tanque del alimento como en el de la disolución de arrastre. Sabiendo que en el tanque de alimento solamente contiene agua desionizada inicialmente, la cual tiene una conductividad casi nula, el incremento de conductividad con el tiempo teniendo en cuenta la disminución de volumen debida al flujo de agua, tan solo será debido al paso inverso de sales desde el tanque de la disolución de arrastre hacia el tanque de la disolución alimento a través de la membrana. De esta manera, con la conductividad de la disolución alimento en intervalos de 5 minutos en los ensayos de 1h y de 15 minutos en los ensayos de 24 horas y una recta de calibrado procesada anteriormente que relaciona la concentración de NaCl con la conductividad en disolución con agua desionizada se sabe la concentración de NaCl en cada momento en el tanque de la disolución alimento. Por lo tanto, el flujo inverso de sales se ha calculado con la ecuación 13:

$$J_S = \frac{V_{F,f} \cdot C_{F,f} - V_{F,i} \cdot C_{F,i}}{A_m \cdot t} \quad (\text{Ecuación 13})$$

Donde $V_{F,f}$ y $V_{F,i}$ son los volúmenes final e inicial del tanque de la disolución alimento cada intervalo de tiempo en L y, $C_{F,f}$ y $C_{F,i}$ son las concentraciones final e inicial de NaCl en el tanque de la disolución alimento en g/L. De esta manera las unidades del J_S son $g/(m^2 \cdot h)$.

Para el ensayo de caracterización de la glucosa como disolución de arrastre con su correspondiente membrana, el flujo inverso de glucosa se calculó midiendo la concentración de Carbono Orgánico Total (COT) en el equipo TOC-L (Shimadzu, Japón) en una muestra de la disolución alimento final tras el ensayo realizado de 1 hora. Toda esta cantidad de carbono debe ser aportada por el flujo inverso de glucosa desde el tanque de la disolución de arrastre hacia el tanque de la disolución alimento a través de la membrana ya que inicialmente tan solo había presente agua desionizada.

La temperatura del proceso se calculó como la media entre la temperatura en el tanque del alimento y la del tanque de la disolución de arrastre. En los ensayos de caracterización de 1 hora de la glucosa la temperatura en el tanque de la disolución de arrastre solamente se midió al inicio y al final del experimento debido a que la balanza que medía el peso del tanque es muy sensible a cualquier movimiento y el medidor debía de estar inmerso en la disolución afectando en a la medida de la masa del tanque. Para los ensayos de 24 horas el conductímetro que mide la temperatura sí que se mantuvo en el tanque con un flotador a pesar de las interferencias que podía provocar en el peso ya que el tiempo es mucho mayor y este error es compensado y despreciable con el tiempo.

Tras cada ensayo de permeabilidad la limpieza de la planta y de la membrana, teniendo en cuenta que la disolución alimento era agua desionizada y no puede producirse ensuciamiento interno de la membrana significativo, ha consistido en hacer circular a través de la planta con la salida de cada circuito desembocando en el alcantarillado 1º agua de red (~1400 $\mu\text{S}/\text{cm}$), 2º agua osmotizada (~30

$\mu\text{S/cm}$) y 3° agua desionizada ($\sim 5 \mu\text{S/cm}$) hasta que la conductividad en cada tanque y a la salida del circuito fuera aproximadamente la misma.

6.2.2. Ensayos de concentración de lactosuero

Los dos ensayos de concentración de lactosuero mediante OD llevados a cabo tuvieron una duración de 72 horas. La disolución inicial utilizada como lactosuero contenía un 6% en p/v de WPC en polvo del 45 % p/p en proteínas, su composición se ha expuesto en el punto 6.1.3. Para su preparación se pesaron 60 g de WPC y se enrasaron en 1 L de agua desionizada. Con esta disolución de WPC se consigue tener un contenido en proteínas de 24.44 g/L, se ha elegido esta concentración ya que teniendo en cuenta el área de membrana tan pequeña que se ha utilizado durante el experimento, 0.0042 m², el volumen de agua permeada no iba a ser muy grande y aparte de que si se diluía más la concentración de lactosa también sería muy diferente a la del lactosuero crudo.

Tabla 6. Composición WPC utilizado, disolución de WPC preparada y lactosuero crudo.

Composiciones	WPC en base seca (% p/p)	Disolución 6 % de WPC (g/L)	Lactosuero dulce (g/L)
Proteínas	40.74	24.44	6-8
Lactosa	38.27	22.96	46-52
Grasa	8.14	4.88	0.5
TOC	-	18.05	-
Na	1.21	0.726	0.5
K	1.42	0.852	1.5
Cl	4.07	2.442	1.1

Los ensayos se realizaron de 72 horas para poder observar el comportamiento de la membrana con el paso del tiempo debido al límite del equilibrio de presiones osmóticas. Después de cada experimento se requirió de una limpieza de la membrana para comprobar si el flujo de agua que tenía la membrana previamente al ensayo se podía recuperar fácilmente o no debido al ensuciamiento interno y externo.

Para el ensayo de NaCl como disolución de arrastre se eligió la concentración de 150 g/L ya que es la que mayor J_w obtiene con un menor J_s a proporción, es decir, la que menor parámetro J_s/J_w ofrece y por lo tanto menor masa solutos traspasados por litro de agua permeada. En cuanto a la Glucosa como disolución de arrastre se eligió la concentración 1 mol/L debido a la alta viscosidad de disoluciones con concentraciones mayores [21].

Los experimentos se llevaron a cabo preparando 4.5 L de la disolución alimento (disolución 6% de WPC) y 2.5 L de la disolución de arrastre. Antes de empezar el ensayo se purgaban 0.5 L de cada tanque quedando los volúmenes iniciales para la disolución alimento y la de arrastre 4 y 2 L respectivamente. Se cerraba el circuito, se ajustaba el caudal y entonces se dejaban pasar 5 minutos para que los valores se estabilizaran. Previamente se habían ajustado los conductímetros para que guardasen los valores de conductividad y temperatura tanto en el tanque de la disolución alimento como en la de arrastre cada 15 minutos. La balanza también se había ajustado para que guardase datos cada 15 minutos a través del ordenador en una hoja de Excel. Tras los 5 minutos después de ajustar el caudal a 30 L/h se iniciaba la toma de datos tanto de la balanza como de los conductímetros sincronizadamente.

El flujo de agua permeada se calcula de la misma manera que en los ensayos de caracterización tanto para el ensayo con NaCl como el ensayo con glucosa. Pero el flujo inverso de solutos se calculó de diferente manera por problemas experimentales. En el caso del ensayo con NaCl hubo un problema con el conductímetro y la precisión de las medidas que tomaba. Debido a que el alimento tenía una conductividad inicial del orden de 3.9 mS/cm, la variación de esta entre cada medida era insignificante para el cálculo del J_s , además de que para la escala de mS/cm el conductímetro utilizado perdía

mucha precisión en la medida y oscilaba con frecuencia sobre el valor. A parte de calcular el J_s instantáneo en cada momento, se calculó también con las conductividades inicial y final en la disolución alimento, pero el resultado fue de un J_s negativo, lo cual se debe a un problema con las medidas de la conductividad ya que en el alimento existen varias sustancias que aportan conductividad y no solamente el NaCl de la disolución de arrastre. Por esta razón el J_s en el ensayo con NaCl se calculó mediante la concentración de cationes sodio (Na^+) en la disolución alimento inicial y final.

En el caso de la glucosa como disolución de arrastre no pudo ser posible la medición del flujo inverso de solutos (glucosa) a través de la membrana desde la disolución de arrastre a la disolución alimento, debido a la presencia de lactosa en la disolución alimento que afectaba a la medida del carbono orgánico total (TOC). Se pensó en calcular este flujo inverso de solutos mediante la medida del carbono orgánico total presente inicial y finalmente tanto en la disolución de arrastre como en la disolución alimento, pero los resultados no han sido coherentes como se verá en el capítulo 7.

6.2.3. Limpieza membranas tras ensayos y caracterización

Tras cada ensayo de concentración se realizó un lavado para comprobar si se recupera o no al menos el 85% del flujo de agua permeada obtenido en el ensayo de caracterización de la membrana previo con agua desionizada como disolución alimento. En el siguiente esquema se explican los 3 pasos de la limpieza.

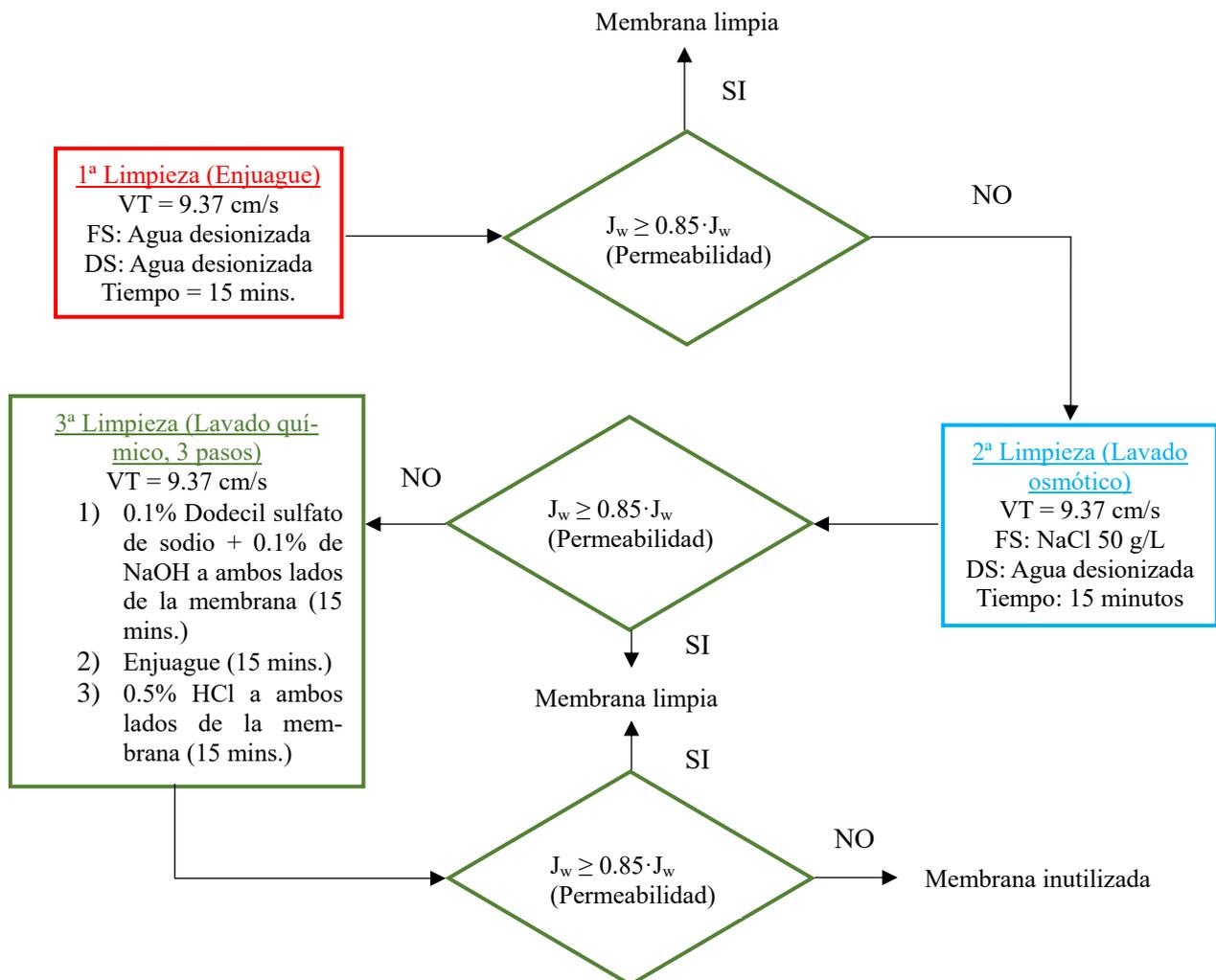


Figura 11. Esquema del protocolo de limpieza de las membranas

Donde VT significa la velocidad tangencial y es la velocidad del fluido a través del módulo de la membrana la cual viene dada por un caudal de 30 L/h y un área transversal del módulo de la membrana de 0.889 cm².

Entre cada limpieza para comprobar si se recupera el flujo o no se realiza un ensayo de caracterización de 1 hora con 60 g/L NaCl como disolución de arrastre y agua desionizada como disolución alimento y se compara con la caracterización de 1 hora de 60 g/L NaCl previamente realizada.

En ambos ensayos realizados en este trabajo, con la 1ª limpieza (enjuague) se recuperó más del 85% del flujo de agua obtenido en los ensayos de permeabilidad, por lo que no hizo falta realizar ninguna limpieza más. Esto indica que la membrana no sufre ensuciamiento interno significativo con la disolución de WPC.

6.2.4. Determinación de los parámetros a analizar en la disolución de lactosuero simulada y en la disolución de arrastre

- 1) Proteínas, lactosa, grasa y materia seca: La evaluación del contenido de estos 4 parámetros tanto al inicio como al final del experimento se realizó en el laboratorio de análisis del Instituto Universitario de Ciencia y Tecnología Animal mediante en equipo Milko-Scan FT6000 (FOSS, Dinamarca) el cual utiliza una metodología de espectroscopía mediante infrarrojos. Estos análisis se hicieron para la disolución de alimento, WPC al 6% p/v, al inicio y al final del experimento. Pero en el primer ensayo también se analizó la disolución de arrastre final para comprobar si había pasado alguno de estos compuestos a través de la membrana junto con el flujo de agua. En los resultados se corroboró que no había habido paso de estos compuestos hacia la disolución de arrastre desde el alimento.
- 2) Sodios [Na⁺]: La determinación de la concentración de cationes sodio disueltos al inicio y al final se evaluó solamente en el ensayo con NaCl como disolución de arrastre. Esta medida se realizó con el electrodo selectivo de iones de sodio Intellical, ISENa381 (HACH, Estados Unidos). Para las muestras de la disolución alimento no se hizo ninguna dilución ya que la sonda tiene un rango de medición de 0.023 - 23000 mg/L Na⁺.
- 3) Cloruros [Cl⁻]: La determinación de los aniones cloruro se realizó para la disolución alimento y de arrastre del ensayo con NaCl como disolución de arrastre al inicio y al final. Se utilizó el kit Spectroquant de cloruros (Merck Millipore, España) el cual tenía un rango de medición de 5 – 125 mg/L Cl⁻. Según la composición inicial del WPC utilizado y la disolución del 6% se predijo que la disolución alimento inicial tendría aproximadamente 2442 mg/L Cl⁻ por lo que se decidió realizar una dilución 1:50 de las muestras inicial y final de la disolución alimento tras el ensayo de 72 horas para que la concentración entrara en el rango del kit. Para la disolución de arrastre se hizo una dilución 1:2500 ya que inicialmente contenía 90965 mg/L de Cl⁻ sabiendo que la concentración inicial es 150 g/L NaCl. Esta dilución tan grande puede conllevar errores experimentales.
- 4) Fosfatos (PO₄-P): La determinación de los fosfatos se realizó para la disolución alimento final e inicial tanto para el ensayo con NaCl como para el ensayo con glucosa como disolución de arrastre. Se utilizó el kit Spectroquant de fosfatos (Merck Millipore, España) con un rango de medición de 0.5 – 25 mg/L PO₄-P. Según la composición inicial del WPC utilizado y la disolución del 6% se predijo que la disolución alimento inicial tendría aproximadamente 222 mg/L PO₄-P por lo que se decidió diluir las cuatro muestras 20 veces para que entraran en el rango.
- 5) Carbono Orgánico Total (COT): La medición del COT se realizó para las disoluciones alimento inicial y final de ambos ensayos, para las disoluciones de arrastre inicial y final del ensayo con glucosa y la disolución de arrastre final del ensayo con NaCl como disolución de

arrastre. El análisis de la disolución de arrastre final de NaCl se realizó para ver si había habido paso de glucosa o grasas de la disolución alimento a la de arrastre y la medición de la disolución de arrastre con glucosa inicial y final se realizó para comprobar si era posible calcular el flujo inverso de solutos (J_s) mediante este parámetro. Las mediciones del COT se realizaron en el equipo TOC-L (Shimadzu, Japón) para las cuales fue necesario realizar dos rectas de calibrado, una para el carbono total (CT) que tenía un rango de 20 – 1000 mg/L de C y otra del carbono inorgánico (CI) con un rango de 10 – 500 mg/L. Ya que casi la totalidad del carbono de las muestras medidas es orgánico la recta de calibrado del carbono inorgánico se hizo con un rango menor. El carbono orgánico total lo calcula el equipo automáticamente con estas dos rectas de calibrado como: $COT = CT - CI$.

Para las medidas del COT de las disoluciones alimento se predijo según datos bibliográficos que la concentración iba a estar aproximadamente entre 20000 - 30000 mg/L de C, aun así, se diluyeron las muestras 200 veces para no obtener valores tan altos de COT y tener que hacer muchas limpiezas entre cada medida. Con las diluciones 1:200 se aseguró que las muestras de la disolución alimento entraran dentro del rango de las rectas de calibración realizadas previamente.

Las muestras de la disolución de arrastre de glucosa 1M inicialmente se predijo que tenían 72000 mg/L de C teniendo en cuenta que la masa molecular del Carbono es 12 g/mol y que en cada molécula de glucosa hay 6 moléculas de carbono ($C_6H_{12}O_6$), por lo que se diluyeron 100 veces.

La disolución final de NaCl del ensayo con NaCl como disolución de arrastre no se diluyó por ningún factor ya que en teoría no debería tener nada de Carbono y en caso de haber habido paso inverso a través de la membrana desde el alimento hacia la disolución de arrastre debería ser muy pequeño.

- 6) Carbohidratos: La medición de los carbohidratos se realizó mediante el método de la Antrona, cuyos resultados se dan en mg/L de glucosa. Para el método de la Antrona se preparó un reactivo de 0.1 g de Antrona en 50 mL de ácido sulfúrico al 96%, el cual se dejó reaccionar durante 2 horas en un sitio oscuro donde la luz no afectara a la reacción. Después se prepararon los eppendorfs con 1 mL de la muestra que se quería medir y con 2 mL del reactivo de Antrona, agitarlos en vórtex 10 segundos, incubar 14 minutos los eppendorfs en un baño a 100°C, enfriar con hielos 5 minutos y medir en el espectrofotómetro con el modo absorbancia a una longitud de onda de 625 nm. Las medidas se realizaron por triplicado para ser más exactas y también se preparó el blanco con agua destilada.

Este método se realizó para ambas disoluciones alimento y de arrastre inicial y final del ensayo con glucosa 1M como disolución de arrastre. El rango de medición de este método es de 10 – 100 mg/L de glucosa. Los resultados obtenidos para la disolución de arrastre se consideran inválidos ya que la concentración inicial de esta disolución era de 180160 mg/L de glucosa y se realizaron diluciones del factor 1:2000 tanto para la muestra inicial como la final. Estas diluciones tan grandes comportan un error experimental muy grande a su vez y los resultados no fueron los esperados según su concentración por lo que no se tienen en cuenta.

Las muestras del alimento, disolución 6% de WPC, inicial y final se diluyeron 250 veces teniendo en cuenta la concentración de lactosa que contiene inicialmente (22.98 g/L) según los datos de la tabla 6, que el rango de medición es de 10 – 100 mg/L glucosa, que la masa molecular de la lactosa es 342.3 g/mol y que en cada molécula de lactosa hay una de glucosa.

- 7) pH: El pH se midió con una sonda de pH calibrada y se midieron todas las muestras de los dos ensayos; disolución de arrastre y disolución alimento inicial y final de cada una.

7. RESULTADOS EXPERIMENTALES Y DISCUSIÓN

En este capítulo se van a exponer los resultados obtenidos en los análisis explicados en el apartado 6.2; los ensayos de concentración de lactosuero, la limpieza de las membranas tras los ensayos y los correspondientes análisis de las disoluciones de arrastre y de alimento.

7.1. Caracterización de las membranas

7.1.1. Membrana HTI-CTA-NW

Para la caracterización de esta membrana se utilizó agua desionizada como disolución alimento y cloruro sódico (NaCl) como disolución de arrastre a 30, 60, 90, 120 y 150 g/L. La caracterización corresponde en conocer el flujo de agua permeada (J_w) y flujo inverso de sales (J_s) a través de la membrana para diferentes concentraciones.

A continuación, se representarán los flujos de agua permeada y de soluto corregidos con la temperatura, es decir, ajustados a la temperatura de referencia de 21°C frente a la variación del tiempo. DS se refiere a disolución de arrastre y FS a disolución alimento. El área de membrana para todos los ensayos es de 0.0042 m².

- **DS: NaCl 30 g/L, FS: Agua desionizada**

Ensayo de 1 hora

En el gráfico 1 se muestran los resultados del flujo de agua frente al tiempo en el ensayo de 1 hora de duración con NaCl 30 g/L como disolución de arrastre y agua desionizada como disolución alimento. El flujo de agua se expresa con el símbolo J_w y el flujo inverso de sales como J_s .

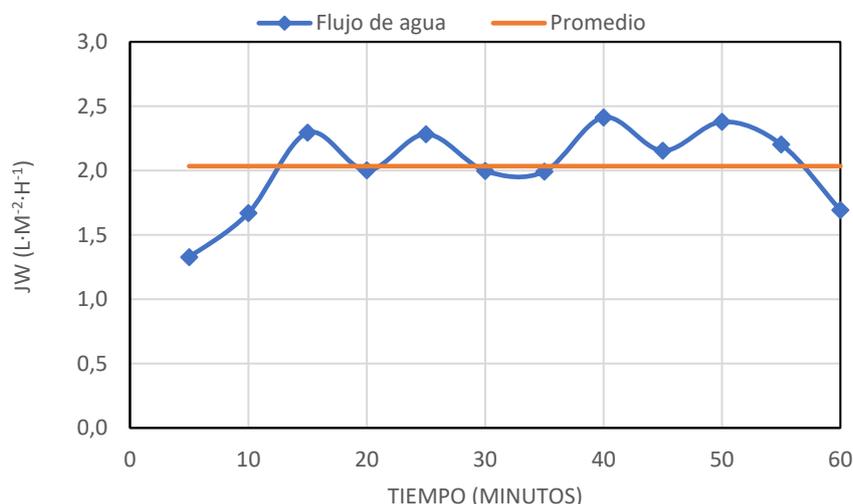


Gráfico 1. J_w cada 5 minutos y promedio para DS: NaCl 30 g/L, ensayo 1h

$$J_w \text{ promedio} = 2.030 \text{ L} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{h}^{-1}$$

En el gráfico 2 se representa el flujo inverso de sales (J_s) para el mismo ensayo.

Diseño de un proceso de ósmosis directa para la concentración de lactosuero

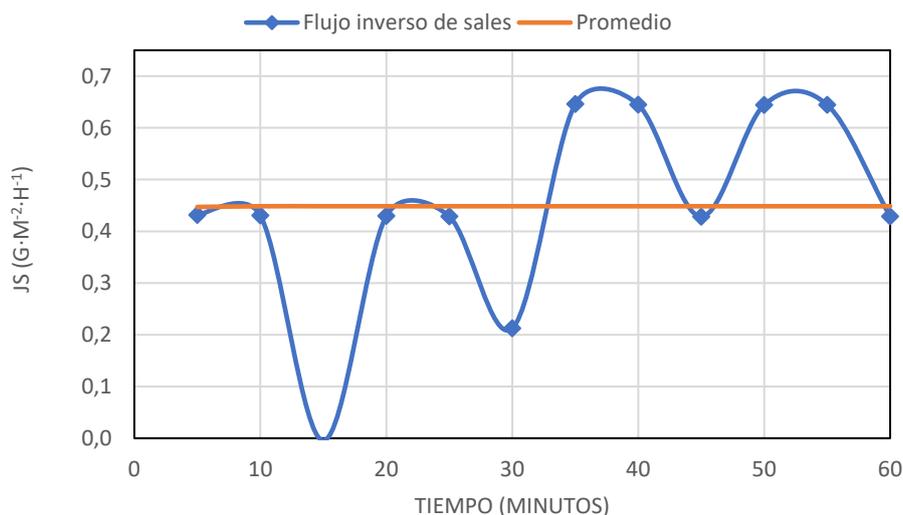


Gráfico 2. Js cada 5 minutos y promedio para DS: NaCl 30 g/L, ensayo 1h

En el gráfico 2 se observa un punto anómalo debido a que a los 15 minutos de ensayo la conductividad de la DS no varió respecto al valor de los 10 minutos por lo que el valor del J_s en ese tiempo es cero. Además, se aprecia que el J_s oscila demasiado y no se estabiliza durante la duración del ensayo. A parte del valor promedio de J_s también se calcula el valor teniendo en cuenta la conductividad final y la inicial de la disolución alimento en el ensayo para comprobar si coinciden el uno con el otro.

$$J_s \text{ promedio} = 0.450 \text{ g} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$$

$$J_s (\text{fin-inicio}) = 0.447 \text{ g} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$$

Ensayo de 24 horas

En el gráfico 3 se muestran los resultados del flujo de agua frente al tiempo en el ensayo de 24 horas de duración con NaCl 30 g/L como disolución de arrastre y agua desionizada como disolución alimento.

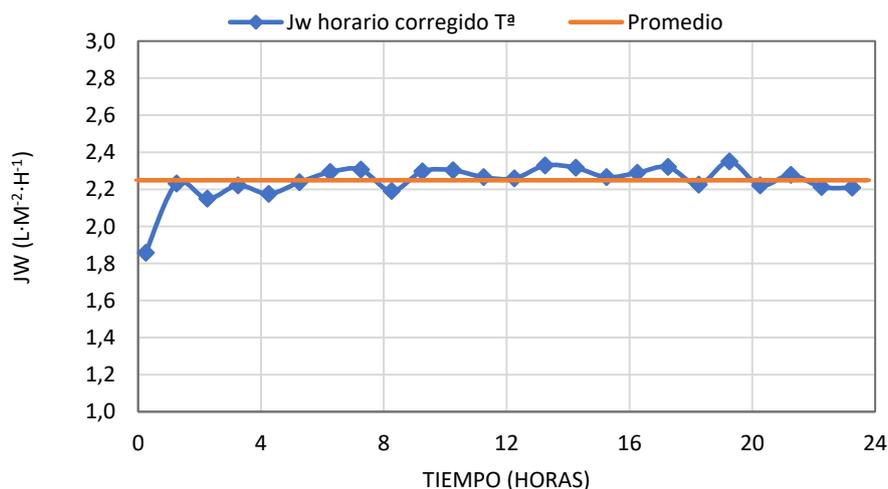


Gráfico 3. Jw horario y promedio para DS: NaCl 30 g/L, ensayo 24h

$$J_w \text{ promedio} = 2.250 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$$

En el gráfico 4 se representa el flujo inverso de sales (J_s) para el mismo ensayo.

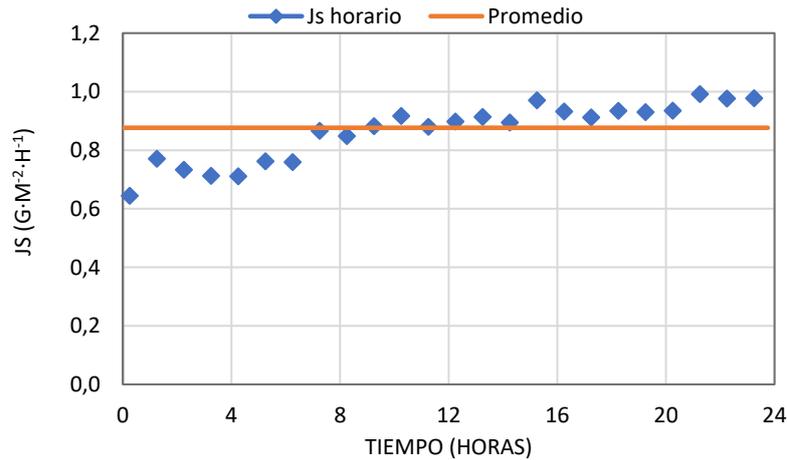


Gráfico 4. Js horario y promedio para DS: NaCl 30 g/L, ensayo 24h

$$J_s \text{ promedio} = 0.880 \text{ g} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$$

Comparando el J_s obtenido en los ensayos de 1 hora y de 24 horas se observa que en el ensayo de 24 horas el J_s es aproximadamente el doble que en el ensayo de 1 hora. Esto puede deberse por una parte al tiempo de duración de cada ensayo, ya que en 1 hora se aprecia que el valor no está estabilizado y oscila demasiado por lo que no se puede considerar un valor fiable, en 24 horas aun así también se observa que el J_s tiene una tendencia creciente en las 10 primeras horas, a pesar de esto se puede considerar estabilizado para el ensayo de 24 horas. Por otra parte, esta diferencia también es debida a los primeros valores de conductividad obtenidos en el ensayo de 1 hora donde la conductividad apenas varía y por tanto el J_s se mantiene en valores más bajos llegando a valer cero para el intervalo de 10 a 15 minutos donde la conductividad no varía.

El mismo comportamiento se puede observar en el J_w , aunque no con tanta diferencia. En el ensayo de 24 horas el valor es ligeramente mayor ($2.250 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$) que en el ensayo de 1 hora ($2.030 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$) debido a la duración del ensayo y a que al principio de este el valor tarda en estabilizarse. En el ensayo de 24 horas hasta las 5 horas aproximadamente no se estabiliza el valor, siendo el primer valor a los 15 minutos bastante menor de lo normal. En el ensayo de 1 hora se aprecia que el J_w tampoco está muy estable, aunque oscila respecto a un mismo valor. Por estas razones se toman los datos de permeabilidad de los ensayos de 24 horas más adecuados para la caracterización de la membrana.

- **DS: NaCl 60 g/L, FS: Agua desionizada**

Ensayo de 1 hora

En el gráfico 5 se muestran los resultados del flujo de agua frente al tiempo en el ensayo de 1 hora de duración con NaCl 60 g/L como disolución de arrastre y agua desionizada como disolución alimento. A mayor fuerza impulsora, es decir, mayor diferencia de concentración entre la disolución de arrastre y la de alimento, más flujo de agua habrá como se aprecia en este ensayo comparándolo con el de 30 g/L.

Diseño de un proceso de ósmosis directa para la concentración de lactosuero

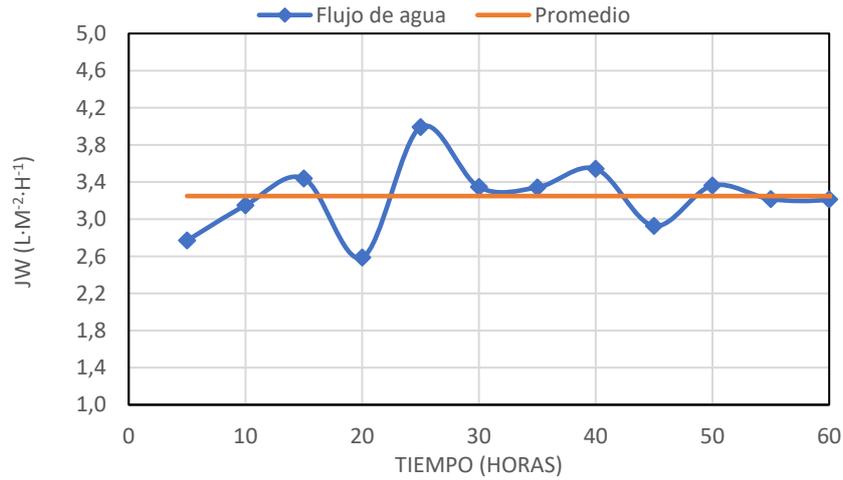


Gráfico 5. J_w cada 5 minutos y promedio para DS: NaCl 60 g/L, ensayo 1h

$$J_w \text{ promedio} = 3.250 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$$

En el gráfico 6 se representa el flujo inverso de sales (J_s) para el mismo ensayo.

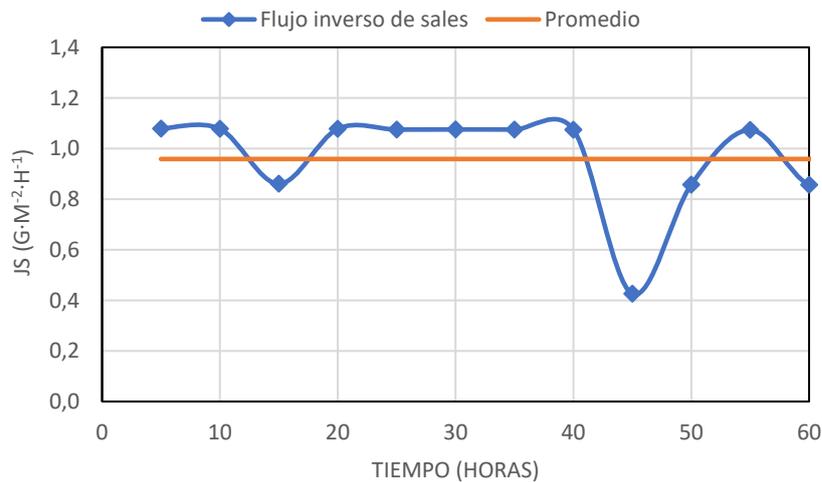


Gráfico 6. J_s cada 5 minutos y promedio para DS: NaCl 60 g/L, ensayo 1h

$$J_s \text{ promedio} = 0.959 \text{ g} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$$

$$J_s \text{ (fin-inicio)} = 0.959 \text{ g} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$$

Ensayo de 24 horas

En el gráfico 7 se muestran los resultados del flujo de agua frente al tiempo en el ensayo de 24 horas de duración con NaCl 60 g/L como disolución de arrastre y agua desionizada como disolución alimento.

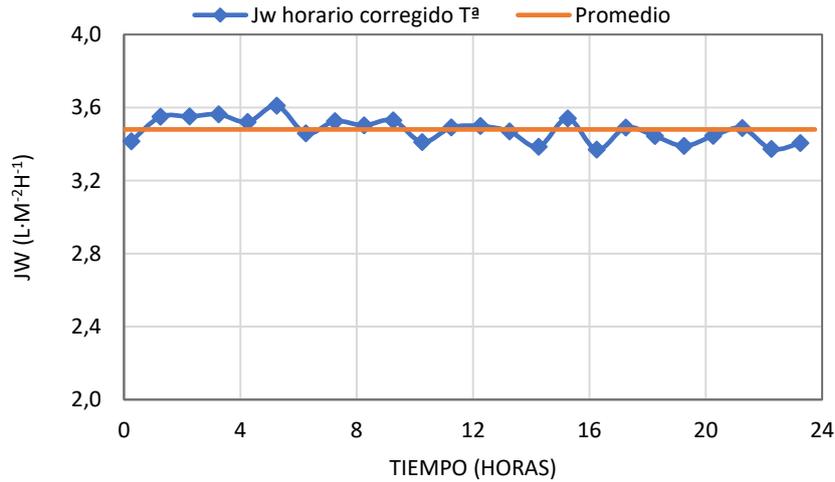


Gráfico 7. J_w horario y promedio para DS: NaCl 60 g/L, ensayo 24h

$$J_w \text{ promedio} = 3.440 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$$

En el gráfico 8 se representa el flujo inverso de sales (J_s) para el mismo ensayo.

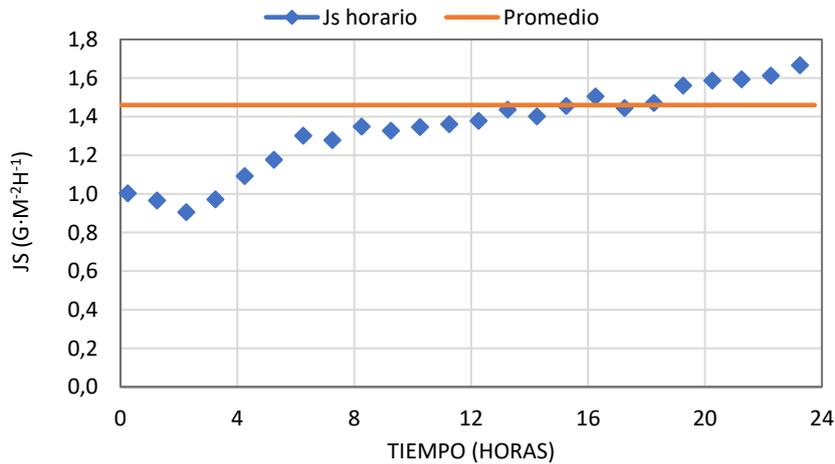


Gráfico 8. J_s horario y promedio para DS: NaCl 60 g/L, ensayo 24h

$$J_s \text{ promedio} = 1.460 \text{ g} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$$

Se observa que en los ensayos de 1 hora los valores tanto de J_w como de J_s no están estabilizados, la diferencia es mayor en el J_s donde el valor promedio obtenido en el ensayo de 1 hora es de 0.959 g·m⁻²·h⁻¹ y se aprecia que no está estabilizado, mientras que en el ensayo de 24 horas el valor es de 1.460 g·m⁻²·h⁻¹, diferencia bastante notable además de que en el ensayo de 24 horas el valor tampoco se estabiliza. El J_s tiene una tendencia creciente durante las 24 horas. En cuanto al J_w la diferencia entre el ensayo de 24 horas y el de 1 hora no es tanta, aunque se aprecia que en el ensayo de 1 hora el valor no es del todo estable.

Esta no estabilidad en los ensayos de 1 hora comparados con los de 24 horas se debe también a los intervalos de cada ensayo, ya que las representaciones expuestas aquí de los ensayos de 24 horas son del flujo cada hora mientras que en los ensayos de 1 hora son cada 5 minutos. Esta diferencia temporal entre la toma de datos puede comportar cambios bruscos para los datos cada 5 minutos ya que en intervalos de tiempo tan cortos tanto la conductividad (para calcular el J_s) como la balanza (para calcular el J_w) pueden sufrir variaciones más bruscas que en intervalos de tiempo de 1 hora.

- **DS: NaCl 90 g/L, FS: Agua desionizada**

Ensayo de 1 hora

En el gráfico 9 se muestran los resultados del flujo de agua frente al tiempo en el ensayo de 1 hora de duración con NaCl 90 g/L como disolución de arrastre y agua desionizada como disolución alimento.

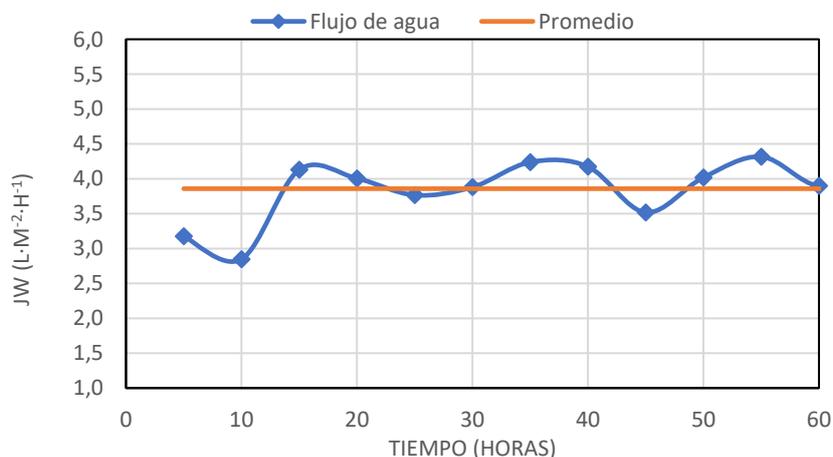


Gráfico 9. J_w cada 5 minutos y promedio para DS: NaCl 90 g/L, ensayo 1h

$$J_w \text{ promedio} = 3.860 \text{ L} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{h}^{-1}$$

En el gráfico 10 se representa el flujo inverso de sales (J_s) para el mismo ensayo.

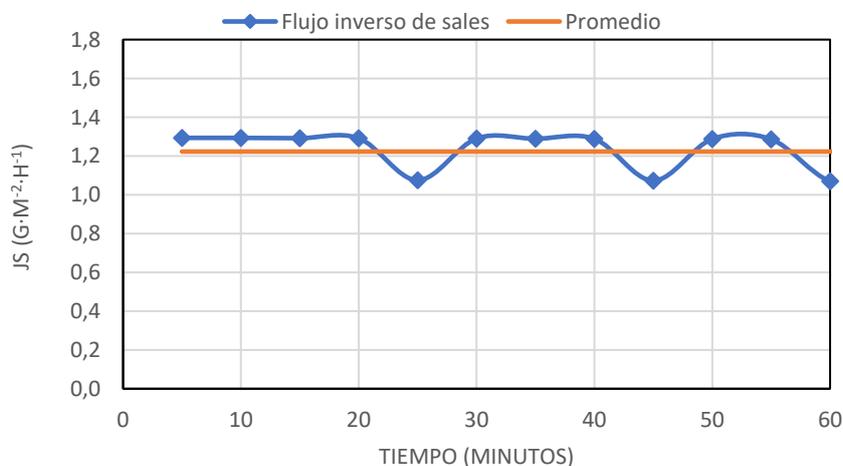


Gráfico 10. J_s cada 5 minutos y promedio para DS: NaCl 90 g/L, ensayo 1h

$$J_s \text{ promedio} = 1.223 \text{ g} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{h}^{-1}$$

$$J_s (\text{fin-inicio}) = 1.223 \text{ g} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{h}^{-1}$$

Ensayo de 24 horas

En el gráfico 11 se muestran los resultados del flujo de agua frente al tiempo en el ensayo de 24 horas de duración con NaCl 90 g/L como disolución de arrastre y agua desionizada como disolución alimento.

Diseño de un proceso de ósmosis directa para la concentración de lactosuero

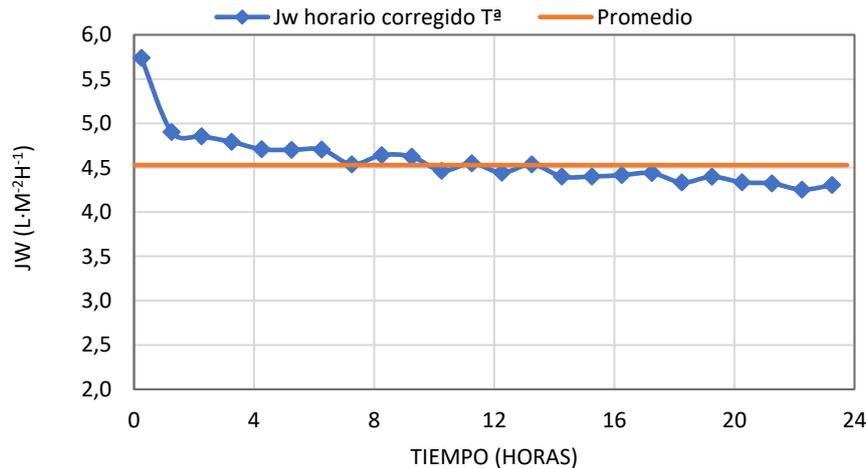


Gráfico 11. Jw horario y promedio para DS: NaCl 90 g/L, ensayo 24h

$$J_w \text{ promedio} = 4.530 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$$

En el gráfico 12 se representa el flujo inverso de sales (J_s) para el mismo ensayo.

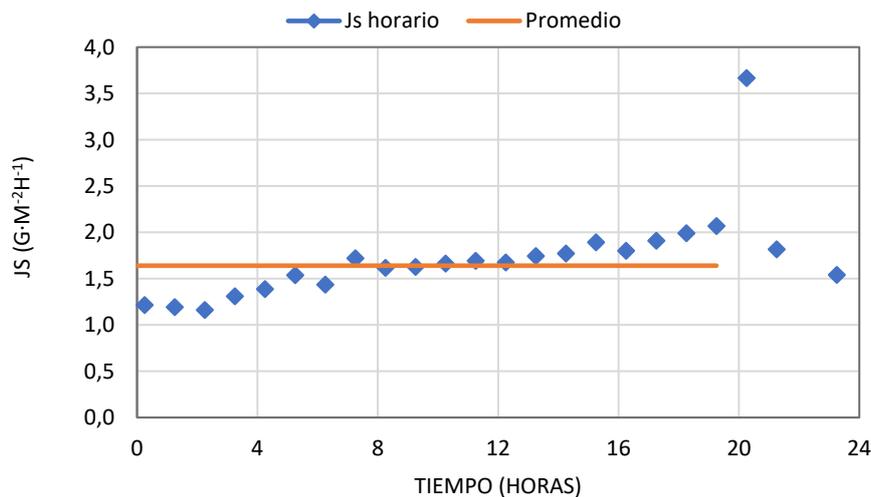


Gráfico 12. Js horario y promedio para DS: NaCl 90 g/L, ensayo 24h

$$J_s \text{ promedio} = 1.640 \text{ g} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$$

Durante la realización de este experimento se produjo un cambio de escala del conductímetro a las 20 horas como se puede apreciar en el punto anómalo a ese tiempo donde el J_s es mucho más grande lo normal. Esto es debido a que el conductímetro utilizado realiza el cambio de escala de $\mu\text{S}/\text{cm}$ a mS/cm al llegar a $200.0 \mu\text{S}/\text{cm}$ donde pasa a $0.200 \text{ mS}/\text{cm}$, por esta razón a partir de este punto se pierde precisión en la medida ya que pasa de tener una resolución de $0.1 \mu\text{S}/\text{cm}$ a $1 \mu\text{S}/\text{cm}$, es decir, 10 veces menos precisión. Justo a las 20 horas el J_s se calcula como la diferencia entre el punto medido en la escala de mS/cm y el anterior en la escala de $\mu\text{S}/\text{cm}$ por lo que la diferencia es más grande de lo normal y esto conlleva a un J_s mayor. El valor promedio se ha calculado teniendo en cuenta los valores anteriores a este cambio de escala.

- **DS: NaCl 120 g/L, FS: Agua desionizada**

Ensayo de 1 hora

En el gráfico 13 se muestran los resultados del flujo de agua frente al tiempo en el ensayo de 1 hora de duración con NaCl 120 g/L como disolución de arrastre y agua desionizada como disolución alimento.

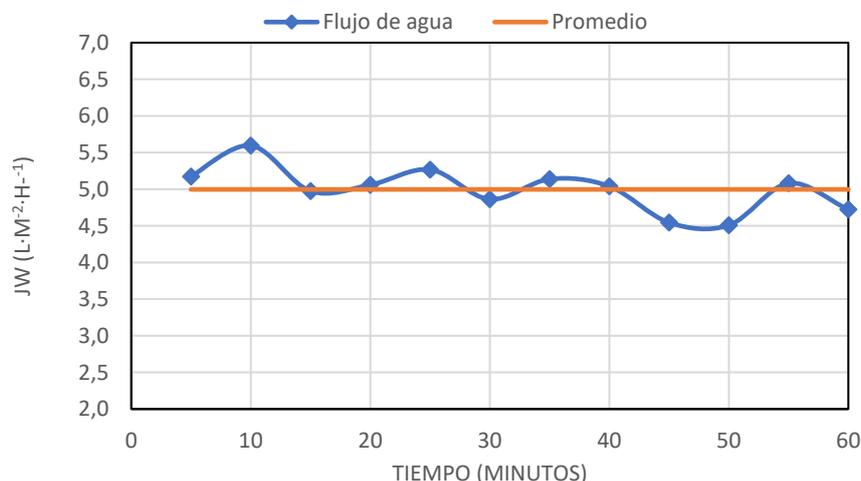


Gráfico 13. J_w cada 5 minutos y promedio para DS: NaCl 120 g/L, ensayo 1h

$$J_w \text{ promedio} = 5.000 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$$

En el gráfico 14 se representa el flujo inverso de sales (J_s) para el mismo ensayo.

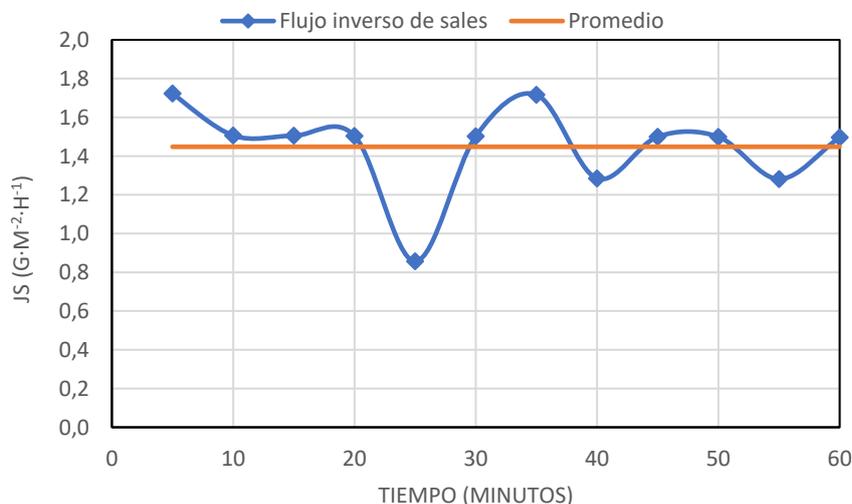


Gráfico 14. J_s cada 5 minutos y promedio para DS: NaCl 120 g/L, ensayo 1h

$$J_s \text{ promedio} = 1.448 \text{ g} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$$

$$J_s (\text{fin-inicio}) = 1.448 \text{ g} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$$

Ensayo de 24 horas

En el gráfico 15 se muestran los resultados del flujo de agua frente al tiempo en el ensayo de 24 horas de duración con NaCl 120 g/L como disolución de arrastre y agua desionizada como disolución alimento.

Diseño de un proceso de ósmosis directa para la concentración de lactosuero

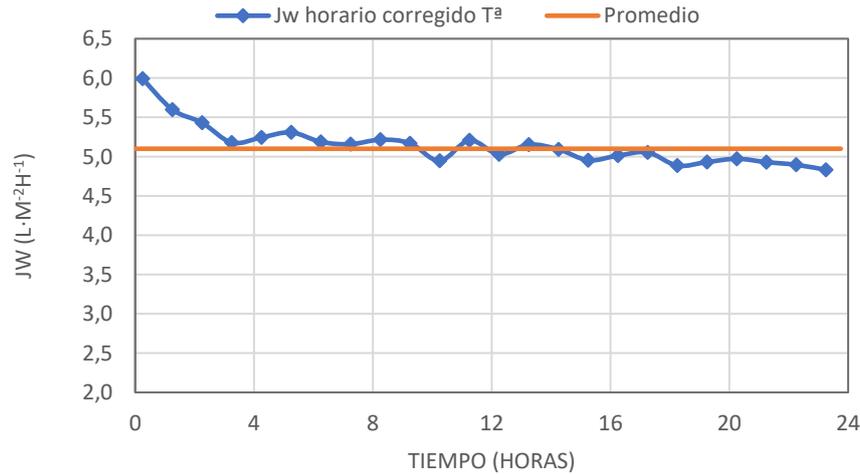


Gráfico 15. J_w horario y promedio para DS: NaCl 120 g/L, ensayo 24h

$$J_w \text{ promedio} = 5.100 \text{ L} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{h}^{-1}$$

En el gráfico 16 se representa el flujo inverso de sales (J_s) para el mismo ensayo.

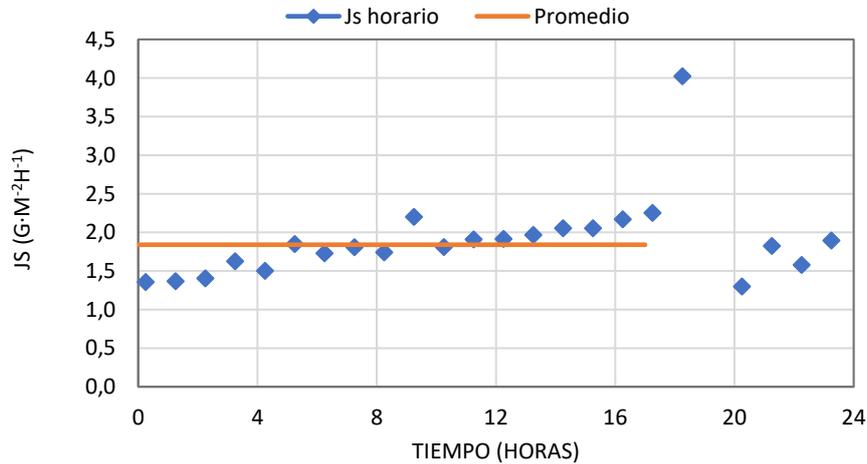


Gráfico 16. J_s horario y promedio para DS: NaCl 120 g/L, ensayo 24h

$$J_s \text{ promedio} = 1.840 \text{ g} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{h}^{-1}$$

En el gráfico 15 se observa a las 18.25 horas el cambio de escala de $\mu\text{S}/\text{cm}$ a mS/cm nuevamente por lo que el valor promedio se ha calculado teniendo en cuenta los valores previos a este cambio de escala del conductímetro.

- **DS: NaCl 150 g/L, FS: Agua desionizada**

Ensayo de 1 hora

En el gráfico 17 se muestran los resultados del flujo de agua frente al tiempo en el ensayo de 1 hora de duración con NaCl 150 g/L como disolución de arrastre y agua desionizada como disolución alimento.

Diseño de un proceso de ósmosis directa para la concentración de lactosuero

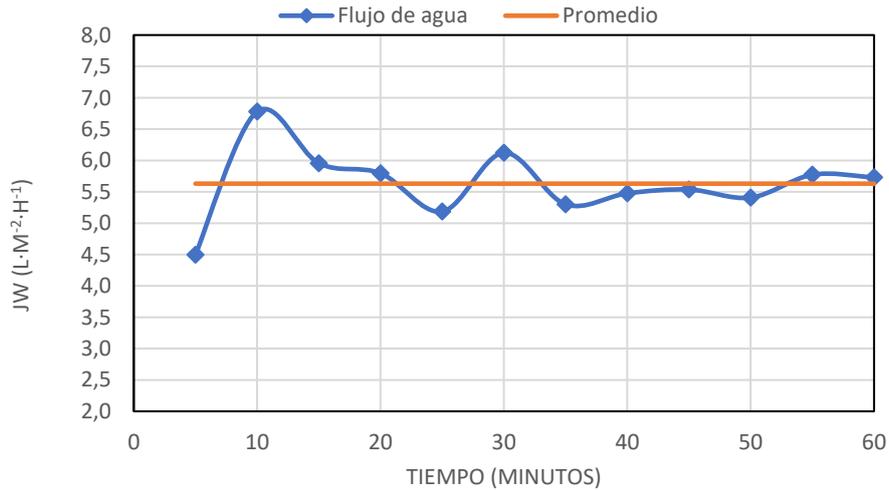


Gráfico 17. J_w cada 5 minutos y promedio para DS: NaCl 150 g/L, ensayo 1h

$$J_w \text{ promedio} = 5.630 \text{ L} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{h}^{-1}$$

En el gráfico 18 se representa el flujo inverso de sales (J_s) para el mismo ensayo.

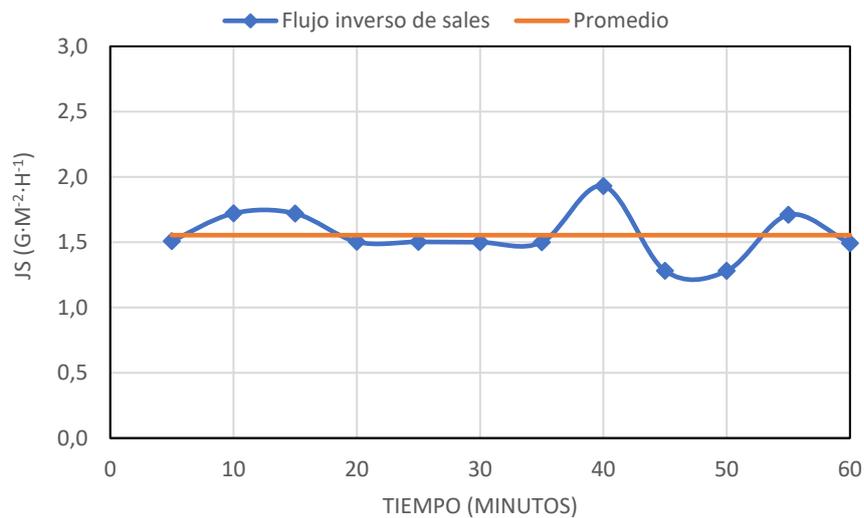


Gráfico 18. J_s cada 5 minutos y promedio para DS: NaCl 150 g/L, ensayo 1h

$$J_s \text{ promedio} = 1.554 \text{ g} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{h}^{-1}$$

$$J_s (\text{fin-inicio}) = 1.554 \text{ g} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{h}^{-1}$$

Ensayo de 24 horas

En el gráfico 19 se muestran los resultados del flujo de agua frente al tiempo en el ensayo de 24 horas de duración con NaCl 150 g/L como disolución de arrastre y agua desionizada como disolución alimento.

Diseño de un proceso de ósmosis directa para la concentración de lactosuero

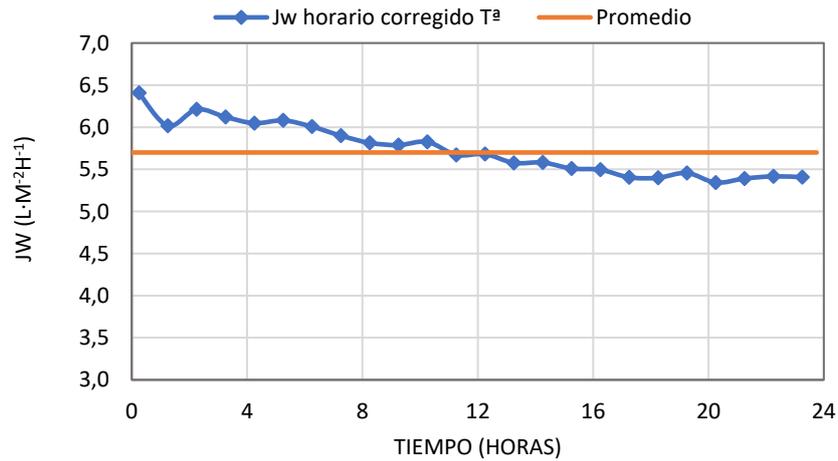


Gráfico 19. J_w horario y promedio para DS: NaCl 150 g/L, ensayo 24h

$$J_w \text{ promedio} = 5.700 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$$

En el gráfico 20 se representa el flujo inverso de sales (J_s) para el mismo ensayo.

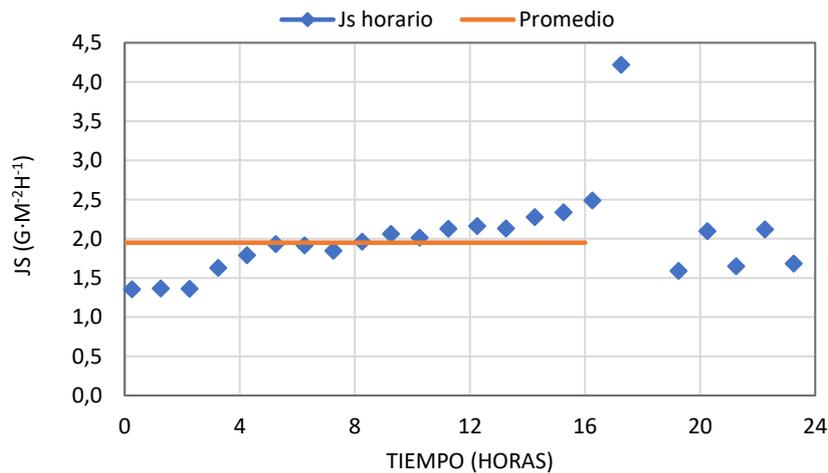


Gráfico 20. J_s horario y promedio para DS: NaCl 150 g/L, ensayo 24h

$$J_s \text{ promedio} = 1.950 \text{ g} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$$

En el gráfico 20 ocurre también el cambio de escala del conductímetro y lógicamente antes que en las concentraciones de 90 y 120 g/L, concretamente a las 17.25 horas.

A la vista de estos resultados se puede concluir que en los ensayos de 1 hora no transcurre el tiempo suficiente para caracterizar la membrana ya que los valores de J_w y J_s son menores en todos los ensayos realizados en 1 hora que en los realizados en 24 horas. Aun así, la diferencia entre el J_w obtenido en los ensayos de 1 hora y el obtenido en 24 horas no es tan grande como ocurre con el J_s, siendo esta diferencia casi nula para las concentraciones de 120 y 150 g/L NaCl.

También se puede observar que, en los ensayos de 24 horas, con el transcurso del tiempo el J_w tiene una tendencia decreciente mientras que el J_s tiene una tendencia creciente. La disminución del flujo de agua permeada (J_w) se debe al equilibrio osmótico, ya que a medida que va pasando el tiempo la DS va diluyéndose por el flujo de agua que pasa a través de la membrana y la FS concentrándose por dos factores; la disminución de volumen debida al paso de agua de la FS a la DS y por el paso inverso de sales (J_s) desde la DS, lo que provoca que la presión osmótica debida a la concentración de NaCl

de la DS disminuya y la presión osmótica de la FS aumente. Teóricamente el proceso osmótico pararía cuando estas dos presiones osmóticas se equilibrasen.

Tabla 7. Comparación parámetros ensayos permeabilidad con DS: NaCl

	Ensayo 1 h		Ensayo 24h	
	J_w ($L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$)	J_s ($g \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$)	J_w ($L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$)	J_s ($g \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$)
30 g/L	2.030	0.450	2.250	0.880
60 g/L	3.250	0.959	3.480	1.460
90 g/L	3.860	1.223	4.530	1.640
120 g/L	5.000	1.448	5.100	1.840
150 g/L	5.630	1.554	5.700	1.950

Teniendo estas diferencias en cuenta se eligen los parámetros obtenidos para la caracterización a las 24 horas de ensayo y a continuación se calcula el parámetro J_w/J_s (L/g) que representa los litros de agua permeada de la FS a la DS por gramo de soluto traspasado de la DS a la FS.

Tabla 8. Parámetros ensayos permeabilidad 24h con DS: NaCl

	J_w ($L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$)	J_s ($g \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$)	J_w/J_s (L/g)
30 g/L	2.250	0.880	2.558
60 g/L	3.480	1.460	2.373
90 g/L	4.530	1.640	2.769
120 g/L	5.100	1.840	2.777
150 g/L	5.700	1.950	2.916

Se elige por tanto como disolución de arrastre para el ensayo de concentración de lactosuero durante 72 horas la concentración de 150 g/L NaCl ya que es la que mayor índice de J_w/J_s .

7.1.2. Membrana HTI-CTA-ES

Para el ensayo con glucosa ($C_6H_{12}O_6$) como disolución de arrastre se ha elegido la membrana HTI-CTE-ES ya que la glucosa ofrece una diferencia de presiones osmóticas con el lactosuero mucho menor que el NaCl debido a la lactosa presente en la disolución simulada de lactosuero con WPC y por lo tanto ofrecerá un menor flujo de agua permeada. Esta membrana ofrece en las condiciones testadas especificadas en la ficha técnica $9 L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$ frente a los $4 L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$ que ofrece la membrana HTI-CTA-NW, por lo que es más adecuada para la disolución de arrastre de glucosa 1 M. Para esta membrana solo se realizó un experimento de caracterización con la concentración de 1 mol/L de glucosa como DS y agua desionizada como FS durante 75 minutos.

- **DS: Glucosa 1 mol/L, FS: Agua desionizada**

Ensayo de 75 minutos

En el gráfico 21 se muestran los resultados del flujo de agua frente al tiempo en el ensayo de 75 minutos de duración con glucosa 1 mol/L como disolución de arrastre y agua desionizada como disolución alimento.

Diseño de un proceso de ósmosis directa para la concentración de lactosuero

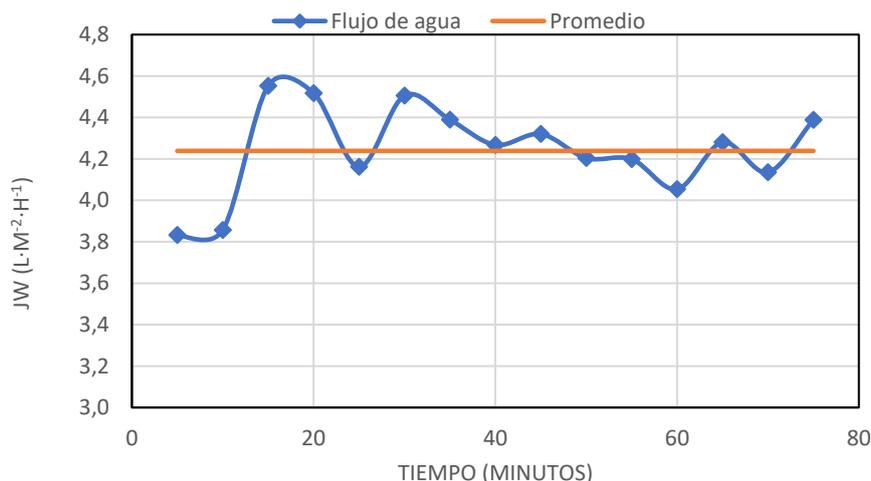


Gráfico 21. J_w cada 5 minutos y promedio para DS: Glucosa 1 mol/L, ensayo 75 minutos

$$J_w \text{ promedio} = 4.240 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$$

Para el cálculo del flujo inverso de solutos (J_s) se cogió una muestra de la FS al final del ensayo de 75 minutos y se analizó el COT (Carbono Orgánico Total,) pero el valor obtenido fue más elevado de lo esperado, obteniéndose un J_s muy alto en comparación con el J_w , lo cual no se puede considerar correcto. Esto se podría deber a alguna contaminación de la muestra o que pasó demasiado tiempo guardada hasta medirse el COT, alterando de esta manera la medida ya que en valores tan bajos cualquier interferencia con la muestra puede ser significativa. A continuación, se exponen los resultados del COT y el J_s obtenido con estos resultados.

$$- \text{COT (FS}_{\text{FINAL}}) = 11.93 \text{ mg/L de C}$$

Con esta concentración de Carbono presente en la FS final se puede saber la concentración de glucosa sabiendo que en 180.16 g de Glucosa ($C_6H_{12}O_6$) hay 72 g de Carbono.

$$[C_6H_{12}O_6] = 11.93 \frac{\text{mg C}}{\text{L}} \cdot \frac{1 \text{ g}}{1000 \text{ mg}} \cdot \frac{180.16 \text{ g } C_6H_{12}O_6}{72 \text{ g C}} = 0.02985 \frac{\text{g}}{\text{L}} C_6H_{12}O_6$$

Sabiendo que inicialmente la FS solamente contenía agua desionizada sin concentración de Carbono ni Glucosa y que el volumen final de la FS tras los 75 minutos de ensayo fue $V_F = 1.978 \text{ L}$ se calcula el J_s de la siguiente manera:

$$J_s = \frac{\Delta m \text{ (g)}}{A_m \text{ (m}^2) \cdot t \text{ (s)}} = \frac{0.02985 \left(\frac{\text{g}}{\text{L}} C_6H_{12}O_6 \right) \cdot 1.978 \text{ L}}{0.0042 \text{ m}^2 \cdot 1.25 \text{ h}} = 11.246 \frac{\text{g}}{\text{m}^2 \cdot \text{h}}$$

Como se ha explicado anteriormente este valor de J_s es mucho mayor que el J_w obtenido para el mismo ensayo lo cual no puede ser posible. Para la medida del COT de esta muestra se utilizó una recta de calibrado diferente a las utilizadas para las medidas posteriores, esta recta de calibrado tiene un rango de medición de 0 – 20 mg/L de Carbono.

7.2. Ensayos de concentración de Lactosuero

7.2.1. Concentración de la disolución 6% de WPC con NaCl 150 g/L como disolución de arrastre y membrana HTI-CTA-NW

En este ensayo no se pudo calcular el J_s igual que para los ensayos de caracterización de la membrana HTI-CTA-NW con NaCl como DS ya que la disolución alimento de 6% de WPC presentaba una conductividad inicial de 3.94 mS/cm ya que contiene diversas sales y componentes que pueden aportar conductividad. Debido a esto el J_s se calculó con las concentraciones de cationes sodio Na^+ en la FS inicial y final tras en ensayo. En el gráfico 22 se muestra el flujo de agua (J_w) obtenido durante el experimento.

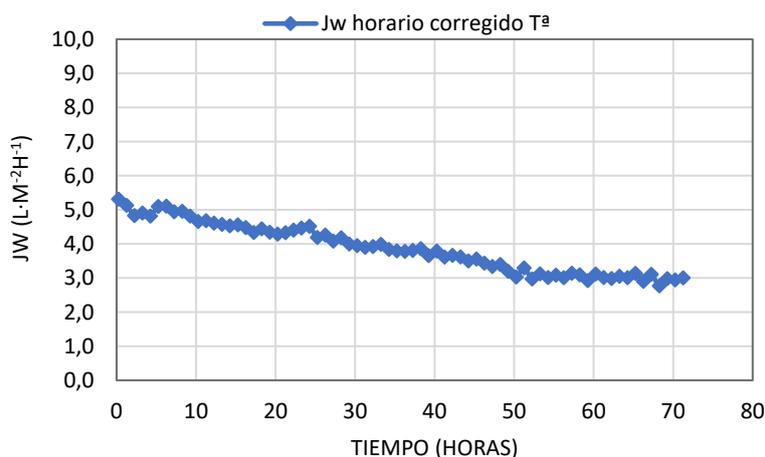


Gráfico 22. J_w horario para DS: NaCl 150 g/L, FS: 6% WPC, ensayo 72 horas

El flujo de agua permeada a lo largo de las 72 horas varía linealmente aproximadamente desde los $5.31 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$ al inicio del ensayo hasta los $3 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$ al final del ensayo debido al equilibrio osmótico que se va alcanzando con el paso del tiempo. Los valores de J_w obtenidos se corresponden con el del ensayo de caracterización de la membrana durante 24 horas, en este ensayo es ligeramente menor lógicamente porque la FS es una disolución al 6% p/p de WPC y no agua desionizada como en el ensayo de caracterización, por lo que la presión osmótica de la FS de este ensayo será mayor y por tanto habrá menos fuerza impulsora.

Seguidamente se detalla cómo se calcula el flujo inverso de sales mediante las concentraciones final e inicial de Na^+ en la FS.

$$- \quad [\text{Na}^+]_{\text{FS_INICIAL}} = 430 \text{ mg/L} \quad ; \quad [\text{Na}^+]_{\text{FS_FINAL}} = 661 \text{ mg/L}$$

Sabiendo que el peso molecular del Na es 23 g/mol, el del NaCl 58.4 g/mol y que el NaCl se disocia de la siguiente manera:



$$- \quad [\text{NaCl}]_{\text{FS_INICIAL}} = 0.43 \frac{\text{g Na}^+}{\text{L}} \cdot \frac{1 \text{ mol Na}}{23 \text{ g Na}} \cdot \frac{1 \text{ mol NaCl}}{1 \text{ mol Na}} \cdot \frac{58.4 \text{ g NaCl}}{1 \text{ mol NaCl}} = 1.0918 \frac{\text{g NaCl}}{\text{L}}$$

$$- \quad [\text{NaCl}]_{\text{FS_FINAL}} = 0.661 \frac{\text{g Na}^+}{\text{L}} \cdot \frac{1 \text{ mol Na}}{23 \text{ g Na}} \cdot \frac{1 \text{ mol NaCl}}{1 \text{ mol Na}} \cdot \frac{58.4 \text{ g NaCl}}{1 \text{ mol NaCl}} = 1.6784 \frac{\text{g NaCl}}{\text{L}}$$

Los volúmenes de la FS inicial y final del ensayo son 4 y 2.906 L respectivamente, por lo que J_s se calcula de la siguiente manera:

Diseño de un proceso de ósmosis directa para la concentración de lactosuero

$$J_s = \frac{1.6784 \frac{g NaCl}{L} \cdot 2.906 L - 1.0918 \frac{g NaCl}{L} \cdot 4L}{0.0042 m^2 \cdot 72 h} = 1.687 \frac{g NaCl}{m^2 \cdot h}$$

Este flujo inverso de sales se corresponde con el obtenido en los ensayos de caracterización de 24 horas que vale $1.95 g \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$. En el ensayo de 72 horas con la disolución 6% de WPC el valor es ligeramente menor por lo explicado anteriormente sobre la fuerza impulsora, la cual es menor para este ensayo que para el de permeabilidad.

7.2.2. Concentración de la disolución 6% de WPC con Glucosa 1 mol/L como disolución de arrastre y membrana HTI-CTA-ES

Para este ensayo el J_w se calculó igual que para todos los otros, pero el J_s no se pudo calcular con conductividades, obviamente porque la glucosa no aporta conductividad como si lo hace el cloruro sódico, ni con el TOC ni con el método de la Antrona para medir los carbohidratos presentes en la muestra debido a interferencias provocadas por la lactosa presente en la disolución de WPC. En el gráfico 23 se representa el flujo de agua permeada obtenido durante el ensayo de 72 horas.

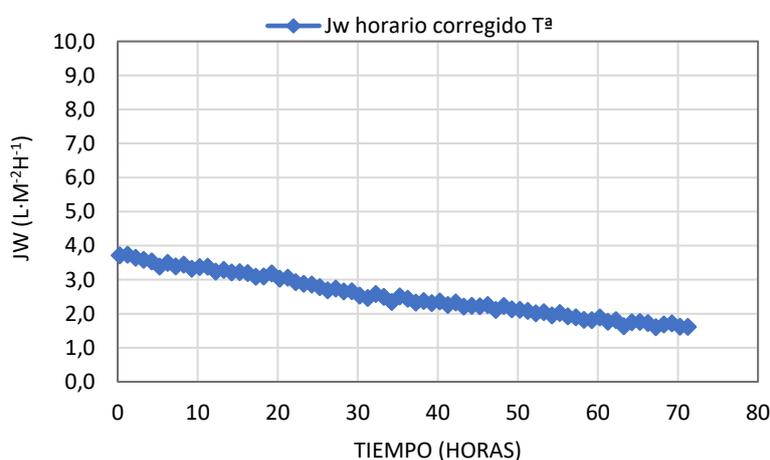


Gráfico 23. J_w horario para DS: Glucosa 1 mol/L, FS: 6% WPC, ensayo 72 horas

El flujo de agua permeada a lo largo de las 72 horas varía de forma lineal decreciente desde los $3.73 L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$ inicialmente hasta los $1.62 L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$ finales. Teniendo en cuenta que el ensayo de caracterización realizado previamente con glucosa 1M y la membrana HTI-CTA-ES fue con agua desionizada como FS y con duración de 75 minutos en el que el J_w obtenido fue de $4.24 L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$, en el ensayo de 72 horas el J_w obtenido a los 75 minutos es de $3.73 L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$, valor que se corresponde con el obtenido en el ensayo de caracterización sabiendo que en el ensayo de 72 horas la fuerza impulsora es menor.

Los resultados del COT para los dos ensayos se exponen en el apartado 7.3.4, pero a continuación se dan los resultados del COT para el ensayo con glucosa 1 M en la FS inicial y final para calcular el J_s sabiendo que los volúmenes inicial y final de este ensayo fueron 4 y 3.24 L respectivamente.

$$COT_{FS_INICIAL} = 18478 \text{ mg/L}$$

$$COT_{FS_FINAL} = 26800 \text{ mg/L}$$

Se pasan estas concentraciones de carbono a glucosa sabiendo que en cada mol de glucosa hay 72 g de carbono:

$$[Glucosa]_{FS_INICIAL} = 18.478 \frac{g C}{L} \cdot \frac{180.16 g Glucosa}{72 g C} = 46.236 \frac{g Glucosa}{L}$$

Diseño de un proceso de ósmosis directa para la concentración de lactosuero

$$[Glucosa]_{FS_FINAL} = 26.8 \frac{g\ C}{L} \cdot \frac{180.16\ g\ Glucosa}{72\ g\ C} = 67.06 \frac{g\ Glucosa}{L}$$

$$J_s = \frac{67.06 \frac{g\ Glucosa}{L} \cdot 3.24\ L - 46.236 \frac{g\ Glucosa}{L} \cdot 4L}{0.0042\ m^2 \cdot 72\ h} = 106.91 \frac{g\ Glucosa}{m^2 \cdot h}$$

El resultado obtenido de J_s es totalmente desproporcionado por lo que se considera incorrecto, pudiendo deberse a la gran concentración de COT presente en la muestra a parte de la debida al flujo inverso de solutos de la glucosa en la DS, a cualquier tipo de contaminación de las muestras o a un error experimental del equipo al medir las muestras.

Además del COT también se analizó la concentración de carbohidratos en la FS inicial y final según el método de la Antrona en el cual se obtienen los resultados en mg/L glucosa para calcular el J_s .

$$[Glucosa]_{FS_INICIAL} = 22880\ mg/L$$

$$[Glucosa]_{FS_FINAL} = 26270\ mg/L$$

Con la disminución de volumen de la FS, la concentración teórica de glucosa en la FS final aplicando el balance de materia $C_0 \cdot V_0 = C_F \cdot V_F$ sin tener en cuenta el flujo inverso de glucosa desde la DS hacia la FS sería:

$$[Glucosa]_{FS_FINAL_teórica} = \frac{22880 \frac{mg}{L} \cdot 4L}{3.24L} = 28246.91 \frac{mg}{L}$$

Lo cual significaría que el flujo inverso de solutos (J_s) es negativo ya que el valor experimental es menor al valor de concentración de glucosa teórico que la FS final tendría en el caso de que su concentración solo se debiera a la disminución de volumen sin ningún flujo de solutos.

Se han probado estos dos métodos para el cálculo del J_s y en ninguno de los dos ha sido posible cuantificarlo, con el COT se obtiene un valor exageradamente alto y con el método de la Antrona un J_s negativo.

7.3. Análisis de los parámetros

7.3.1. Proteínas, Lactosa, Grasa, materia seca y pH

El análisis de estos parámetros se realizó para las disoluciones alimento de ambos ensayos. Se exponen las ratios de concentración para compararlos con la ratio de disminución de volumen.

Tabla 9. Parámetros a analizar en el lactosuero antes y después de la FO

	HTI-CTA-NW, DS: NaCl 150 g/L		HTI-CTA-ES, DS: Glucosa 1 M	
	FS inicial	FS final	FS inicial	FS final
pH	5.75	5.45	5.91	5.04
Proteínas (%p/p)	2.69	3.68	2.63	3.40
Ratio	1.368		1.293	
Lactosa (%p/p)	1.67	2.20	1.68	1.91
Ratio	1.317		1.137	
Grasa (%p/p)	0.34	0.41	0.32	0.37
Ratio	1.206		1.156	
Materia seca(%p/p)	5.66	7.22	5.59	6.65
Ratio	1.276		1.190	
Volúmenes	4	2.906	4	3.240
Ratio	1.376		1.235	

Se observa que en ambos ensayos se consigue el objetivo principal de este trabajo el cual es concentrar los componentes principales de un lactosuero como son las proteínas y la lactosa. También se comprueba que las proteínas son el único compuesto de los analizados en la tabla 9 que se concentra en la misma proporción que el volumen se reduce, un 37% en el ensayo con NaCl y un 29% en el de glucosa. Esto se debe a que tanto las grasas como la lactosa tienden a quedarse pegados sobre la superficie de los conductos del circuito de la planta piloto como se pudo observar a la finalización de los ensayos. En el segundo ensayo la lactosa se concentra ligeramente menos que en el primer ensayo, se comprobó a la finalización de este segundo ensayo que en el módulo de la membrana había quedado pegada a la membrana una sustancia viscosa y pegajosa de color amarillo, el mismo color que la disolución de WPC que podría contener lactosa.

A parte del pH de las disoluciones alimento expuestas más arriba también se midió el pH de las disoluciones de arrastre:

Tabla 10. pH de las disoluciones de arrastre

	HTI-CTA-NW, DS: NaCl 150 g/L		HTI-CTA-ES, DS: Glucosa 1 M	
	DS inicial	DS final	DS inicial	DS final
pH	6.21	4.22	3.85	4.21

7.3.2. Iones sodio y cloruros

Estos parámetros se midieron para las disoluciones del ensayo con NaCl solamente, tanto para la DS como la FS. En el caso de los cloruros las muestras se diluyeron por un factor muy grande y los valores obtenidos no concuerdan con los balances de materia en cada tanque como seguidamente se explica.

Tabla 11. Composición iones Na⁺ y Cl⁻ en el ensayo con 15 g/L NaCl

	HTI-CTA-NW, DS: NaCl 150 g/L			
	DS inicial	DS final	FS inicial	FS final
Na⁺ (mg/L)	69500	41060	430	661
Ratio	1.692		1.537	
Cl⁻ (mg/L)	97500	60000	4300	6500
Ratio	1.625		1.512	
Volumen (L)	1.5	2.594	4	2.906
Ratio	1.729		1.376	

Según la concentración inicial de la DS, 150 g/L NaCl, y los pesos moleculares del Na y del Cl, 23 y 35.45 g/mol respectivamente, las concentraciones iniciales de los iones Na⁺ y Cl⁻ deberían de ser 59024 mg/L Na⁺ y 90975 mg/L Cl⁻, la diferencia con los valores experimentales se debe a algún error de medida ya que se encuentran en el mismo orden.

Se observa que la ratio de dilución del Na⁺ en la DS es menor que el del aumento de volumen, esto quiere decir que realizando el balance de materia de Na⁺ en el tanque de la DS y en el de la FS final e inicial, estos dos balances no coinciden. Según estos datos la concentración de sodios en la DS final es mayor de lo que debería según el aumento de volumen en el tanque de la DS. Teniendo en cuenta el paso inverso de sales de la DS a la FS, el cual se corrobora en los datos de concentración de sodios en la FS, la ratio de dilución de Na⁺ en la DS debería ser mayor que el de aumento de volúmenes. Sabiendo que las muestras de la DS se diluyeron 5 veces y que las de la FS no se diluyeron por ningún factor, se toman como válidos los datos de concentración de Na⁺ en la FS ya que además corroboran el paso inverso de sales de la DS a la FS. Lo mismo ocurre con los cloruros, pero para la medida de los cloruros las muestras se diluyeron 1:2500 las de la DS y 1:50 las de la FS por lo que conllevan un error experimental bastante grande sobre todo los valores de la DS.

7.3.3. Fosfatos

Tabla 12. Composiciones PO₄-P en las disoluciones alimento

	HTI-CTA-NW, DS: NaCl 150 g/L		HTI-CTA-ES, DS: Glucosa 1M	
	FS inicial	FS final	FS inicial	FS final
PO₄-P (mg/L)	358	372	306	380
Ratio	1.039		1.242	
Volumen (L)	4	2.906	4	3.240
Ratio	1.376		1.235	

En el ensayo con NaCl como disolución de arrastre la composición de fosfatos a penas se concentra de la FS inicial a la final. En comparación el ensayo con glucosa como disolución de arrastre sí que se concentra en el mismo orden que el volumen de la disolución disminuye, como debería ser en el ensayo con NaCl como disolución de arrastre también. Este error en la medida puede ser debido a la dilución preparada para estas mediciones que fue de 20 veces para que las muestras entrar en el rango de medida del kit del laboratorio.

Según la composición del WPC utilizado y la dilución 6% p/v realizada, la concentración inicial de fosfatos debería ser aproximadamente de 222 mg/L. Ya que según la tabla 4 en el apartado 6.1.3 la composición de PO₄-P en el WPC utilizado es de 0.37 % p/p que equivale aproximadamente a 3.7 g/L y diluyéndolo al 6% se obtienen 222 mg/L de PO₄-P. Las concentraciones obtenidas se encuentran en el mismo rango teniendo en cuenta la dilución 1:20 realizada en las muestras lo cual puede aportar algo de error en la medida.

7.3.4. Carbono Orgánico Total (COT)

Tabla 13. Carbono Orgánico Total ensayo con NaCl

	HTI-CTA-NW, DS: NaCl 150 g/L			
	DS inicial	DS final	FS inicial	FS final
COT (mg/L)	-	33.95	17622	24740
Ratio	-		1.404	
Volumen (L)	1.5	2.594	4	2.906
Ratio	1.729		1.376	

El análisis de la DS final se realizó para comprobar si había habido paso desde la FS hacia la DS de alguno sustancia con carbono como proteínas, grasas o lactosa. La cantidad detectada es mínima como para afirmar que ha habido paso de sustancias no deseadas desde la FS.

La ratio de concentración en la FS es muy similar al de reducción de volumen de la disolución, aunque ligeramente mayor, pero hay que tener en cuenta que las muestras se diluyeron 200 veces para que entrar dentro del rango de medición del equipo.

Tabla 14. Carbono Orgánico Total ensayo con Glucosa

	HTI-CTA-ES, DS: Glucosa 1 mol/L			
	DS inicial	DS final	FS inicial	FS final
COT (mg/L)	69150	49890	18478	26800
Ratio	1.386		1.450	
Volumen (L)	1.5	2.26	4	3.24
Ratio	1.507		1.235	

Como se ha explicado en el apartado 7.2.2 los valores de COT obtenidos en este ensayo tanto para la FS como para la DS no son coherentes. Ya que, por una parte, en la DS la ratio de dilución del TOC es menor que la ratio de aumento de volumen de la disolución cuando debería ser igual o mayor

a esta teniendo en cuenta que existe un flujo de glucosa desde la DS hacia la FS. Por otra parte, en la FS la ratio de concentración del TOC es mayor que el de disminución de volumen de la disolución como debería ser, pero demasiado grande. En el apartado 7.22 se ha calculado el flujo inverso de glucosa que se obtendría con esos valores de COT y este sería descomunadamente alto y por lo tanto incorrecto. Además de estas dos incoherencias, si se realiza el balance total del COT se obtiene por parte de la DS que hay más carbono en la DS final que en la inicial a la vez que en la FS final también hay más carbono que en la FS inicial lo cual no puede ser ya que solo puede haber un flujo de carbono hacia un tanque y no hacia los dos.

Para tratar de calcular el J_s se midió la concentración de carbohidratos en las muestras inicial y final de ambas disoluciones de arrastre y alimento del ensayo con glucosa 1 M, pero con el mismo resultado que con el COT, inconcluyente. Por esta razón no se exponen los resultados obtenidos por el método de la Antrona en este trabajo.

7.4. Caracterización membranas tras limpieza

Tras cada ensayo se realizó una limpieza de la membrana seguida de la caracterización de la membrana.

7.4.1. Membrana HTI-CTA-NW

Tras el ensayo de 72 horas con NaCl 150 g/L como DS y la disolución de WPC como FS, solamente con la 1ª limpieza de la membrana (enjuague) de las 3 propuestas se recuperó el flujo de agua permeada que tenía previamente al ensayo. La caracterización tras la 1ª limpieza se realizó con 60 g/L como DS y agua desionizada como FS y el ensayo fue de 1 hora de duración.

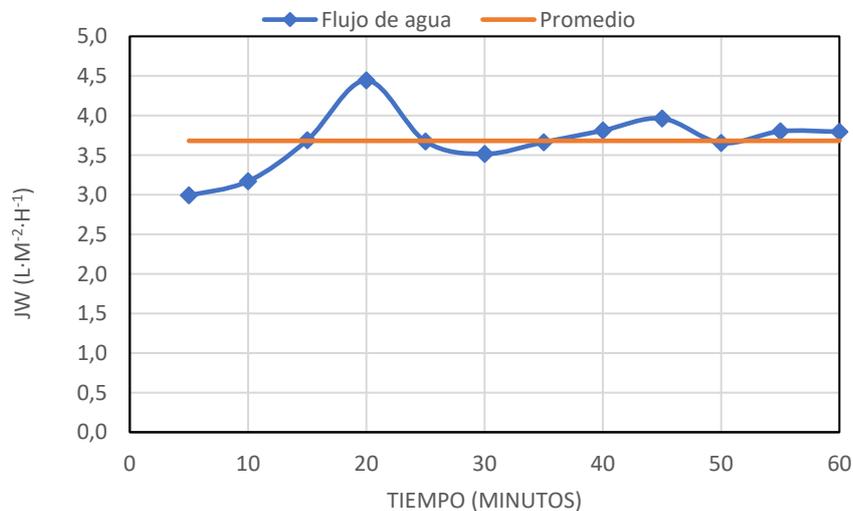


Gráfico 23. J_w cada 5 minutos y promedio para DS: NaCl 60 g/L, ensayo 1h

$$J_w \text{ promedio} = 3.68 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$$

En el ensayo de caracterización previo al experimento de concentración con la disolución de WPC el J_w obtenido fue de $3.25 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$, es decir, tras la primera limpieza de la membrana el flujo de agua permeada es incluso mayor, por lo que se puede afirmar que la membrana apenas se ensucia y rápidamente se recupera el flujo de agua.

$$\% \text{ recuperado} = (3.25/3.68) \cdot 100 = 88.31 \%$$

7.4.2. Membrana HTI-CTA-ES

Debido a que la caracterización previa de esta membrana se realizó con glucosa 1 M, se toman los datos de un ensayo de caracterización realizado previamente a este proyecto. La gráfica que relaciona concentración de NaCl con J_w se adjunta a continuación en la figura 12.

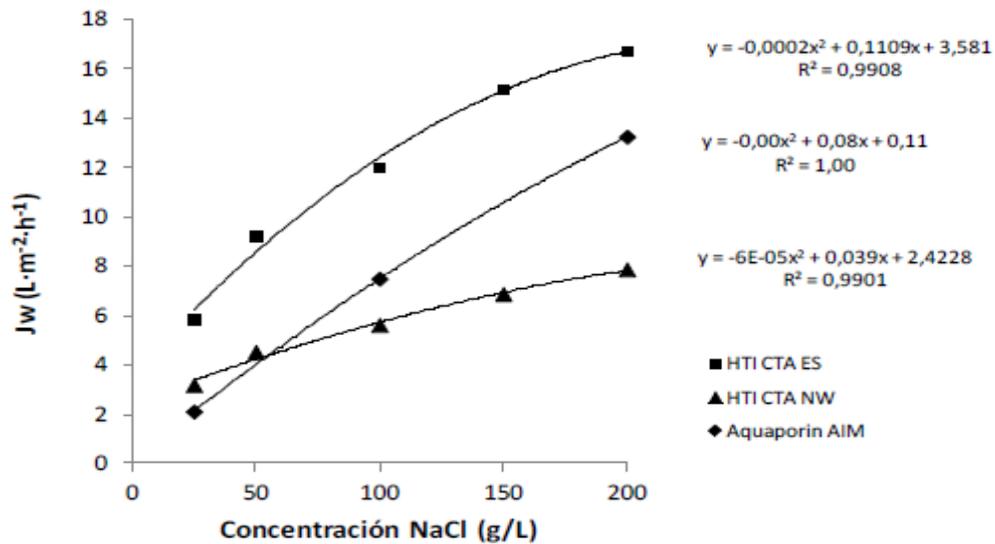


Figura 12. Caracterización membranas de otro experimento ajeno a este proyecto

Según esta caracterización de la membrana HTI-CTA-ES para 50 g/L de NaCl como DS se obtiene un J_w de $8.626 \text{ L}\cdot\text{m}^2\cdot\text{h}^{-1}$ por lo que el ensayo de permeabilidad tras la primera limpieza se realiza con una concentración de DS 50 g/L NaCl para compararlo con este valor.

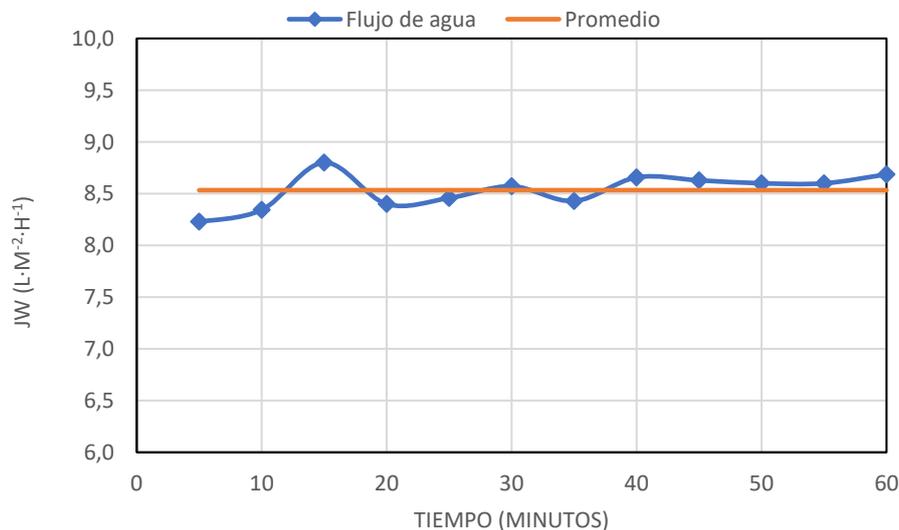


Gráfico 23. J_w cada 5 minutos y promedio para DS: NaCl 50 g/L, ensayo 1h

$$J_w \text{ promedio} = 8.530 \text{ L}\cdot\text{m}^2\cdot\text{h}^{-1}$$

Tras la primera limpieza (enjuague) después del ensayo de concentración de la disolución de WPC con glucosa 1 M como disolución de arrastre se recupera el 98.89 % del flujo de agua de la membrana previo al ensayo.

$\% \text{ recuperado} = (8.530/8.626) \cdot 100 = 98.89 \%$

De estos datos se puede concluir que no se produce ensuciamiento interno de las membranas en ninguno de los dos ensayos ya que solamente con una limpieza superficial de la membrana con agua desionizada recupera el flujo que previamente se tenía.

8. DESCRIPCIÓN DE LA SOLUCIÓN ELEGIDA

El diseño realizado consiste en una planta industrial de ósmosis directa, ubicada en la Comunidad Valenciana, que trata $5 \text{ m}^3/\text{d}$ de lactosuero proveniente de una industria quesera situada cerca de la planta a diseñar, en el mismo polígono industrial para ahorrar en costes de transporte de materia prima. Este lactosuero se nanofiltrar previamente en una planta de nanofiltración que no es objeto del diseño de este proyecto y el rechazo de la nanofiltración es el concentrado proteico que se trata en la ósmosis directa. Este rechazo de la nanofiltración es el 80 % del volumen inicial de lactosuero, es decir, $4 \text{ m}^3/\text{d}$ serán los que realmente se tratarán en la ósmosis directa.

El objetivo es pasar del 6% de materia seca presente inicialmente en el lactosuero nanofiltrado al 18 % ya que a concentraciones mayores puede haber problemas de precipitación y sedimentación. Esto significa que el volumen de lactosuero nanofiltrado será reducido a 1/3 del de partida tras la ósmosis directa y por lo tanto el volumen de agua permeada a través de la membrana será de 2/3 del volumen de partida del lactosuero nanofiltrado.

La disolución de arrastre elegida ha sido la glucosa en concentración 1 M ya que el lactosuero a tratar está destinado al uso alimenticio y por lo tanto es la disolución de arrastre que menos va a afectar al producto. Aunque no se ha podido calcular el flujo inverso de glucosa debido a la interferencia de la lactosa presente en el WPC y los métodos analíticos utilizados para medir la glucosa, se sabe que no es muy grande debido a su peso molecular alto y a los datos bibliográficos consultados en los que han utilizado glucosa como disolución de arrastre [21].

En cuanto a la membrana elegida para el diseño, no se pudo elegir la misma con la que se realizaron los ensayos en el laboratorio ya que la empresa que las suministraba (HTI) quebró y no hay posibilidad de adquirir ningún módulo de membranas con las mismas características para diseñar una planta a escala industrial. Por este motivo se buscaron diferentes módulos de membrana para procesos de ósmosis directa a escala industrial y se encontró un módulo de membranas de la empresa Porifera denominado PFO-9S MODULE el cual proporciona mejores rendimientos de flujo de agua permeada que las membranas de HTI utilizadas en el laboratorio. Por lo tanto, para el diseño de la planta se han utilizado los datos de flujos, caudales y demás parámetros proporcionados por Porifera.

En la figura 13 se representa el diagrama de flujo de una posible solución para el diseño de una planta de ósmosis directa para la concentración de lactosuero.

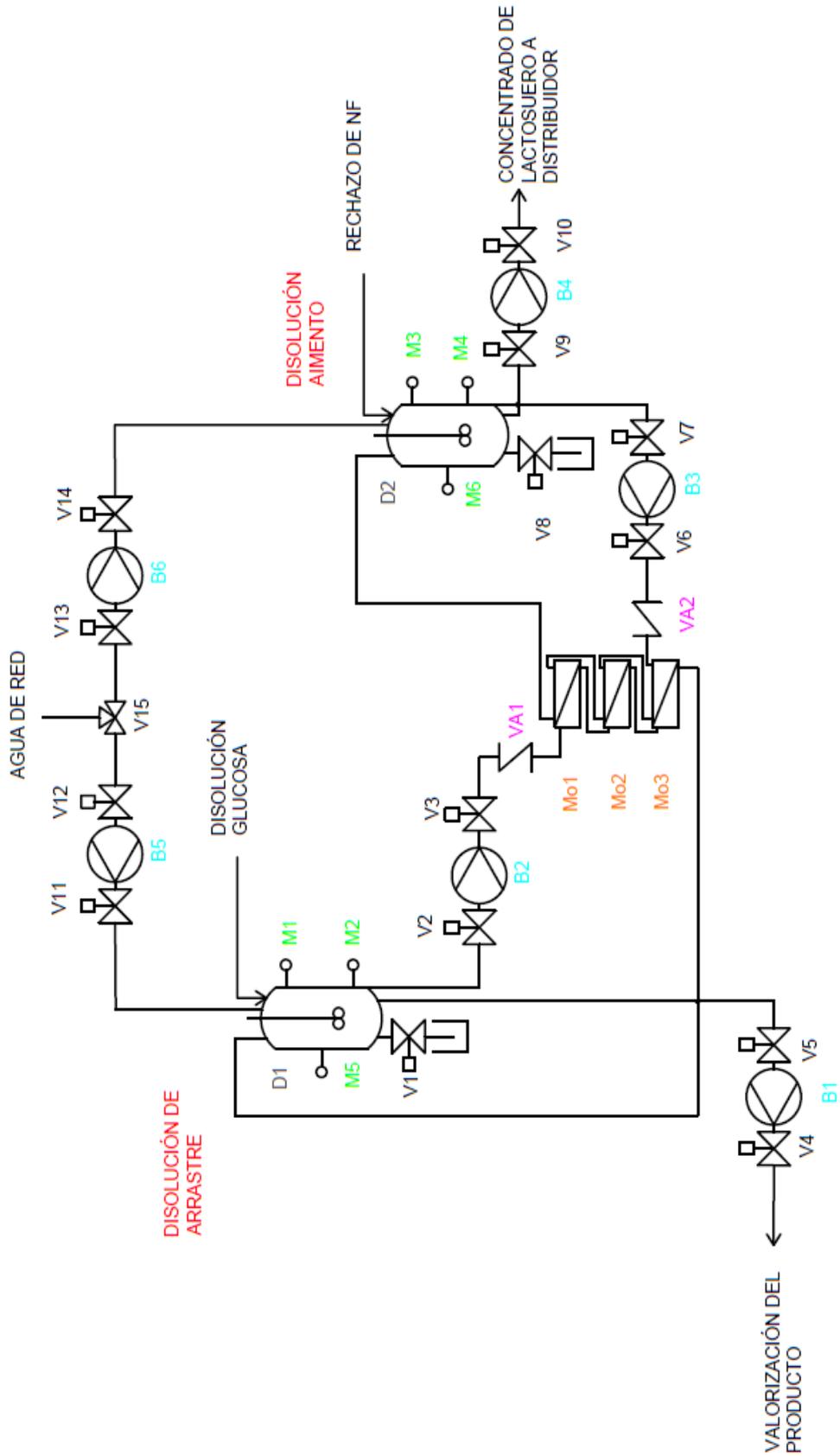
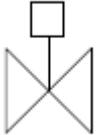
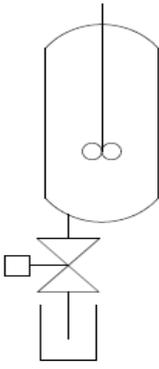
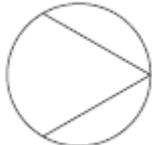
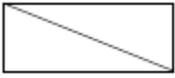
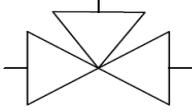


Figura 13. Diagrama de flujo de la solución propuesta

En la tabla 15 se muestra la leyenda de dicho diagrama de flujo.

Tabla 15. Leyenda del diagrama de flujo

Símbolo	Descripción	Símbolo	Descripción
	V: Válvula reguladora		VA: Válvula antirretorno
	D: Depósito con sistema de agitación y sistema de vaciado		B: Bomba
	Mo: Módulo de 7 m ² de área de membrana		M: Dispositivo de medición
	Tramo de tubería		V: Válvula de 3 vías

Cabe destacar que el diagrama de flujo representado más arriba no está escalado.

El proceso se realizará por lotes de 4 m³ de concentrado proteico proveniente de la planta de nanofiltración al día. Atendiendo al flujo de agua que ofrece la membrana elegida, cada proceso durará 17 horas, a las cuales se le sumará 2 horas más de limpieza de las membranas con agua de red y un contralavado osmótico en caso de ser necesario y 1 hora para la preparación de la disolución de arrastre. El conjunto del proceso se dividirá en tres etapas:

- Preparación de la disolución de arrastre
- Concentración del lactosuero
- Limpieza de las membranas

8.1. Preparación de la disolución de arrastre

La preparación de la disolución de arrastre de glucosa 1 M se realizará directamente en el depósito de la disolución de arrastre. La glucosa en polvo se recibe del proveedor en sacos de 25 kg cada uno. Según los cálculos que se exponen en el apartado 9 el volumen de disolución de arrastre necesario inicial será de 296.30 L, al que le corresponderán 53.33 kg de glucosa por cada lote. Esta cantidad de glucosa la introducirá un operario directamente al depósito de la disolución de arrastre y la diluirá con agua de red hasta llegar a los 296.3 L necesarios de volumen inicial. Este volumen inicial de disolución de arrastre se ha elegido con la limitación de que la concentración final sea el 10% de la concentración inicial, es decir, 0.1 M. Con la cantidad de 53.33 kg de glucosa en polvo necesaria de añadir en cada lote diario y sabiendo que la glucosa se recibe en lotes de 1 tonelada, con cada pedido

de glucosa se podrán realizar 18 lotes de la disolución de arrastre necesaria, es decir, se podrán concentrar 18 lotes de lactosuero proveniente de la nanofiltración.

8.2. Concentración de lactosuero

El diagrama de flujo correspondiente a esta etapa es el mostrado en la figura 15, el cual es igual que el de la figura 14 pero sin el circuito de llenado de los depósitos con agua de red.

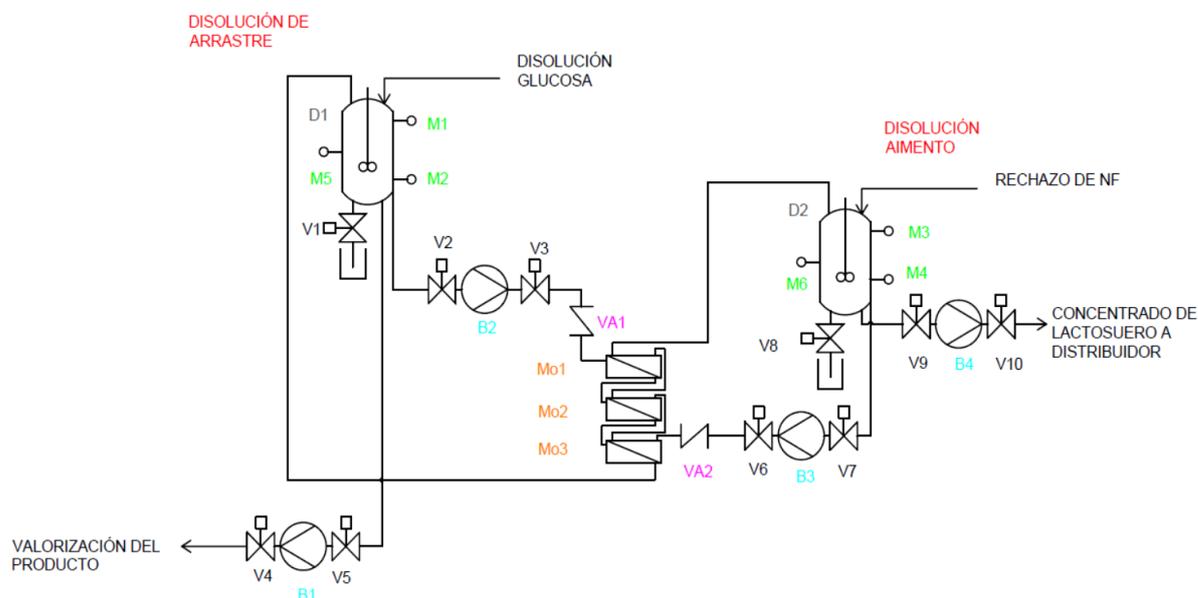


Figura 14. Diagrama de flujo circuito de concentración

En el diseño del proceso de concentración del lactosuero el flujo de agua proporcionado por la membrana se ha considerado constante, calculándolo a partir de los datos de la ficha técnica. Este flujo de agua proporcionado por la ficha técnica se obtiene para unas condiciones test donde la disolución alimento es agua desionizada y la disolución de arrastre NaCl 1M, condiciones que no se corresponden con las del proceso de concentración de lactosuero. Para hacer una estimación del orden de magnitud del flujo de agua del proceso de concentración de lactosuero con glucosa 1M a partir del flujo proporcionado por la ficha técnica, se ha calculado la relación entre el flujo obtenido experimentalmente con la membrana HTI-CTA-ES con glucosa 1M y con NaCl 1M. Teniendo en cuenta que la concentración inicial de la disolución de arrastre se diluye 10 veces, el flujo de agua bajará considerablemente y por lo tanto la fuerza impulsora. Las aproximaciones a los flujos de permeado que proporcionará la membrana para la concentración inicial de 1 M glucosa y final 0.1 M glucosa se exponen en el apartado 9. La elección del volumen inicial de disolución de arrastre se ha hecho teniendo en cuenta que la glucosa se obtiene por toneladas a un precio elevado y no sería viable económicamente realizar una disolución de arrastre del mismo orden de magnitud del volumen que se tiene de disolución alimento. Por lo tanto, los cálculos para el diseño de la planta se han realizado considerando un volumen de agua permeada 2/3 del volumen inicial de lactosuero para alcanzar el objetivo de concentrarlo del 6% de sólidos al 18%.

Según los cálculos realizados para el volumen necesario de disolución de arrastre inicial y el volumen de agua permeada, el depósito de la disolución de arrastre tendrá una capacidad de 3000 L mientras que el tanque de la disolución alimento tendrá una capacidad de 4800 L. Se han elegido tres módulos de membrana configurados en serie y horizontalmente con 21 m² de área de membrana total ya que con esta área la duración del proceso será de 17 horas y con dos módulos la duración sería de 25.5 horas, excediendo las 24 horas de cada lote de lactosuero. A la finalización del proceso el lactosuero concentrado se enviará al distribuidor y la disolución de arrastre de glucosa diluida se valorizará para su posterior utilización en el sector alimenticio.

Las válvulas reguladoras V1 y V18 se mantendrán siempre cerradas a excepción de que fuera necesario vaciar el tanque o realizar un control de calidad de las disoluciones. Durante el ensayo de concentración se mantendrán abiertas V2, V3, V6 y V7 además de las válvulas de retención VA1 y VA2 que son las que permiten el flujo a través de las membranas y aseguran la unidireccionalidad de flujo. y se mantendrán todas las demás cerradas. También estarán en funcionamiento B2 y B4 las cuales se encenderán cuando todas las válvulas que forman parte del proceso están abiertas. V2 y V3 son las válvulas de seguridad de la bomba B2 y V6 y V7 las de la bomba B4. El caudal de la disolución de arrastre y de la disolución alimento será de 4.56 m³/h. Este dato se ha obtenido de la ficha técnica de las membranas. Tras finalizar el proceso de concentración del lactosuero se cerrarán las bombas B2 y B4 junto con todas las válvulas anteriormente citadas y se abrirán las válvulas V4, V5, V9 y V10 junto con las bombas B1 y B6. Este circuito se encarga de enviar el lactosuero concentrado al distribuidor y la glucosa diluida a la valorización para su posterior uso. El rango de pH de operación de las membranas es de 2 – 11 por lo que no hace falta controlarlo ya que tanto la glucosa como el lactosuero se encuentran dentro de este rango a lo largo de todo el proceso. Los dispositivos de medición de nivel M1, M1, M3 y M4 junto con los medidores de temperatura M5 y M6 se mantienen encendidos durante todo el proceso para controlar el nivel de los tanques y la temperatura para saber que flujo de agua ofrecerá la membrana dependiendo de la temperatura y controlarla.

8.3. Limpieza de las membranas

El circuito de la limpieza de las membranas es el mismo que mostrado en la figura 14 pero sin tener en cuenta las conducciones que envían la disolución de lactosuero concentrada al proveedor y la disolución de arrastre diluida a valorización. La limpieza de las membranas se producirá cuando el proceso de concentración haya terminado y los depósitos de las disoluciones de arrastre y alimento se hayan vaciado completamente. La limpieza se realizará en el mismo circuito utilizado para el proceso de concentración y se realizará llenando ambos depósitos de la disolución alimento y de arrastre con agua de red y haciéndola recircular ya que esta solo consistirá en un aclarado. Según lo observado en la parte experimental de este proyecto, en la concentración realizada a escala de laboratorio con la membrana HTI-CTA-ES con glucosa 1 M como disolución de arrastre y disolución 6% p/v de WPC, con la limpieza de aclarado con agua se recuperó más del 85% del flujo de permeado por lo que se puede afirmar que no se producirá ensuciamiento interno de la membrana significativo. El caudal al que circulará el agua de red será el mismo que el de la disolución de arrastre y alimento en la etapa de concentración y cada tanque se llenará con 1 m³ de agua para recircularla durante 2 horas que durará la limpieza. Las válvulas y bombas utilizadas para la limpieza son las mismas que para la concentración además de las bombas B5 y B6 y las válvulas V11, V12, V13, V14 y V15. Cuando se acabe la etapa de limpieza se apagarán las bombas B2, B3, B5 y B6 y se cerrarán las válvulas V2, V3, V6, V7, V11, V12, V13, V14, V15, VA1 y VA2 y se abrirán las válvulas V1 y V8 para vaciar ambos tanques. En el caso de que con esta limpieza no fuera suficiente para recuperar el flujo de agua permeada se podría llevar a cabo una contra limpieza osmótica que consistiría en llenar el depósito de la disolución alimento con una disolución concentrada de NaCl y el depósito de la disolución de arrastre con agua de red para que el proceso de ósmosis se llevara a cabo en sentido inverso y limpiar así el posible ensuciamiento interno que pudiera tener la membrana.

9. CÁLCULOS PARA EL DISEÑO DEL PROCESO

El diseño de la planta de concentración de lactosuero mediante ósmosis directa se ha realizado atendiendo principalmente a los datos obtenidos de la ficha técnica de la membrana seleccionada y al objetivo principal del proyecto de concentrar los 4 m³ de disolución de lactosuero proveniente de la planta de nanofiltración del 6 al 18% de sólidos totales. Es decir, que el volumen de lactosuero inicial se reduzca hasta 1.33 m³ y que por lo tanto el volumen de agua permeada a través de la membrana desde la disolución alimento hasta la disolución de arrastre de glucosa 1M sea de 2666.67 L (2/3 del volumen inicial de lactosuero). Sabiendo esto, primero se elige un flujo de agua que proporciona la

membrana, dado por el proveedor como una curva de J_w frente a caudal de FS y DS que se expone a continuación (Figura 15).

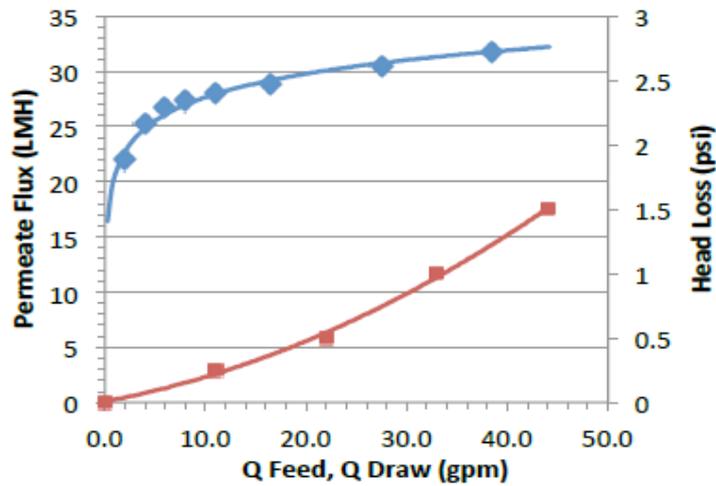


Figura 15. Flujos de agua y pérdidas de carga de la membrana PFO-100 frente a caudal

La elección del flujo de agua adecuado se realiza atendiendo al diámetro de la entrada y la salida al módulo de membranas (1" que equivale a 2.5 cm) y a las velocidades máximas del fluido a través de las tuberías para el dimensionado de estas que deben ser de 1.8 m/s en el tramo de aspiración de la bomba y 2.5 m/s en la impulsión de la bomba, teniendo en cuenta que velocidades menores de 0.5 m/s pueden originar problemas de sedimentación mientras que velocidades superiores a 5 m/s pueden producir problemas de abrasión en las paredes de las tuberías [24]. Sabiendo que el diámetro en la impulsión de la bomba debe ser el mismo que en la entrada al módulo de membranas para evitar tener que utilizar conos difusores que adapten el diámetro de la tubería al de la entrada al módulo de membranas y que la velocidad en este tramo debe ser como máximo 2.5 m/s se calcula el caudal necesario de las disoluciones de arrastre y de alimento.

$$Q\left(\frac{m^3}{s}\right) = v\left(\frac{m}{s}\right) \cdot A(m^2) \quad (\text{Ecuación 13})$$

Dado $v \leq 2.5 \text{ m/s}$ y $D = 2.54 \text{ cm}$

$$A = \frac{\pi \cdot D^2}{4} = 5.067 \cdot 10^{-4} m^2 \quad ; \quad Q = 9000 \frac{m}{h} \cdot 5.067 \cdot 10^{-4} m^2 = 4.56 \frac{m^3}{h}$$

En la figura 16 el caudal está expresado en galones americanos por minuto (1gpm = 227.125 L/h), por lo que $Q = 20.078 \text{ gpm}$. Este caudal está dentro del rango que contempla el fabricante. Esto significa que a ese caudal la velocidad tangencial es adecuada para que se produzca la separación eficaz mediante ósmosis. Además, a este caudal le corresponde un flujo de agua de $30 \text{ L} \cdot m^{-2} \cdot h$. Este flujo de agua permeada se da en condiciones test de DS: NaCl 1M (5.8 g/L) y FS: Agua desionizada, que no es el caso que se va a tratar en la planta a diseñar. Por esta razón se ha realizado una estimación de orden de magnitud del flujo que puede dar esta membrana para el caso de DS: Glucosa 1M y FS: lactosuero. Esta estimación de orden de magnitud se ha realizado con los datos experimentales que se tienen de flujo de agua de la membrana HTI-CTA-ES para los ensayos de permeabilidad realizados con Glucosa 1M y NaCl como disoluciones de arrastre y agua desionizada como disolución alimento. Los datos de la glucosa son los expuestos en el apartado 7.1.2 y los del NaCl 1M en el apartado 7.4.2. Se aplica la relación de flujo glucosa 1M/NaCl 1M en la membrana HTI-CTA-ES para obtener una aproximación del flujo de glucosa 1M en la membrana de Porifera a través del flujo proporcionado para DS: NaCl 1M.

Diseño de un proceso de ósmosis directa para la concentración de lactosuero

$$\text{Relación} \left(\frac{\text{Glucosa}}{\text{NaCl}} \right) = \frac{4.240 \frac{L}{m^2 \cdot h}}{9.375 \frac{L}{m^2 \cdot h}} = 0.452$$

$$J_W (\text{DS: Glucosa 1M}) = 30 \frac{L}{m^2 \cdot h} \cdot 0.452 = 13.566 \frac{L}{m^2 \cdot h}$$

Este flujo de permeado que ofrecerá la membrana será en las condiciones de disolución de arrastre en la concentración 1 M, pero esta disolución de arrastre se irá diluyendo a medida que este volumen de agua se vaya traspasando de la disolución alimento a la disolución de arrastre y por lo tanto disminuirá la fuerza impulsora. El volumen total de agua traspasada es de 2666.67 L y teniendo en cuenta que la disolución de arrastre consiste en 180 g/L de glucosa, el volumen de esta disolución no puede ser del mismo orden de magnitud que la disolución alimento ya que la glucosa es una materia prima que se adquiere por tonelada a un precio elevado y para producir 4 m³ de disolución alimento harían falta 720 kg de glucosa, lo cual sería inviable económicamente para este proyecto. Por esta razón se ha limitado la concentración final de la disolución de arrastre para que se diluya 10 veces la inicial, es decir, que la concentración final de glucosa sea de 0.1 M. Con estas concentraciones iniciales y finales se puede calcular el volumen inicial de la disolución a producir.

$$C_0 \cdot V_0 = C_f \cdot (V_0 + 2666.67) ; \quad V_0 = 296.3 L$$

Sabiendo el peso molecular de la glucosa, la masa necesaria para cada lote de glucosa 1M será, por lo tanto:

$$m = 296.3 L \cdot 180 \frac{g}{L} = 53334 g ; m = 53.334 kg \text{ de glucosa}$$

Sabiendo que la glucosa se obtiene por tonelada, por cada compra de una tonelada se podrán producir 18 lotes de glucosa 1M para concentrar lactosuero.

Teniendo en cuenta esta disminución de concentración de la disolución de arrastre, la fuerza impulsora se reducirá significativamente y por lo tanto disminuirá también el flujo de agua permeada. El flujo de permeado obtenido de 13.566 L·m⁻²·h⁻¹ se considera que será el flujo máximo para la concentración inicial de glucosa 1 M. Para fijar un flujo de permeado realista con el volumen de agua que se quiere traspasar se hace una estimación del flujo que se obtendría hipotéticamente para la concentración final de la disolución de arrastre de 0.1 M asumiendo que el flujo de permeado varía linealmente según el ensayo realizado con glucosa en el artículo [21]. Asumiendo la linealidad del flujo de permeado frente a la concentración de glucosa en la disolución de arrastre se dice que el J_W mínimo en el proceso será de 1.357 L·m⁻²·h⁻¹ y el valor medio por lo tanto será de 7.4615 L·m⁻²·h⁻¹. Este flujo de permeado medio entre el obtenido para la DS de 1M glucosa y el de DS 0.1 M glucosa es el que se utiliza para saber el tiempo de duración del proceso.

$$J_W(\text{medio}) = 7.4615 \frac{L}{m^2 \cdot h}$$

Para el cálculo del tiempo de duración del proceso de concentración se eligen 3 módulos de membranas con un área de 7 m² cada una ya que con 2 módulos el tiempo sería de 25.53 h, excediendo el tiempo de cada lote de lactosuero de 24 h.

$$t = \frac{V_{\text{traspasado}}}{J_W \cdot A_m} = \frac{2666.67 L}{7.4615 \frac{L}{m^2 \cdot h} \cdot 21 m^2} = 17.02 h$$

Dimensionado de las tuberías

Según lo explicado anteriormente, con la velocidad en la impulsión $v \leq 2.5$ m/s y para la aspiración $v \leq 1.8$ m/s junto con $Q = 4.56$ m³/h se calculan los diámetros de las tuberías a través de la ecuación

13.

$$D_{asp} = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot v}} = 0.0300 \text{ m} \quad ; \quad D_{imp} = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot v}} = 0.0254 \text{ m}$$

Es decir, un diámetro de 30 mm para la aspiración y de 25.4 mm para la impulsión. Pero a la hora de elegir las tuberías se tiene que ajustar el diámetro con el ofrecido por el proveedor. En este caso se han elegido las tuberías de la empresa Dimasa de tuberías de PVC, en la tabla 16 se exponen las diferentes opciones.

Tabla 16. Catálogo tuberías Dimasa [25]

TUBERIA PVC FLEXIBLE					F. 115
	Codigo	Diámetro	Espesor	Longitud	PVP
	N200020001	20 mm.	2,0 mm.	25 m.	1,12 €
	N200025001	25 mm.	2,5 mm.	25 m.	1,56 €
	N200032001	32 mm.	3,0 mm.	25 m.	1,94 €
	N200040001	40 mm.	3,0 mm.	25 m.	2,38 €
	N200050001	50 mm.	3,5 mm.	25 m.	3,98 €
	N200063001	63 mm.	4,0 mm.	25 m.	5,74 €
Precios pvp, por unidad de metro					

Teniendo en cuenta el espesor de las tuberías, se elige para la aspiración la tubería con DN 40 mm ya que con un espesor de 3 mm el diámetro interno será de 34 mm, mayor que los 30 mm calculados previamente, pero se elige el inmediatamente superior ya que en este caso la velocidad límite no se superará, sino que disminuirá ligeramente. Para la tubería en la impulsión se elige la de DN 32 mm que con el espesor de 3 mm el diámetro interno es de 26 mm, muy similar a los 25.4 mm calculados. A continuación, se procede a calcular las velocidades reales con las tuberías elegidas.

$$v_{asp} = \frac{Q \cdot 4}{\pi \cdot D_{asp}^2} = 1.395 \text{ m/s} ; \quad v_{imp} = \frac{Q \cdot 4}{\pi \cdot D_{imp}^2} = 2.386 \text{ m/s}$$

Diseño del sistema de bombeo

Para la elección de una bomba para el sistema de circulación de las disoluciones de arrastre y alimento a través del circuito de membranas con recirculación a los respectivos tanques se procede al cálculo de la altura manométrica que debe suministrar la bomba para poder obtener el caudal deseado de 4.56 m³/h. La altura manométrica total (H) se calcula de la siguiente manera:

$$H = H_g + P_c + \frac{P_i - P_a}{\gamma} \quad (\text{Ecuación 14})$$

Donde H_g es la altura geométrica que debe vencer el fluido, P_c son las pérdidas de carga, en m, del fluido debida a su paso a través de la tubería y diversos accesorios del circuito expresadas y $\frac{P_i - P_a}{\gamma}$ es el diferencial de presiones entre la superficie del líquido en la impulsión de la bomba y la superficie del líquido en la aspiración dividido por el peso específico del fluido. Este último término vale cero para el caso a tratar ya que la presión de la superficie del líquido en la impulsión y en la aspiración es la misma; presión atmosférica. Este cálculo se realizará para ambas bombas del circuito; la que impulsa la disolución de arrastre y la que impulsa la disolución alimento. Para el cálculo de la altura manométrica de cada bomba se realizará por una parte la altura requerida por la aspiración y la requerida por la impulsión. En la figura 16 se representa un esquema del circuito para saber las longitudes del circuito

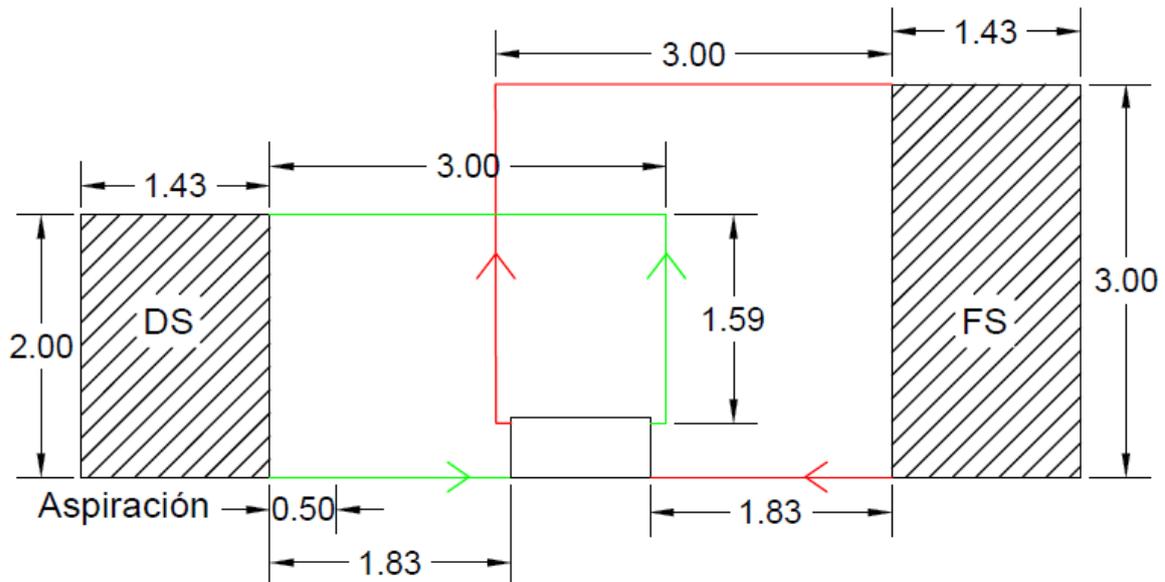


Figura 16. Esquema de dimensiones (expresadas en m) del circuito y depósitos

- Bomba que impulsa la disolución de arrastre

Este circuito es el representado de color verde en el esquema. La altura geométrica del líquido en el depósito de la DS se va a considerar el valor medio entre la altura inicial y la final, las cuales son las correspondientes a los volúmenes de 296.3 L y de 2962.97 L. Estas alturas son 0.263 m y 1.845 m respectivamente y su valor medio 1.482 m. La bomba se coloca a 0.5 m de la salida del tanque. La altura manométrica se calcula para el tramo de aspiración y para el de impulsión por separado. Las pérdidas de carga en el módulo de la membrana se han considerado despreciables ya que como se aprecia en la figura 16 estas son muy pequeñas (0.5 psi que equivale a 0.0689 bar).

- a) Tubería de aspiración:

- Altura geométrica (H_g): En la aspiración la altura geométrica de la superficie del líquido se encuentra por encima del eje de la bomba por lo que la altura es negativa: $H_a = -1.845$ m.
- Cálculo de las pérdidas de carga (P_C): Para el cálculo de las pérdidas de carga se calculará la longitud equivalente del tramo de aspiración, la cual incluye la longitud real más los accesorios. Estas se calcularán con unos valores tabulados mostrados en la tabla 17.

Tabla 17. Pérdidas de carga en accesorios [24]

Diámetro del tubo	25	32	40	50	65	80	100	125	150	200	250	300	350	400	500	600	700
Curva 90°	0,2	0,3	0,4	0,5	0,7	1	1,2	1,8	2	3	5	5	6	7	8	14	16
Codo 90°	0,3	0,4	0,6	0,7	0,9	1,3	1,7	2,5	2,7	4	5,5	7	8,5	9,5	11	19	22
Cono difusor	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
Válvula de pie	6	7	8	9	10	12	15	20	25	30	40	45	55	60	75	90	100
Válvula de retención	4	5	6	7	8	9	10	15	20	25	30	35	40	50	60	75	85
V. Compuerta Abierta	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	1	1	1,5	2	2	2	2,5	3	3,5	4	5
V. Compuerta ³ / ₄ Abierta	2	2	2	2	2	2	4	4	6	8	8	8	10	12	14	16	20
V. Compuerta ¹ / ₂ Abierta	15	15	15	15	15	15	30	30	45	60	60	60	75	90	105	120	150

En la aspiración el DN de la tubería es de 40 mm:

- Longitud de tubería de aspiración: 0.5 m
- Longitud equivalente para la válvula de pie a la entrada de la bomba: 8 m
- Longitud equivalente a cono difusor: 5 m

En el tramo de aspiración se necesita un cono difusor ya que el DN de las conexiones de la

Diseño de un proceso de ósmosis directa para la concentración de lactosuero

bomba es de 32 mm y la tubería de aspiración es de 40 mm. Sumando estos términos se obtiene una $L_{eq}=13.5$ m. En la tabla 18 se encuentran tabulados las pérdidas de carga, en m, por cada 100 m de tubería de PVC.

Tabla 18. Pérdidas de carga en tuberías de PVC/ Polietileno [24]

Q(l/h)	Diámetro interior de la tubería en mm.														
	14	19	25	32	38	50	63	75	89	100	125	150			
	Metros de columna de agua por 100 m de recorrido recto														
500	8,9	2,1	0,6												
800	20,2	4,7	1,3	0,4											
1000	29,8	7	1,9	0,6											
1500		14,2	3,9	1,2	0,5										
2000		23,5	6,4	2	0,9										
2500			9,4	2,9	1,3	0,4									
3000			13	4	1,8	0,5	0,2								
3500			17	5,3	2,3	0,6	0,2								
4000			21,5	6,6	2,9	0,8	0,3	0,1							
4500				8,2	3,6	1	0,3	0,1							
5000				9,8	4,3	1,2	0,4	0,2							
5500				11,6	5,1	1,4	0,5	0,2							
6000				13,5	6	1,6	0,5	0,2							
6500				15,5	6,9	1,9	0,6	0,3							
7000				17,7	7,8	2,1	0,7	0,3							
8000				22,4	9,9	2,7	0,9	0,4	0,2						
9000					12,1	3,3	1,1	0,5	0,2						
10000					14,6	4	1,3	0,6	0,3	0,1					
12000					20,1	5,5	1,8	0,8	0,4	0,2					
15000					29,7	8,1	2,7	1,2	0,5	0,3					
18000						11,1	3,7	1,6	0,7	0,4	0,1				
20000						13,3	4,5	1,9	0,9	0,5	0,2				
25000						19,7	6,6	2,9	1,3	0,7	0,3				
30000							9	4	1,8	1	0,3	9,1			
35000							11,8	5,2	2,3	1,3	0,5	0,2			
40000							15	6,5	2,9	1,7	0,6	0,2			
45000							18,4	8	3,6	2	0,7	0,3			
50000								9,7	4,3	2,5	0,9	0,4			
60000								13,3	5,9	3,4	1,2	0,5			
70000									7,7	4,4	1,5	0,6			
80000									10,4	5,6	1,9	0,8			
90000									12,9	7,3	2,4	1			
100000										8,9	2,9	1,2			
125000											4,5	1,8			
150000												6,3	2,6		
175000													8,4	3,5	
200000														10,7	4,4
250000															6,7
300000															9,3

Para otras tuberías recomendamos multiplicar los valores obtenidos en la tabla por los siguientes coeficientes:
 Tuberías de fibrocemento: 1,2
 Tuberías de hierro galvanizado: 1,5

En la aspiración el diámetro interno de la tubería es de 34 mm y el caudal de 4560.3 L/h, interpolando en los datos de la tabla se obtiene un valor de pérdida de carga de 6.67 m por cada 100 m de tubería para la aspiración. En este caso se tiene una $L_{eq}=13.5$ m, por lo que las pérdidas de carga en la aspiración serán: $P_C = 13.5 \text{ m} \cdot (6.67/100) = 0.9 \text{ m}$. La altura manométrica, por lo tanto:

$$H_{\text{aspiración}} = -1.845 \text{ m} + 0.9 \text{ m} = -0.945 \text{ m}$$

b) Tubería de impulsión

- Altura geométrica (H_g): La altura de impulsión es la misma del tanque ya que se impulsa por arriba de éste y el eje de la bomba está situado a la altura del fondo del tanque. $H_i = 2 \text{ m}$.
- Cálculo de las pérdidas de carga (P_C): Para la impulsión el DN de la tubería es de 32 mm:
 - Longitud de tubería de impulsión: $1.33 \text{ m} + 1.59 \text{ m} + 3 \text{ m} = 5.92 \text{ m}$
 - Longitud equivalente para la válvula reguladora: 7 m
 - Longitud equivalente para la válvula de retención: 5 m
 - Longitud equivalente para los 2 codos de 90°: $2 \cdot 0.4 = 0.8 \text{ m}$

$L_{eq} = 18.72 \text{ m}$. El diámetro interno de la tubería en la impulsión es de 26 mm, para calcular las pérdidas de carga cada 100 m de tubería según la tabla 18 se ha representado en Excel la función exponencial de estas pérdidas respecto a los diferentes diámetros internos de los caudales 4500 L/h y 5000 L/h y se ha interpolado para obtener las pérdidas para 4560.3 L/h.

Diseño de un proceso de ósmosis directa para la concentración de lactosuero

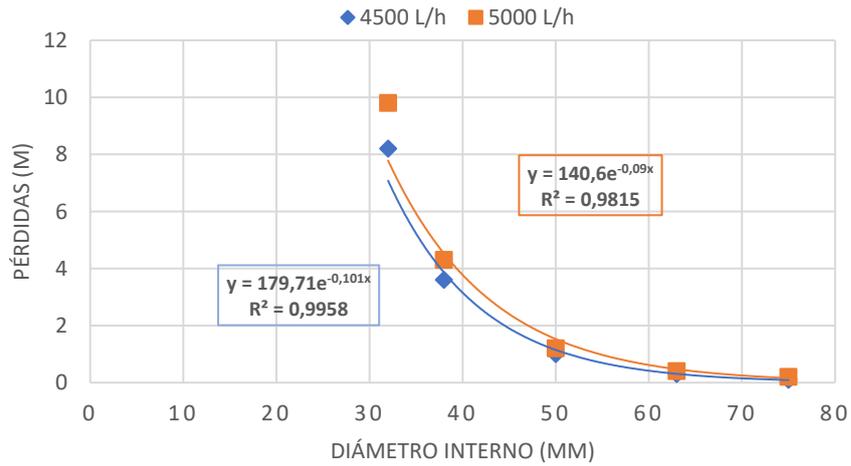


Gráfico 24. Pérdidas vs. Diámetro para 4500 y 5000 L/h

Para el diámetro interno de 26 mm se obtiene una pérdida de carga de 13 m para 4500 L/h y de 13.54 m para 5000L/h. Interpolando entre estos dos valores se obtienen unas pérdidas de carga de 13.14 m por cada 100 m de tubería. Como se tiene una $L_{eq} = 23.71$ m, las pérdidas de carga serán: $P_c = 18.72 \text{ m} \cdot (13.14/100) = 2.46 \text{ m}$. La altura manométrica, por lo tanto:

$$H_{impulsión} = 2 \text{ m} + 2.46 \text{ m} = 4.46 \text{ m}$$

Siendo la altura manométrica total la suma de las alturas en los dos tramos.

$$H = H_{impulsión} + H_{aspiración} = 4.46 \text{ m} - 0.945 \text{ m} = 3.515 \text{ m}$$

Las condiciones por lo tanto para la elección de la bomba son $Q = 4560.3 \text{ L/h}$ y $H = 3.515 \text{ m}$. La altura en m se pasa a Pa de la siguiente manera:

$$P(\text{Pa}) = H(\text{m}) \cdot g \left(\frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) \cdot \rho \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right) \quad (\text{Ecuación 15})$$

Aplicando esta fórmula se obtiene que la bomba debe aportar una presión de 0.345 bar. En la figura 17 se muestra la curva de caudal y altura de la bomba seleccionada.

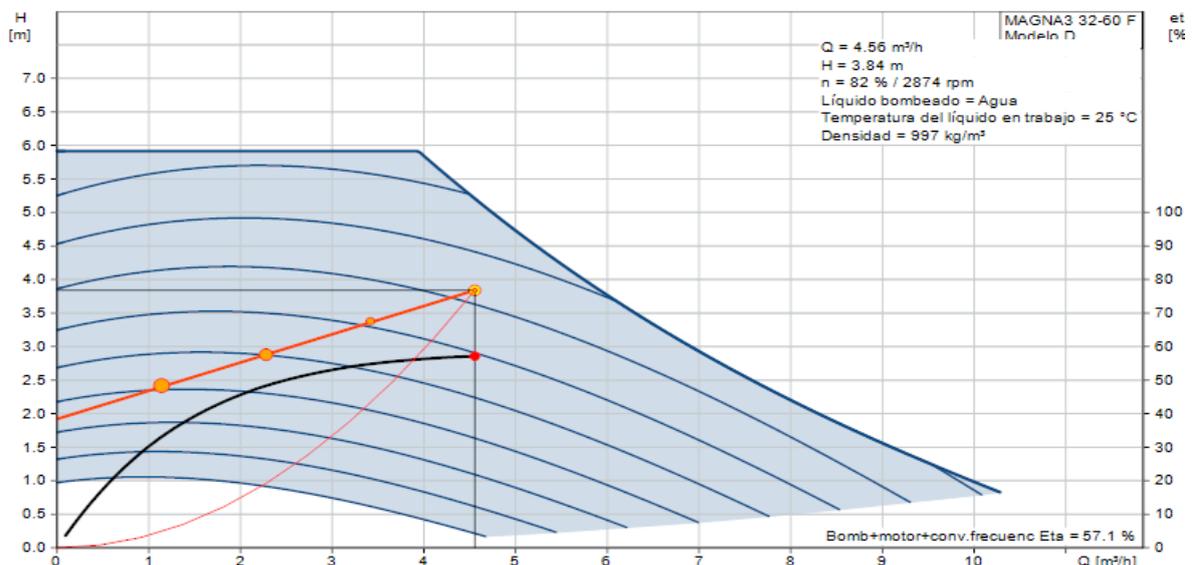


Figura 17. Curva de altura y caudal de la bomba MAGNA3 32-60 F [26]

Diseño de un proceso de ósmosis directa para la concentración de lactosuero

La bomba elegida ha sido la MAGNA3 32-60 F de la casa Grundfos. Esta bomba es de tipo rotor encapsulado, es decir, la bomba y el motor forman una única unidad sin cierre mecánico y con solo dos juntas para el sellado. Es una bomba monofásica con una altura máxima de 6 m y diámetros de conexiones de DN 32 mm. Por esta razón en la aspiración se ha añadido un cono difusor ya que el diámetro de la tubería de aspiración es DN 40 mm. En las especificaciones técnicas de esta bomba no se proporcionan curvas del NPSHr (requerido) debido a que la altura que puede proporcionar la bomba no es lo suficientemente alta como para que el fluido que circula por dentro cavite.

- Bomba que impulsa la disolución de alimento

Para el circuito de la disolución alimento los elementos son los mismos que en el circuito de la disolución de arrastre y la bomba está situada también a 0.5 m del depósito. Lo único que cambia es la longitud de las tuberías ya que el depósito de la disolución alimento es 1 m más alto. En el esquema de la figura 17 este circuito es el representado de color rojo. Los volúmenes inicial y final de la disolución alimento son 4000 L y 1333.33 L, por lo que sus respectivas alturas de líquido serán 2.49 m y 0.83 m. Para el cálculo de la altura geométrica de la superficie del líquido en la aspiración se cogerá el valor medio entre estos dos; 1.66 m.

a) Tubería de aspiración

- Altura geométrica (H_g): En la aspiración, igual que en el circuito de la disolución de arrastre, la superficie del líquido aspirado se encuentra por encima del eje de la bomba por lo que H_g es negativa: $H_g = -2.49$ m.
- Pérdidas de carga (P_C): Las pérdidas de carga en la tubería de la aspiración son exactamente las mismas que las calculadas para el circuito de la disolución de arrastre ya que miden la misma distancia y tienen una válvula de pie. Por lo tanto: $P_C = 0.9$ m.

$$H_{\text{aspiración}} = -2.49 \text{ m} + 0.9 \text{ m} = -1.59 \text{ m}$$

b) Tubería de impulsión

- Altura geométrica (H_g): La altura de impulsión es la misma del tanque. $H_i = 3$ m.
- Cálculo de las pérdidas de carga (P_C): Para la impulsión el DN de la tubería es de 32 mm:
 - Longitud de tubería de impulsión: $1.33 \text{ m} + 2.59 \text{ m} + 3 \text{ m} = 6.92 \text{ m}$
 - Longitud equivalente para la válvula reguladora: 7 m
 - Longitud equivalente para la válvula de retención: 5 m
 - Longitud equivalente para los 2 codos de 90°: $2 \cdot 0.4 = 0.8 \text{ m}$

$L_{\text{eq}} = 19.72$ m. La pérdida de carga por cada 100 m de tubería es la misma que la calculada para el circuito de la disolución de arrastre, es decir, 13.14 m. $P_C = 19.72 \text{ m} \cdot (13.14/100) = 2.6$ m. La altura manométrica, por lo tanto:

$$H_{\text{impulsión}} = 3 \text{ m} + 2.6 \text{ m} = 5.6 \text{ m}$$

$$H = H_{\text{impulsión}} + H_{\text{aspiración}} = 5.6 \text{ m} - 1.59 \text{ m} = 4.01 \text{ m}$$

Sabiendo que el caudal es el mismo en todo el circuito de concentración, esta altura necesaria a proporcionar por la bomba también la aporta la bomba elegida para el circuito de la disolución de arrastre por lo que se elige la misma bomba (MAGNA 32-60 F, Grundfos). Para los circuitos de tuberías que envían el producto de las disoluciones de arrastre y alimento tras el final del proceso junto con el circuito que llena los depósitos con agua de red se ha elegido también esta bomba ya que se mantendrán los mismos caudales para vaciar el tanque y para llenarlo con agua de red y las alturas manométricas que requerirán las bombas serán menores que en el circuito de concentración ya que las longitudes de las tuberías son menores y la bomba puede producir para ese caudal < 0.5 m de altura manométrica, lo cual entra en el rango de la que necesitará para impulsar el fluido.

10. ESTUDIO ECONÓMICO

En este apartado se va a estudiar la viabilidad económica del proyecto de producir concentrado de lactosuero en una planta de ósmosis directa. Para ello se considera que la planta trabaja 365 días al año, 22 horas al día sumando el tiempo de proceso, de limpieza, de llenado y vaciado de los depósitos con el agua para la limpieza, de preparado de la disolución de arrastre y de vaciado de los depósitos para enviarlos a proveedor y valorización. Este tiempo se ha calculado de manera aproximada de la siguiente manera:

$$t = t_{\text{proceso}} + t_{\text{limpieza}} + t_{\text{llenado con agua}} + t_{\text{vaciado FS}} + t_{\text{vaciado DS}} + t_{\text{preparación DS}} =$$

$$17.02 \text{ h} + 2 \text{ h} + \frac{1 \text{ m}^3}{4.56 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}} + \frac{1.33 \text{ m}^3}{4.56 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}} + \frac{2.963 \text{ m}^3}{4.56 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}} + 1.5 \text{ h} = 20.18 \text{ h}$$

Es decir, 21 horas aproximadamente por si ocurriese algún imprevisto, lo que supone un total de 7665 horas al año. El análisis consta en primer lugar de los siguientes costes: consumo eléctrico, personal, productos químicos y mantenimiento. Se ha tomado un precio base de la luz en la industria de 0.0867 €/kWh [27].

Coste del consumo eléctrico

Los equipos que van a consumir energía en la planta van a ser las bombas B1, B2, B3, B4, B5 y B6, los medidores de nivel y de temperatura M1, M2, M3, M4, M5 y M6 junto con los dos agitadores. A continuación, se calcula el tiempo que estarán encendidos cada equipo al día. Los agitadores estarán encendidos todo el proceso de concentración (17.02 h), pero el del depósito de la disolución de arrastre además estará encendido el tiempo de preparación de la disolución de arrastre (1.5 h), los medidores de nivel el tiempo del proceso de concentración más el de limpieza (19.02 h), los de temperatura el tiempo de proceso, las bombas B2 y B3 el tiempo de concentración más el de limpieza (19.02 h), las bombas B1 y B4 durante el tiempo de vaciado del tanque de la disolución de arrastre (0.65 h) y el de la disolución alimento (0.29 h) respectivamente y las bombas B5 y B6 el tiempo de llenado de agua un depósito ya que ambos se llenan simultáneamente (0.22 h). Estos tiempos calculados son para un día. Estos tiempos para cada equipo se multiplican por el consumo en kWh para tener los kWh/día y después se multiplica este valor por los 365 días del año para obtener los kWh/año.

Tabla 19. Costes del consumo eléctrico

Equipo	kWh	kWh/año	€/año
Bomba B1 MAGNA 32-60 F casa Grundfos	0.11	26.10	2.26
Bomba B2 MAGNA 32-60 F casa Grundfos	0.11	763.65	66.22
Bomba B3 MAGNA 32-60 F casa Grundfos	0.11	763.65	66.22
Bomba B4 MAGNA 32-60 F casa Grundfos	0.11	26.10	2.26
Bomba B5 MAGNA 32-60 F casa Grundfos	0.11	8.83	0.77
Bomba B6 MAGNA 32-60 F casa Grundfos	0.11	8.83	0.77
Medidor de nivel M1 SITRANS LC 300 casa Siemens	0.003	20.83	1.81
Medidor de nivel M1 SITRANS LC 300 casa Siemens	0.003	20.83	1.81
Medidor de nivel M1 SITRANS LC 300 casa Siemens	0.003	20.83	1.81
Medidor de nivel M1 SITRANS LC 300 casa Siemens	0.003	20.83	1.81
Agitador DS VFR casa FluidMix	7.6	51374.48	4454.17
Agitador FS VFR casa FluidMix	7.6	47213.48	4079.24
Medidor de temperatura M5 HI 141 casa Hanna	0.2	1242.46	107.72
Medidor de temperatura M6 HI 141 casa Hanna	0.2	1243.46	107.72
		TOTAL	8894.59

Costes de personal

El proceso de concentración del lactosuero se produce en lotes por lo que será necesaria la contratación de personal para cargar y descargar los lotes diarios. La disolución de lactosuero a concentrar viene directamente desde una planta adjunta de nanofiltración por lo que en ese punto no hace falta ningún operario para realizar la carga de esta disolución, pero en la disolución de arrastre sí que es necesario la presencia de operarios que preparen la disolución introduciendo la glucosa. Se ha decidido contratar 1 operario ya que la planta está en la empresa que genera el residuo y su trabajo principal será preparar la disolución de arrastre, encender o apagar las bombas y abrir o cerrar las válvulas necesarias en cada momento. En total trabajará al día 4 horas. Además, se contrata a 1 técnico que revise el proceso. El operario trabaja media jornada laboral, 4 horas cada día, 20 horas semanales que equivalen a un 13% de las horas anuales. Mientras tanto el técnico trabajará un 8% de las horas anuales.

Tabla 20. Costes de personal

Personal	Número	Horas/año	Sueldo (€) /año	€/año
Operarios	1	0.13	48180	6263.4
Técnico	1	0.08	61320	4905.6
			TOTAL	11169

Costes de los productos químicos

En este apartado se tienen en cuenta los costes anuales de los productos químicos utilizados para el funcionamiento de la planta. Se sabe que al día se gastan 53.333 kg de glucosa en polvo por lo que al año se utilizarán 19.465 Tm de glucosa. El proveedor de glucosa vende lotes de 1 Tm, pero el pedido mínimo son 10 lotes, por lo que se pedirán 20 lotes de 20 Tm en total con un precio de 598 €/Tm [28]. Para el aclarado de las membranas se requieren 2 m³ de agua de red diarios que para el uso industrial el precio es de 1.36 €/m³. Además, se gastarán otros 0.296 m³ de agua de red diarios para preparar la disolución de arrastre. En el caso de ser necesaria un contralavado osmótico se añadiría una disolución 1 M NaCl (PM = 58.45 g/mol) en el depósito de la disolución alimento de 0.5 m³ y 0.5 m³ de agua de red en el depósito de la disolución de arrastre. Se considera que se hará una contralavado osmótico una vez al año para la que se necesitarán 29.22 kg de NaCl y cuyo precio es 8.8 €/kg [29]. La disolución de lactosuero proviene de la planta de nanofiltración directamente por lo que su coste no es objeto de estudio en este apartado.

Tabla 21. Costes de productos químicos

Productos	Unidad (Ud)	Consumo (Ud)/año	Precio (€) /Ud	€/año
Glucosa	Tm	20.00	598	11960.00
NaCl	Kg	29.22	8.8	257.136
Agua de red	m ³	839.04	1.36	1141.094
			TOTAL	13358.23

Costes de mantenimiento

En este apartado se tiene en cuenta el coste anual que comporta el desgaste de las membranas en cuanto al descenso en su productividad y el de los equipos de la planta. Se estima que cada módulo de membrana tiene una vida útil de 10 años, teniendo en cuenta que el ensuciamiento que sufre en el proceso de concentración de lactosuero no es significativo. Esto significa que la membrana se desgasta un 10% cada año. En cuanto al coste del desgaste de los equipos, debido a su difícil predicción se considera un valor de coste anual aproximado.

Tabla 22. Costes de mantenimiento

Material	Ud/año	% Desgaste	Coste (€) /Ud	€/año
Membranas PFO-100 casa Porifera	3	0.1	3000	900
Equipos	-	-	-	1000
			TOTAL	1900

También se tienen en cuenta los gastos generales que representan un 2% de la suma de todos los gastos de las actividades anteriormente citadas.

La suma de los costes supone un gasto de 35321.82 €, más 706.44 € de gastos generales suponen un total de 36028.26 €/año. Sabiendo que al año se producen 486.67 m³ de lactosuero concentrado en la planta diseñada, la relación entre el coste y el m³ de lactosuero concentrado producido es de 74.03 €/m³. Sabiendo que el lactosuero final concentrado tiene una concentración del 18 % p/v de materia seca, se calcula el coste por tonelada de materia seca de lactosuero concentrado producido como $74.03 \text{ €/m}^3 \cdot 1\text{L}/180 \text{ g} \cdot \text{m}^3/10^3\text{L} \cdot 10^6\text{g/Tm} = 411.28 \text{ €/Tm}$. Se ha buscado un precio de venta del lactosuero al proveedor para poder aproximar el beneficio anual y según [30] el precio aproximado es de 2000 €/Tm. Restando a este valor el coste de producción por Tm de materia seca de lactosuero concentrado producido se obtiene un beneficio de 1588.72 €/Tm. Sabiendo que anualmente se producen $0.18 \text{ Tm/m}^3 \cdot 486.67 \text{ m}^3 = 87.6 \text{ Tm}$ de materia seca de lactosuero concentrado, el beneficio anual será de 139171.87 €.

11. CONCLUSIONES

En primer lugar, se ha cumplido el objetivo de concentrar una disolución de lactosuero mediante el uso de la tecnología de membranas de ósmosis directa a escala de laboratorio, donde las proteínas se han concentrado un 35% en el ensayo con cloruro sódico como disolución de arrastre y un 30% en el ensayo con glucosa como disolución de arrastre. Esto proporciona un nuevo y más económico proceso de concentración de proteínas de lactosuero en la industria alimenticia que puede atraer el interés de la industria láctea ya que, a menores costes de producción de lactosuero, el producto adquiere valor añadido y no solo por su importante valor nutricional, sino también por la importancia de tratarlo y no clasificarlo como producto de deshecho debido a su alto contenido en DBO y DQO lo cual perjudica gravemente al medio ambiente.

En segundo lugar, se ha propuesto una posible solución al diseño de una planta de ósmosis directa para producir lactosuero concentrado a escala industrial a raíz de los resultados obtenidos en el laboratorio y se ha comprobado de manera estimada la viabilidad económica del proceso cumpliendo el segundo objetivo del proyecto de diseñar una planta industrial para el proceso de concentración de lactosuero mediante el proceso de ósmosis directa. También se ha observado que las membranas no sufren un ensuciamiento irreversible por el lactosuero que limite el proceso, lo cual es muy importante en los procesos de separación y concentración que utilizan la tecnología de membranas ya que este es el factor más limitante.

12. BIBLIOGRAFÍA

- [1] S. Ganju and P. R. Gogate, "A review on approaches for efficient recovery of whey proteins from dairy industry effluents," *J. Food Eng.*, vol. 215, pp. 84–96, 2017.
- [2] J. B. Królczyk, T. Dawidziuk, E. Janiszewska-Turak, and B. Sołowiej, "Use of Whey and Whey Preparations in the Food Industry - A Review," *Polish J. Food Nutr. Sci.*, vol. 66, no. 3, pp. 157–165, 2016.
- [3] X. Liu, Y. K. Chung, S. T. Yang, and A. E. Yousef, "Continuous nisin production in laboratory media and whey permeate by immobilized *Lactococcus lactis*," *Process Biochem.*, vol. 40, no. 1, pp.

13–24, 2005.

[4] R. A. P. Huertas, “Lactosuero: importancia en la industria de alimentos,” *Rev. Fac. Nac. Agron.*, vol. 62, no. 1, pp. 4967–4982, 2009.

[5] J. N. de Wit, “Lecturer ’ s Handbook on whey and whey products,” *Eur. Whey Prod. Asoc.*, p. 91, 2001.

[6] G. Prabhu, “U.S. Whey Proteins in Processed Meats,” *U.S. Dairy Export Counc.*, pp. 1–12, 2006.

[7] M. K. Youssef and S. Barbut, “Effects of two types of soy protein isolates, native and preheated whey protein isolates on emulsified meat batters prepared at different protein levels,” *Meat Sci.*, vol. 87, no. 1, pp. 54–60, 2011.

[8] B. B. R. Johnson and P. D., “Low Fat a P P L I C At Ions Low-Fat Applications,” *Proteins*, pp. 1–8.

[9] S. Young, “Whey products in ice cream and frozen dairy desserts,” *Appl. Monogr. - Ice Cream*, pp. 1–12, 2007.

[10] C. Baldasso, T. C. Barros, and I. C. Tessaro, “Concentration and purification of whey proteins by ultrafiltration,” *Desalination*, vol. 278, no. 1–3, pp. 381–386, 2011.

[11] A. Saxena, B. P. Tripathi, M. Kumar, and V. K. Shahi, “Membrane-based techniques for the separation and purification of proteins: An overview,” *Adv. Colloid Interface Sci.*, vol. 145, no. 1–2, pp. 1–22, 2009.

[12] EDAR, “Manejo de membranas (ultrafiltración),” *Membr. Bioreactor Syst.*, p. 31, 2012.

[13] “No Title.” [Online]. Available: <https://emontanos.wordpress.com/2013/11/29/tipos-de-configuracion-de-membranas-para-nanofiltracion/>.

[14] M. C. Wijers, Y. Pouliot, S. F. Gauthier, M. Pouliot, and L. Nadeau, “Original article Use of nanofiltration membranes for the desaiting of peptide fractions from whey protein enzymatic hydrolysa tes,” *Methods*, pp. 621–632, 1998.

[15] S. Phuntsho, S. Hong, M. Elimelech, and H. K. Shon, “Osmotic equilibrium in the forward osmosis process: Modelling, experiments and implications for process performance,” *J. Memb. Sci.*, vol. 453, pp. 240–252, 2014.

[16] S. Zhao and L. Zou, “Relating solution physicochemical properties to internal concentration polarization in forward osmosis,” *J. Memb. Sci.*, vol. 379, no. 1–2, pp. 459–467, 2011.

[17] S. Phuntsho, “Introduction: Role of Membrane Science and Technology and Forward Osmosis Processes,” pp. 1–14, 2008.

[18] J. Wei and C. Y. Tang, “Modeling of Forward Osmosis Processes,” *Forw. Osmosis*, pp. 15–48, 2015.

[19] G. T. Gray, J. R. McCutcheon, and M. Elimelech, “Internal concentration polarization in forward osmosis: role of membrane orientation,” *Desalination*, vol. 197, no. 1–3, pp. 1–8, 2006.

[20] M. Seker *et al.*, “Effect of process parameters on flux for whey concentration with NH₃/CO₂ in forward osmosis,” *Food Bioprod. Process.*, vol. 105, pp. 64–76, 2017.

[21] J. S. Yong, W. A. Phillip, and M. Elimelech, “Coupled reverse draw solute permeation and water flux in forward osmosis with neutral draw solutes,” *J. Memb. Sci.*, vol. 392–393, pp. 9–17, 2012.

[22] J. R. McCutcheon and M. Elimelech, “Influence of membrane support layer hydrophobicity on water flux in osmotically driven membrane processes,” *J. Memb. Sci.*, vol. 318, no. 1–2, pp. 458–466, 2008.

[23] M. . Corbatón, “Limpieza De Membranas De Ultrafiltración Aplicadas En La Industria Alimentaria Por Medio De Disoluciones Salinas Y Caracterización Del Ensuciamiento De Las Membranas,” p. 395, 2011.

[24] “Cálculo de Instalaciones de Bombeo de Agua.” [Online]. Available: <http://ingemecanica.com/tutorialsemanal/tutorialn206.html>.

[25] “Dimasa Saneamiento.” [Online]. Available: <https://www.saneamientosdimasa.es/?destino=tubería+pvc+evacuación>.

[26] “Grundfos.” [Online]. Available: https://product-selection.grundfos.com/product-detail.catalogue.product/families.magna/33d.html?from_suid=15281987809250422334192961338&pumpsystemid=380345983&qcid=380346963.

- [27] “Aura energía, compañía de servicios públicos de electricidad en España.” [Online]. Available: <https://www.aura-energia.com/tarifas-luz-industria-peninsula/>.
- [28] “Glucosa en polvo.” [Online]. Available: <https://www.agroterra.com/p/dextrosa-o-glucosa-en-polvo-3010213/3010213>.
- [29] “NaCl Merck millipore.” [Online]. Available: http://www.merckmillipore.com/ES/es/product/Sodium-chloride,MDA_CHEM-106404.
- [30] M. González, “Utilización actual del suero de quesería,” *INTI -Lácteos*, p. 22, 2013.

13. ANEXOS DE LA MEMORIA DESCRIPTIVA

13.1. Anexo I: Fichas técnicas de las membranas utilizadas en el laboratorio

- Membrana HTI-CTA-NW



HTI OsMem™ CTA-NW Membrane

Features:

- The OsMem™ CTA-NW Membrane is HTI's fouling resistant and most chlorine resistant FO membrane cast on a weldable nonwoven support.
- The OsMem™ CTA-NW Membrane is used in all hydration pouches (HydroPack, LifePack, X-Pack, etc.).
- The OsMem™ CTA-NW Membrane is cast on 40" (1-m) wide rolls and "dried," where vegetable-based glycerin replaces the water.
- The OsMem™ CTA-NW Membrane coupons are shipped "dry," where vegetable-based glycerin replaces the water.

Typical FO Performance (Rejection Layer Contacting Feed):

- Water Permeation: 2.4 GFD (gallons per square foot each day) (4.0 LMH – liters per square meter each hour)
- Salt Rejection: 99% as defined in Test Conditions

Test Conditions: Feed: 1 gpm (4 lpm) tap water feed at 77°F (25°C) fed at the bottom into a 4" (100 mm) by 0.2" (5 mm) open channel with an initial volume of 0.40 gal (1.5 L) and an exit pressure of 5 psi (35 kPa).
Draw: 7 gph (26 lph) 1 M NaCl (58.5 g/L) at the bottom at 2 psi (15 kPa) feed into a 4" (100 mm) by 0.055" (1.4 mm) channel of two 30-mil (0.76 mm) diamond-type polypropylene feed spacers (strands spaced at 11 strands per inch (25.4 mm)) with an initial volume of 0.13 gal (0.5 L).
Membrane Area: 0.22 ft² (0.020 m²)
Rejection: $\{1 - [(\text{mol NaCl transferred to feed})/(\text{L water removed})/(1 \text{ M})]\}$

Typical uPRO* Performance (Rejection Layer Contacting Draw Solution):

- Water Permeation: 5.3 GFD (gallons per square foot each day) (9.0 LMH – liters per square meter each hour)
- Salt Rejection: 99% as defined in Test Conditions

Test Conditions: Feed: 7 gph (26 lph) tap water at the bottom at 2 psi (15 kPa) feed into a 4" (100 mm) by 0.055" (1.4 mm) channel of two 30-mil (0.76 mm) diamond-type polypropylene feed spacers (strands spaced at 11 strands per inch (25.4 mm)) with an initial volume of 0.26 gal (1.0 L).
Draw: 1 gpm (4 lpm) 1 M NaCl (58.5 g/L) at 77°F (25°C) fed at the bottom into a 4" (100 mm) by 0.2" (5 mm) open channel with an initial volume of 0.2 gal (0.8 L) and an exit pressure of 5 psi (35 kPa).
Membrane Area: 0.22 ft² (0.020 m²)
Rejection: $\{1 - [(\text{mol NaCl transferred to feed})/(\text{L water removed})/(1 \text{ M})]\}$
*uPRO: unpressurized Pressure Retarded Osmosis membrane orientation

- Membrana HTI-CTA-ES



HTI OsMem™ CTA-ES Membrane

Features:

- The OsMem™ CTA-ES Membrane is HTI's fouling resistant and most chlorine resistant FO membrane with an embedded support.
- The OsMem™ CTA-ES Membrane is used in all spiral-wound FO elements that use CTA (Expedition, HydroWell, and 2521FO-CTA, 4040FO-CTA, and 8040FO-CTA).
- The OsMem™ CTA-ES Membrane is cast on 40" (1-m) wide rolls.
- The OsMem™ CTA-ES Membrane coupons are shipped "dry," where vegetable-based glycerin replaces the water.

Typical FO Performance (Rejection Layer Contacting Feed):

- Water Permeation: 5.3 GFD (gallons per square foot each day) (9.0 LMH – liters per square meter each hour)
- Salt Rejection: 99% as defined in Test Conditions

Test Conditions: **Feed:** 1 gpm (4 lpm) tap water feed at 77°F (25°C) fed at the bottom into a 4" (100 mm) by 0.2" (5 mm) open channel with an initial volume of 0.40 gal (1.5 L) and an exit pressure of 5 psi (35 kPa).
Draw: 7 gph (26 lph) 1 M NaCl (58.5 g/L) at the bottom at 2 psi (15 kPa) feed into a 4" (100 mm) by 0.055" (1.4 mm) channel of two 30-mil (0.76 mm) diamond-type polypropylene feed spacers (strands spaced at 11 strands per inch (25.4 mm)) with an initial volume of 0.13 gal (0.5 L).
Membrane Area: 0.22 ft² (0.020 m²)
Rejection: $\{1 - [(\text{mol NaCl transferred to feed})/(\text{L water removed})/(1 \text{ M})]\}$

Typical uPRO* Performance (Rejection Layer Contacting Draw Solution):

- Water Permeation: 7 GFD (gallons per square foot each day) (12 LMH – liters per square meter each hour)
- Salt Rejection: 99% as defined in Test Conditions

Test Conditions: **Feed:** 7 gph (26 lph) tap water at the bottom at 2 psi (15 kPa) feed into a 4" (100 mm) by 0.055" (1.4 mm) channel of two 30-mil (0.76 mm) diamond-type polypropylene feed spacers (strands spaced at 11 strands per inch (25.4 mm)) with an initial volume of 0.26 gal (1.0 L).
Draw: 1 gpm (4 lpm) 1 M NaCl (58.5 g/L) at 77°F (25°C) fed at the bottom into a 4" (100 mm) by 0.2" (5 mm) open channel with an initial volume of 0.2 gal (0.8 L) and an exit pressure of 5 psi (35 kPa).
Membrane Area: 0.22 ft² (0.020 m²)
Rejection: $\{1 - [(\text{mol NaCl transferred to feed})/(\text{L water removed})/(1 \text{ M})]\}$
***uPRO:** unpressurized Pressure Retarded Osmosis membrane orientation

13.2. Anexo II: Ficha técnica de la membrana utilizada en el diseño



PFO-100 ELEMENT

The ideal design for forward osmosis

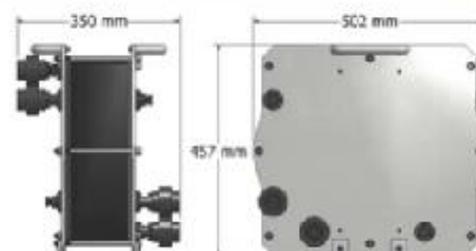
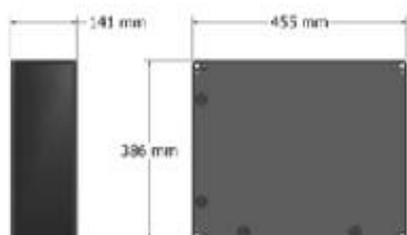
Highest flux and Lowest head loss

Two spacer types: fishnet (FN) and spacer-less (SL)

Two mounting configurations: stackable and single element use



Membrane area per element	7.0 m ²
Membrane	Proprietary
Operational pH limits	2 - 11
Water processed by element with 1 M (5.8 wt%) NaCl draw vs. water (FO mode)	150 - 190 L/h
Reverse salt flux of element	0.2 - 0.6 g/L
Water processed by element with 1 M NaCl draw vs. 0.5 M NaCl (FO mode)	63 - 77 L/h
Feed spacer type options:	
PFO-100FN (Standard configuration)	0.76 mm fishnet
PFO-100SL	no spacer
Physical dimensions [mm]	455 x 386 x 142 (single element)
Materials	ABS & CPVC (wetted) 316 SS (structural)
Shipping/Storage Solution	Glycerin & 1% Sodium Bisulfite Solution



SPEC SHEET

©2015 Porifera, Inc. All rights reserved.
PFO-100 March-2015

2. PLANOS

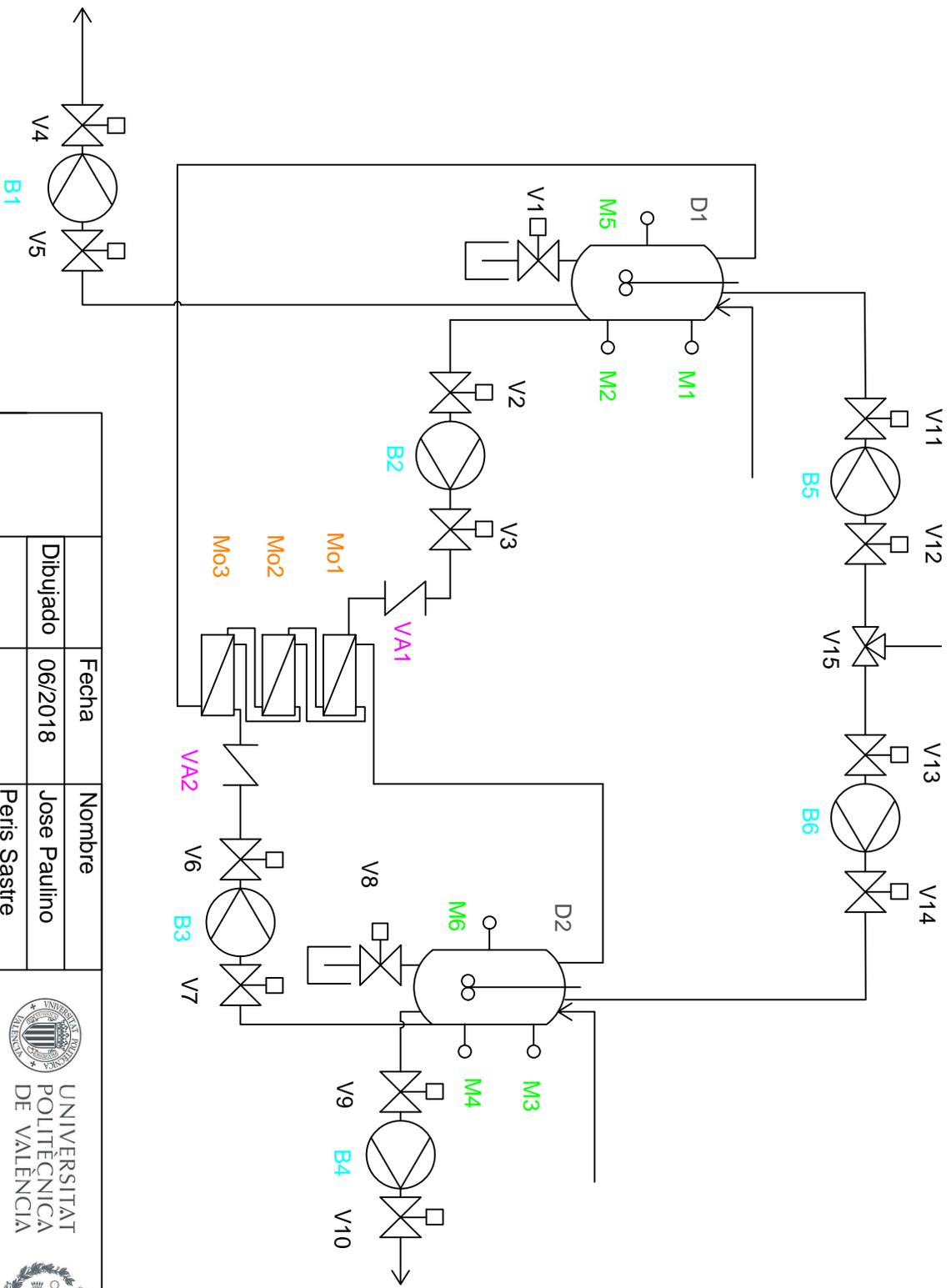
Índice del documento II: Planos

1. INTRODUCCIÓN	1
2. PLANO NÚMERO 1: DIAGRAMA DE FLUJO	2
3. PLANO NÚMERO 2: DISTRIBUCIÓN EN PLANTA	3

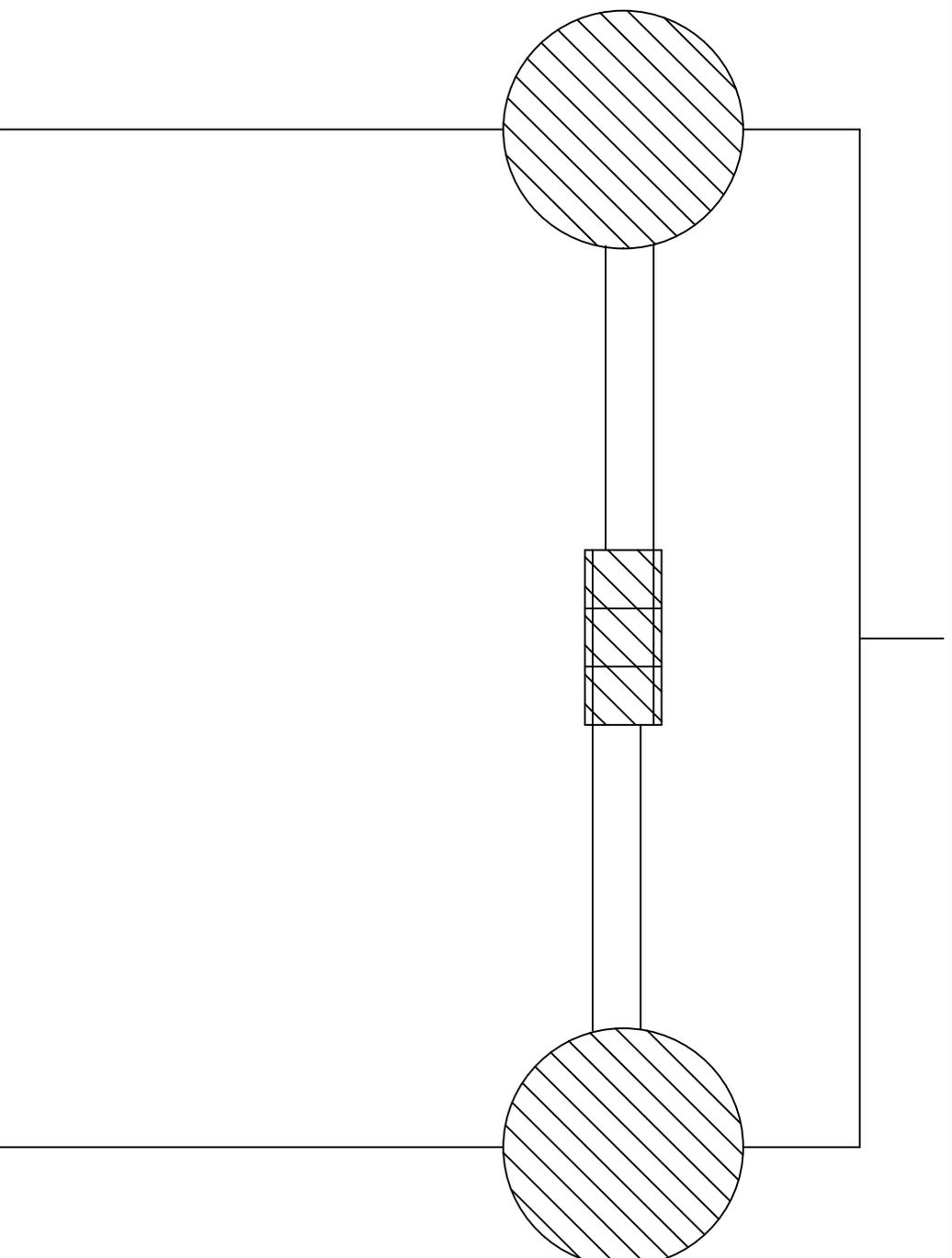
1. INTRODUCCIÓN

En el presente documento 2: Planos se presentan los dos planos realizados en el diseño de la planta de concentración de lactosuero mediante ósmosis directa: un diagrama de flujo y una distribución en planta. El diagrama de flujo no posee escala mientras que la distribución en planta posee una escala normalizada de 1:50. Ambos planos se encuentran en un formato DIN A4 con medidas 297 x 210 mm.

Para el plano 1, diagrama de flujo, no están a escala las bombas, válvulas, depósitos ni los módulos de las membranas y las leyendas de cada elemento se encuentran en el apartado 8. Descripción de la solución elegida del documento 1: Memoria.



Escala: Sin escala	Dibujado	Fecha	Nombre	 UNIVERSITAT POLITÈCNICA DE VALÈNCIA  ESCUELA TÉCNICA SUPERIOR INGENIEROS INDUSTRIALES VALENCIA
		06/2018	Jose Paulino Peris Sastre	
DISEÑO DE UN PROCESO DE ÓSMOSIS DIRECTA PARA LA CONCENTRACIÓN DE LACTOSUERO				Número 1: Diagrama de flujo



	Fecha	Nombre	 UNIVERSITAT POLITÈCNICA DE VALÈNCIA	 ESCUELA TÉCNICA SUPERIOR INGENIEROS INDUSTRIALES VALÈNCIA
	Dibujado	Jose Paulino Peris Sastre		

Escala:
1:50

DISEÑO DE UN PROCESO DE ÓSMOSIS DIRECTA PARA LA
CONCENTRACIÓN DE LACTOSUERO

Número 2:
Distribución en
planta

3. PRESUPUESTO

Índice del documento III: Presupuesto

1.	INTRODUCCIÓN	1
2.	TABLA DE PRECIOS 1: MATERIALES	1
3.	TABLA DE PRECIOS 2: MANO DE OBRA	2
4.	TABLA DE PRECIOS 3: DESCOMPUESTOS	2
5.	TABLA DE PRECIOS 4: UNITARIOS Y PRESUPUESTO PARCIAL.....	4
6.	PRESUPUESTO TOTAL	5

1. INTRODUCCIÓN

En este documento número 3: Presupuestos, se expone un estudio del presupuesto total necesario para llevar a cabo la construcción de la planta de ósmosis directa del presente proyecto. Los costes de los materiales y/o equipos se obtienen de sus respectivos catálogos y los costes de la mano de obra se han obtenido de la base de datos del Instituto Valenciano de Edificación: Base de datos del IVE año 2017.

Para el cálculo de los presupuestos se han tomado las siguientes consideraciones: costes directos complementarios del 2%, gastos generales del 13%, beneficio industrial del 6%, valor del I.V.A. del 21% y costes indirectos despreciables.

2. TABLA DE PRECIOS 1: MATERIALES

La nomenclatura BX se adquiere para las 6 bombas que hay en la planta las cuales son iguales. Las válvulas V1 y V8 encargadas de vaciar los depósitos tras la limpieza se enroscan directamente a los depósitos sin ninguna tubería y tienen un DN 32 mm.

Cuadro de precios de los materiales empleados

Descripción	Cantidad	Unidad	Precio (€/Ud)	Total (€)
Bombas				
Bomba BX MAGNA 32-60 F casa Grundfos	6	Ud	1311	7866
Coste total de bombas				7866
Depósitos				
Depósito DATP-3000 casa Manuel Romeu	1	Ud	2250	2250
Depósito DATP-4800 casa Manuel Romeu	1	Ud	3600	3600
Coste total de depósitos				5850
Tuberías				
Tubería DN 32 mm casa Dimasa	19,24	m	1,94	37,33
Tubería DN 40 mm casa Dimasa	4,5	m	2,38	10,71
Coste total de tuberías				48,04
Válvulas				
Válvula de bola DN 32 mm casa Salvador Escoda	8	Ud	17,07	136,56
Válvula retención DN 32 mm casa Salvador Escoda	2	Ud	8,74	17,48
Válvula de pie DN 40 mm casa Salvador Escoda	6	Ud	10,57	63,42
Válvula de 3 vías DN 40 mm casa Salvador Escoda	1	Ud	113,61	113,61
Coste total de tuberías				331,07

Diseño de un proceso de ósmosis directa para la concentración de lactosuero

Otros equipos

Medidor de nivel SITRANS LC-300 casa SIEMENS	4	Ud	1000,00	4000,00
Medidor de temperatura HI 141 casa Hanna	2	Ud	170,00	340,00
Agitador VFR casa FLuidMix	2	Ud	1423,00	2846,00
Membrana PFO-100 element casa Porifera	3	Ud	5399,85	16199,55
Cuadro eléctrico casa Automation 24	1	Ud	600,00	600,00
Coste total de equipos				23985,55
Coste total de materiales				32230,66

3. TABLA DE PRECIOS 2: MANO DE OBRA

Cuadro de precios de la mano de obra empleada

Descripción	Cantidad	Unidad	Precio (€/Ud)	Total (€)
Oficial 1ª mecánica	23	h	17,96	413,08
Peón especialista mecánica	23	h	15,53	357,19
Oficial 1ª fontanería	19	h	17,96	341,24
Peón ordinario fontanería	19	h	15,04	285,76
Oficial 1ª electricidad	25	h	17,96	449,00
Peón ordinario electricidad	25	h	15,04	376,00
Coste total mano de obra				2222,27

4. TABLA DE PRECIOS 3: DESCOMPUESTOS

Cuadro de precios descompuestos

Capítulo	Descripción	Rendimiento	Precio (€)	Importe (€)
1	Bombas			
1.1	Ud Bomba BX MAGNA 32-60 F casa Grundfos	6	1311,00	7866,00
	Cono reductor PVC DN 40 - 32 x 32 mm casa			
	Ud Poolaria	6	0,64	3,84
	h Oficial 1ª mecánica	9	17,96	161,64
	h Peón especialista mecánica	9	15,53	139,77
	% Costes directos complementarios	0,02	8171,25	163,43
Total capítulo 1.1				8334,68
2	Depósitos			
2.1	Ud Depósito DATP-3000 casa Manuel Romeu	1	2250,00	2250,00
	h Oficial 1ª mecánica	5	17,96	89,80
	h Peón especialista mecánica	5	15,04	75,20
	% Costes directos complementarios	0,02	2415,00	48,30
Total capítulo 2.1				2463,30

Diseño de un proceso de ósmosis directa para la concentración de lactosuero

2.2	Ud	Depósito DATP-4800 casa Manuel Romeu	1	3600,00	3600,00
	h	Oficial 1ª mecánica	5	17,96	89,80
	h	Peón especialista mecánica	5	15,04	75,20
	%	Costes directos complementarios	0,02	3765,00	75,30
Total capítulo 2.2					6303,60

--	--	--	--	--	--

3	Tuberías				
3.1	m	Tubería DN 32 mm casa Dimasa	19,24	1,94	37,33
	h	Oficial 1ª fontanería	5	17,96	89,80
	h	Peon ordinario fontanería	5	15,04	75,20
	%	Costes directos complementarios	0,02	202,33	4,05
Total capítulo 3.1					206,37
3.2	m	Tubería DN 40 mm casa Dimasa	4,5	2,38	10,71
	h	Oficial 1ª fontanería	1	17,96	17,96
	h	Peon ordinario fontanería	1	15,04	15,04
	%	Costes directos complementarios	0,02	43,71	0,8742
Total capítulo 3.2					44,58

--	--	--	--	--	--

4	Válvulas				
4.1	Ud	Válvula de bola DN 32 mm casa Salvador Escoda	8	17,07	136,56
	h	Oficial 1ª fontanería	6	17,96	107,76
	h	Peon ordinario fontanería	6	15,04	90,24
	%	Costes directos complementarios	0,02	334,56	6,69
Total capítulo 4.1					341,25
4.2	Ud	Válvula de retención DN 32 mm casa Salvador Escoda	2	8,74	17,48
	h	Oficial 1ª fontanería	1,5	17,96	26,94
	h	Peon ordinario fontanería	1,5	15,04	22,56
	%	Costes directos complementarios	0,02	66,98	1,34
Total capítulo 4.2					68,32
4.3	Ud	Válvula de pie DN 40 mm casa Salvador Escoda	6	10,57	63,42
	h	Oficial 1ª fontanería	4,5	17,96	80,82
	h	Peon ordinario fontanería	4,5	15,04	67,68
	%	Costes directos complementarios	0,02	211,92	4,24
Total capítulo 4.3					216,16
4.4	Ud	Válvula de 3 vías DN 40 mm casa Salvador Escoda	1	113,61	113,61
	h	Oficial 1ª fontanería	1	17,96	17,96
	h	Peon ordinario fontanería	1	15,04	15,04
	%	Costes directos complementarios	0,02	146,61	2,93
Total capítulo 4.4					149,54

--	--	--	--	--	--

Diseño de un proceso de ósmosis directa para la concentración de lactosuero

5	Otros equipos			
5.1	Ud Medidor de nivel SITRANS LC300 casa Siemens	4	1000,00	4000,00
	h Oficial 1ª electricidad	6	17,96	107,76
	h Peón ordinario electricidad	6	15,04	90,24
	% Costes directos complementarios	0,02	4198,00	83,96
	Total capítulo 5.1			4281,96
5.2	Ud Medidor de temperatura HI 141 casa Hanna	2	170,00	340,00
	h Oficial 1ª electricidad	3	17,96	53,88
	h Peón ordinario electricidad	3	15,04	45,12
	% Costes directos complementarios	0,02	439,00	8,78
	Total capítulo 5.2			447,78
5.3	Ud Agitador VFR casa FLuidMix	2	1423,00	2846,00
	h Oficial 1ª mecánica	3	17,96	53,88
	h Peón especialista mecánica	3	15,53	46,59
	% Costes directos complementarios	0,02	2946,47	58,93
	Total capítulo 5.3			3005,40
5.4	Ud Módulo membranas PFO-100 element casa Porifera	3	5399,85	16199,55
	h Oficial 1ª mecánica	2	17,96	35,92
	h Peón especialista mecánica	2	15,53	31,06
	% Costes directos complementarios	0,02	16266,53	325,33
	Total capítulo 5.4			16591,86
5.5	Ud Cuadro eléctrico casa Automation 24	1	600,00	600,00
	h Oficial 1ª electricidad	16	17,96	287,36
	h Peón ordinario electricidad	16	15,53	248,48
	% Costes directos complementarios	0,02	1135,84	22,72
	Total capítulo 5.4			1158,56

5. TABLA DE PRECIOS 4: UNITARIOS Y PRESUPUESTO PARCIAL

Cuadro de precios unitarios y cálculo del presupuesto parcial

Capítulo	Descripción	Importe (€)
1	Bombas	
1.1	Ud Bomba BX MAGNA 32-60 F casa Grundfos	8334,68
	Total capítulo 1	8334,68
2	Depósitos	
2.1	Ud Depósito DATP-3000 casa Manuel Romeu	2463,30
2.2	Ud Depósito DATP-4800 casa Manuel Romeu	6303,60
	Total capítulo 2	8766,90

Diseño de un proceso de ósmosis directa para la concentración de lactosuero

3	Tuberías		
3.1	m	Tubería DN 32 mm casa Dimasa	213,26
3.2	m	Tubería DN 40 mm casa Dimasa	44,58
		Total capítulo 3	257,84
<hr/>			
4	Válvulas		
4.1	Ud	Válvula de bola DN 32 mm casa Salvador Escoda	341,25
4.2	Ud	Válvula de retención DN 32 mm casa Salvador Escoda	68,32
4.3	Ud	Válvula de pie DN 40 mm casa Salvador Escoda	216,16
4.4	Ud	Válvula de 3 vías DN 40 mm casa Salvador Escoda	149,54
		Total capítulo 4	775,27
<hr/>			
5	Otros equipos		
5.1	Ud	Medidor de nivel SITRANS LC300 casa Siemens	4281,96
5.2	Ud	Medidor de temperatura HI 141 casa Hanna	447,78
5.3	Ud	Agitador VFR casa FLuidMix	3005,40
5.4	Ud	Módulo membranas PFO-100 element casa Porifera	16591,86
5.5	Ud	Cuadro eléctrico casa Automation 24	1158,56
		Total capítulo 5	25485,56
<hr/>			

6. PRESUPUESTO TOTAL

Presupuesto total de Ejecución Material.....	43.620,25 €
Gastos generales (13%)	5.670,63 €
Beneficio Industrial (6%)	2.617,22 €
Presupuesto total de Ejecución por Contrata.....	51.908,10 €
I.V.A. (21%)	10.900,70 €
Presupuesto total (Base de Licitación).....	62.808,80 €

El presupuesto total de las obras asciende a una cantidad de:

SESENTA Y DOS MIL OCHOCIENTOS OCHO EUROS Y OCHENTA CÉNTIMOS.