



UNIVERSITAT  
POLITÈCNICA  
DE VALÈNCIA

CAMPUS D'ALCOI

# *Diseño de una unidad de evaporación multiefecto para la concentración de zumo de granada*

---

**MEMORIA PRESENTADA POR:**

*Jaume Gómez Caturla*

**TUTORES:**

*Jaime Lora García*

*Salvador Cayetano Cardona Navarrete*

GRADO DE INGENIERÍA QUÍMICA

Convocatoria de defensa: Julio 2019

# ÍNDICE

<b>RESUMEN</b> .....	<b>2</b>
<b>1 OBJETIVOS</b> .....	<b>3</b>
1.1 OBJETIVO TÉCNICO .....	3
1.2 OBJETIVO ACADÉMICO.....	3
<b>2 INTRODUCCIÓN</b> .....	<b>4</b>
2.1 ANÁLISIS DEL MERCADO DE ZUMOS .....	4
2.2 ZUMO DE GRANADA .....	5
2.3 TECNOLOGÍAS DE CONCENTRACIÓN DE ZUMOS .....	7
2.4 TECNOLOGÍA DE SEPARACIÓN POR COMPUESTOS HIDRATADOS .....	13
2.5 ELECCIÓN DEL MÉTODO DE CONCENTRACIÓN .....	14
<b>3 EVAPORACIÓN</b> .....	<b>15</b>
3.1 NATURALEZA DEL LÍQUIDO .....	15
3.2 TIPOS DE EVAPORADORES .....	16
3.3 CAPACIDAD DE UN EVAPORADOR .....	22
3.4 ECONOMÍA DE UN EVAPORADOR .....	23
3.5 AUMENTO DEL PUNTO DE EBULLICIÓN. REGLA DE DÜHRING .....	23
3.6 COEFICIENTES DE TRANSMISIÓN DE CALOR .....	24
3.7 CAÍDA DE TEMPERATURA POR CARGA DE LÍQUIDO Y FRICCIÓN .....	25
3.8 EVAPORADORES DE MÚLTIPLE EFECTO .....	26
<b>4 DATOS DE OPERACIÓN</b> .....	<b>29</b>
4.1 CORRELACIONES APLICADAS.....	30
<b>5 DISEÑO</b> .....	<b>34</b>
5.1 ELECCIÓN DEL TIPO DE EVAPORADOR Y ALIMENTACIÓN.....	34
5.2 CÁLCULO DEL ÁREA DE INTERCAMBIO DE CALOR DEL EVAPORADOR .....	34
5.3 BALANCE DE ENERGÍA EN EL CONDENSADOR .....	41
5.4 RESULTADOS DEL CÁLCULO ITERATIVO .....	42
<b>6 ESTUDIO ECONÓMICO</b> .....	<b>49</b>
6.1 MÉTODO DE FACTORIZACIÓN.....	49
6.2 RESULTADOS DEL ESTUDIO ECONÓMICO .....	54
<b>7 DISEÑO MECÁNICO</b> .....	<b>57</b>
7.1 NÚMERO DE TUBOS .....	57
7.2 PLACA DE TUBOS .....	58
7.3 TOMA DEL ZUMO Y CORRECCIÓN DEL DIÁMETRO DE LA PLACA.....	58
7.4 ENTRADA DE VAPOR.....	59
7.5 DIÁMETRO DE LA CALANDRIA EN LA ZONA DE ENTRADA DE VAPOR .....	60

7.6	SALIDA DE VAPOR .....	60
7.7	LÍNEA DE CONDENSADO .....	61
7.8	ESPACIO DE VAPOR.....	62
7.9	ESPESOR DE LA CALANDRIA Y DE LA CARCASA .....	62
7.10	ESPESOR DE LA PLACA DE TUBOS .....	62
7.11	DIÁMETRO DE LA ZONA SUPERIOR.....	63
7.12	DIÁMETRO DE LA ZONA INFERIOR .....	64
7.13	ALTURA DE LAS ZONAS CÓNICAS SUPERIOR E INFERIOR .....	64
7.14	TIEMPO DE RESIDENCIA DE LA DISOLUCIÓN .....	64
7.15	ESQUEMA DEL EVAPORADOR.....	65
7.16	DATOS TOMADOS PARA EL DIMENSIONAMIENTO .....	66
7.17	RESULTADOS DIMENSIONAMIENTO .....	68
<b>8</b>	<b>SIMULACIÓN CON PROMAX.....</b>	<b>70</b>
8.1	ELECCIÓN DEL PAQUETE TERMODINÁMICO.....	70
8.2	SIMULACIÓN .....	73
8.3	RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN .....	75
<b>9</b>	<b>CONCLUSIONES .....</b>	<b>76</b>
<b>10</b>	<b>BIBLIOGRAFÍA .....</b>	<b>77</b>
	<b>ANEXOS.....</b>	<b>78</b>

## Motivación

Aunque este proyecto es de carácter obligatorio y necesario para obtener el título de ingeniero químico, personalmente he disfrutado haciéndolo y me ha parecido interesante el tratar un proceso que no he estudiado durante la carrera y profundizar en él, tocando prácticamente todos los puntos del mismo (cálculo del proceso a nivel de múltiple efecto, análisis económico, diseño mecánico, simulación, etc.). Considero de gran ayuda para el futuro todo lo que he aprendido durante la realización del trabajo y lo que los tutores del mismo, Jaime y Salva, me han enseñado.

## Resumen

En este proyecto se ha estudiado el proceso de concentración de zumo de granada mediante evaporación. Se ha desarrollado un algoritmo en Matlab para realizar los cálculos de balances tanto de materia como de energía para evaporadores de 3, 4 y 5 efectos, y se han comparado los resultados con un evaporador de simple efecto. Para la comparación, se ha realizado un análisis de costes para determinar qué evaporador es el óptimo, resultando el evaporador de 3 efectos como el más rentable y quedando demostrado que en este proceso la evaporación en múltiple efecto es más efectiva que en simple efecto. Además, se han realizado los cálculos mecánicos y dimensionales pertinentes para el diseño del evaporador óptimo. También se ha utilizado el simulador ProMax para reproducir el proceso utilizando el evaporador óptimo, resultando la simulación exitosa y con resultados muy similares a la simulación con Matlab.

Palabras clave: evaporación multiefecto, zumo de granada, Matlab, ProMax, análisis económico

## Abstract

In this project, the process of concentration of pomegranate juice through evaporation has been studied. An algorithm has been developed in Matlab in order to solve all mass and energy balances in evaporators of 3, 4 and 5 effects, and the results have been compared with a single effect evaporator. A cost analysis has been carried out in order to determine which evaporator is the best, being the 3 effects evaporator the most profitable and being demonstrated that the multiple effect evaporation is more effective than single effect evaporation in this process. Moreover, mechanic and dimensional calculations have been carried out to design the optimal evaporator. Finally, ProMax simulator has been used to reproduce the process with the optimal evaporator, resulting in a successful simulation due to very similar results with the Matlab simulation.

Keywords: multieffect evaporation, pomegranate juice, Matlab, ProMax, economic analysis

# 1 Objetivos

## 1.1 Objetivo técnico

El objetivo técnico del proyecto es optimizar, mediante el uso de Matlab, un proceso de evaporación para la concentración de zumo granada, determinando qué número de efectos para el evaporador es mejor en base a un análisis económico que contempla costes fijos y costes de operación. Además, se pretende simular el evaporador óptimo con ProMax y comparar los resultados con los obtenidos en Matlab.

## 1.2 Objetivo académico

Académicamente, este proyecto tiene como objeto obtener el título de ingeniero químico, finalizando los últimos créditos de la carrera y desarrollando y poniendo en práctica las competencias que el título requiere (resolución de problemas, diseño, análisis económico, simulación, modelado, etc.). También se quiere desarrollar habilidad en cuanto a la realización de proyectos, que puede ser vital para el futuro profesional.

## 2 Introducción

Las frutas son una gran fuente de minerales, vitaminas, carbohidratos y fotoquímicos de reconocido efecto terapéutico y preventivo. Los atributos nutricionales de las frutas no solo son esenciales para que el cuerpo humano funcione correctamente, sino que también reducen el riesgo de padecer enfermedades coronarias del corazón, regulan la presión arterial y controlar el estrés oxidativo.

Desafortunadamente, la mayoría de las frutas tienen una vida corta y crecen en zonas específicas geográficamente, determinado el tipo de fruta por las condiciones del clima y del suelo de la zona principalmente. Por ello se aprovecha durante estas temporadas para consumir las frutas de forma “fresca”. Sin embargo, toda la producción de una determinada fruta no puede ser consumida de golpe, así que se procesan las frutas en forma de frutas congeladas, frutas deshidratadas, mermeladas, bebidas alcohólicas, frutas en conserva o zumos concentrados. Siendo este último el método más común, los zumos concentrados, y de esta forma pudiendo consumir prácticamente cualquier fruta tanto fuera de temporada como lejos de las zonas específicas en las que se producen.

Otra forma de consumir la fruta es a partir del zumo natural, pero su volumen es generalmente demasiado grande como para poder almacenarlos y transportarlos de una forma aceptablemente económica. Es por eso que surge la necesidad de concentrar estos zumos, eliminando gran parte del agua que contienen y así disminuyendo su volumen

### 2.1 Análisis del mercado de zumos

Los zumos de fruta son uno de los productos alimenticios que más movimiento tiene en cuanto a exportaciones.

La **Figura 2.1** (adaptado de Rajuria & Tiwar, 2018) muestra la cantidad en millones de toneladas de zumos de frutas que han sido exportados en todo el mundo y el valor que suponen en miles de millones de dólares americanos. Se observa como a lo largo de los años las exportaciones han subido y han bajado, estando el máximo en 2012. Así como curiosamente hay períodos en los cuales el valor es menor que la cantidad exportada, significando esto que el zumo ha sufrido una depreciación, siendo esto lógico en los años de mayor exportación probablemente debido a una elevada oferta. En términos generales, desde 2007 hasta 2015 se observa como la cantidad exportada ha disminuido en poca medida, mientras que el valor ha aumentado bastante (Rajuria & Tiwar, 2018).



Figura 2.1: Exportaciones de zumos de frutas a nivel mundial

La **Figura 2.2** (adaptado de Rajuria & Tiwar, 2018) muestra los porcentajes de cada tipo de zumo exportado en 2015 a nivel mundial. El zumo de naranja es el que ocupa la mayor proporción con un 42 %, reafirmando su gran popularidad. Este viene seguido del zumo de manzana con un 14 % de las exportaciones globales. Los zumos de piña, uva y pomelo constituyen un porcentaje algo menor con un 6, 4 y 2 % respectivamente. Los zumos multifrutas ocupa un 11 %, el de arándanos un 2 % y el de tomate menos de un 1%. El zumo que se tratará en este trabajo se englobaría en el apartado de otras frutas y vegetales que suponen un 19 % en total (Rajuria & Tiwar, 2018).

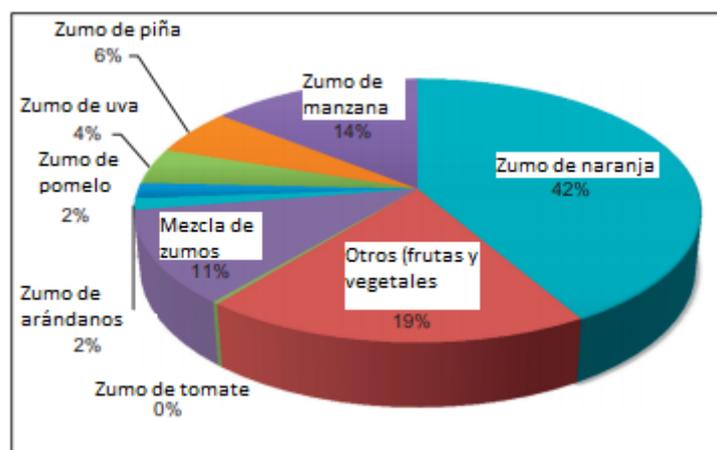


Figura 2.2: Proporción del tipo de zumos exportados en 2015

## 2.2 Zumo de granada

Este trabajo va a centrarse en el zumo de granada, por ello van a detallarse las características de la fruta y de su zumo.

La granada es una fruta cada vez más conocida y apreciada, siendo una de las mayores fuentes de polifenoles antioxidantes, los cuales tienen efectos saludables según estudios nutricionales y médicos. Por ejemplo, parece ser eficaz frente a la aterosclerosis, reducir la aparición de

enfermedades cardiovasculares, poseer propiedades anticancerígenas y ofrecer resistencia frente a bacterias fotogénicas.

La composición química de la granada varía dependiendo del tipo de cultivo, el clima en el que se haya cultivado y las propiedades del suelo. Sin embargo, de forma general la parte comestible de la granada formada por los arilos donde está contenido el zumo supone el 52 %, siendo de este porcentaje el 78 % zumo y el 22 % semillas o tejido (EL-Nemr, Ismail, & Ragab, 1990).

La parte de tejido de la granada está formada principalmente por lípidos, proteínas, fibras, pectina y azúcares en general.

Lo interesante a nivel de este proyecto es la composición del zumo, la cual viene representada en la **Tabla 1** y supondría la composición de un zumo natural (Krueger, 2012).

*Tabla 1: Composición del zumo natural de granada*

<b>Componente</b>	<b>% en peso</b>
Fructosa	6.63
Glucosa	6.62
Ácido cítrico	2.54
Ácido málico	0.053
Ácido isocítrico	0.0068
Potasio	0.2476
Prolina	0.0005
Antocianinas	0.0054
Agua	83.8967

Normalmente la calidad de la fruta depende principalmente del contenido en azúcar (glucosa y fructosa) y en ácidos del zumo de la misma. El color de la granada también es indicativo de su calidad, el cual viene determinado por las antocianinas, siendo el rojo el color más reconocido tanto para la fruta como para el zumo, aunque el porcentaje en peso de este compuesto es ínfimo a comparación del resto de componentes (entre un 0.00083 y un 0.01 % en peso).

Dada la importancia de las antocianinas, cabe destacar que en el zumo de granada se encuentran 6 antocianinas diferentes, mostradas en la **Tabla 2** (Jbir, y otros, 2011):

*Tabla 2: Contenido en antocianinas del zumo de granada*

<b>Antocianina</b>	<b>Porcentaje en peso %</b>
Cianidina-3,5-diglucósido	0.000285-0.00689
Delphinidina-3-glucósido	0.0000646-0.002
Cianidina-3-glucósido	0.0000738-0.00194
Pelargonidina-3-gúcósido	0.0000461-0.00149
Pelargonidina-3,5-diglucósido	0-0.0011
Delphinina-3,5-diglucósido	0-0.000498

Según datos bibliográficos, se conoce que las antocianinas empiezan a degradarse a los 90 °C (Sui, 2017) aproximadamente, por tanto, es importante no sobrepasar en gran medida esta temperatura cuando se trata un zumo como el de granada, para no eliminar estos componentes que son el eje de sus propiedades alimenticias.

## 2.3 Tecnologías de concentración de zumos

Hay una gran variedad de procesos para concentrar zumos, algunos que se llevan utilizando desde hace bastante tiempo y otros que suponen tecnologías emergentes en este campo. En este apartado se describen diferentes tecnologías disponibles para la concentración de zumos.

### 2.3.1 Crioconcentración

Este método supone la eliminación del agua en forma de cristales de hielo a temperaturas bajo cero y suele utilizarse para concentrar componentes biológicos sensibles a la temperatura como por ejemplo vitaminas, proteínas, antocianinas, polifenoles, etc.

La **Figura 2.3** (adaptado de Rajuria & Tiwar, 2018) muestra un típico proceso de crioconcentración, compuesto por un cristizador y una torre de lavado principalmente. El cristizador dispone de unos intercambiadores de calor de superficie rascada y por las paredes del mismo circula líquido refrigerante para producir hielo en forma de cristales en el interior. Proporcionando un tiempo de residencia adecuado, los cristales de hielo se forman hasta lograr un grado de separación óptimo. Después se lava el producto obtenido para eliminar las trazas de cristales que puedan quedar en el concentrado (Rajuria & Tiwar, 2018).

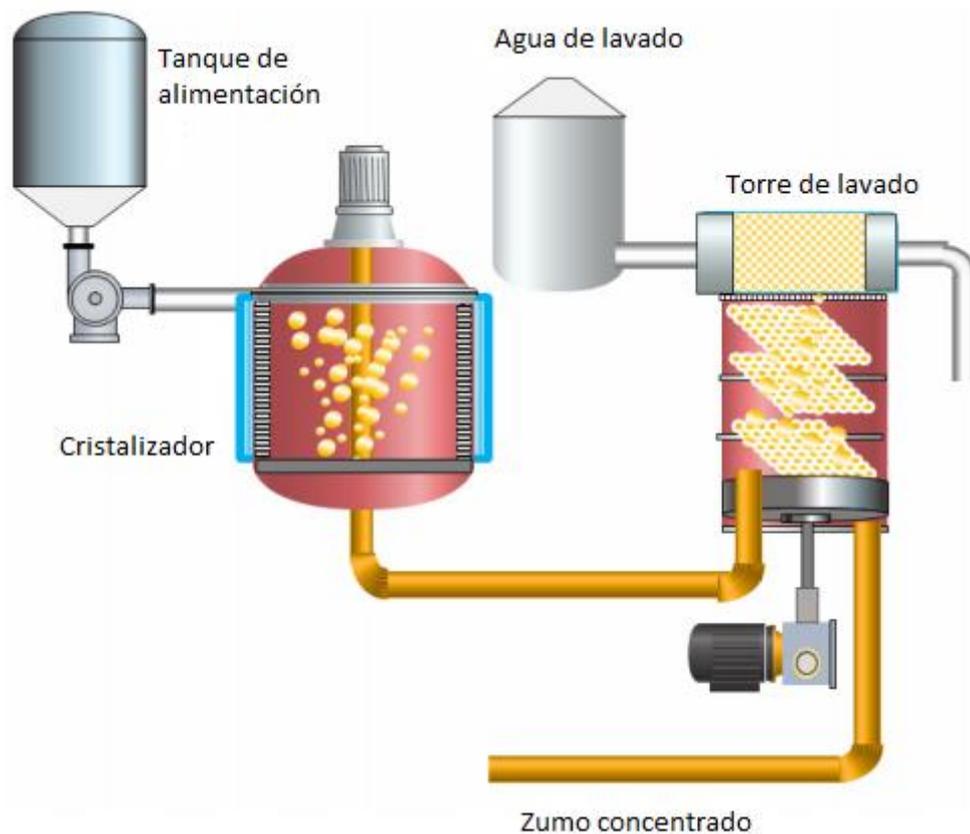


Figura 2.3: Esquema crioconzentración

Este método suele procurar que las propiedades del producto permanezcan iguales a las de la materia prima original. Además, se consiguen niveles de concentración bastante elevados, mayores que por osmosis inversa pero menores que por evaporación a vacío. Sin embargo, tiene algunas desventajas, como el elevado coste que supone, la dificultad a la hora de controlar el crecimiento de los cristales de hielo o el gran consumo energético.

### 2.3.1.1 Crioconzentración progresiva

La crioconzentración progresiva es una variante de la crioconzentración que supone que los intercambiadores sean en forma de espiral, de forma que los cristales se depositan en forma de capas una encima de la otra sobre la superficie del intercambiador en forma de espiral. Mejorando así el control sobre el crecimiento de los cristales. La **Figura 2.4** muestra un esquema del proceso (adaptado de Rajuria & Tiwar, 2018).

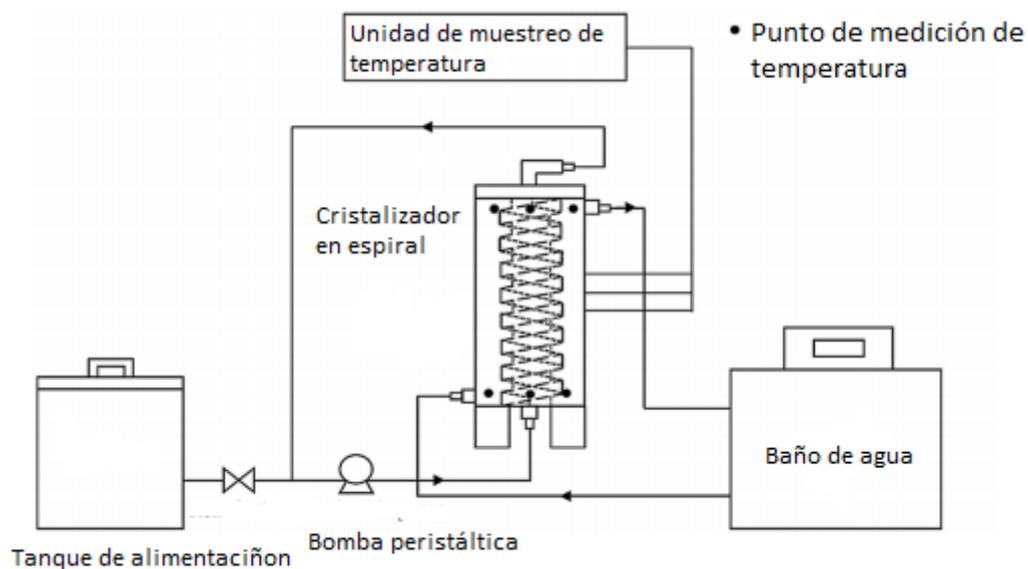


Figura 2.4: Crioconcentración progresiva

### 2.3.1.2 Crioconcentración mediante nucleación con cambio de presión

El último tipo de crioconcentración supone enfriar el líquido a temperaturas menores de 0 °C a elevada presión. De forma que mediante un cambio de presión repentino el líquido cristalizará completamente en vez de aparecer los cristales sobre su superficie como en la crioconcentración convencional. Esto evita que los cristales sean demasiado pequeños para ser separados correctamente además de evitar que quede zumo concentrado entre sus poros (Rajuria & Tiwar, 2018).

Las ventajas de este método son:

- Facilidad para establecer la temperatura a elevada presión comparado con el caso de los intercambiadores de superficie rascada.
- Ahorro de energía al no tener que utilizar complicadas estructuras rascadas.
- Los cristales formados no tienen poros ni huecos.
- Capacidad para estabilizar productos termolábiles.

### 2.3.2 Evaporación

La evaporación es uno de los métodos más utilizados para concentrar zumos desde hace años. Es por ello por lo que este proceso ha sido bastante estudiado y supone una forma eficaz y fiable de concentración de disoluciones.

La evaporación supone la separación del disolvente volátil de la disolución, en este caso agua, mediante ebullición, aumentando así la concentración de la disolución original. La **Figura 2.5** muestra el esquema de un evaporador de efecto simple en el cual una corriente de vapor vivo entra en el evaporador cediendo calor a la disolución para que esta entre en ebullición y parte del agua sea eliminada en forma de vapor saliente, de forma que el líquido saliente queda concentrado (Towler & Sinnott, 2013).

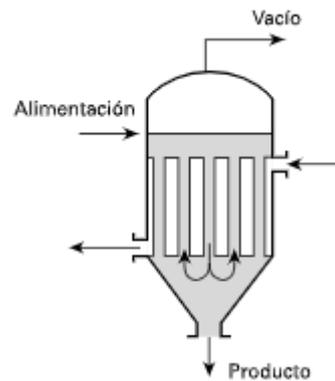


Figura 2.5: Evaporador simple

### 2.3.2.1 Evaporación multiefecto

Una variante de la evaporación simple consiste en disponer varios evaporadores en serie para aprovechar el calor del vapor del disolvente evaporado de un evaporador para calentar la disolución del siguiente evaporador.

La **Figura 2.6** muestra un evaporador de doble efecto en el cual la temperatura y presión en el primer efecto son mayores que en el segundo de forma que el vapor obtenido en el primero sirve para calentar la disolución del segundo. Esto es posible porque el punto de ebullición del agua disminuye con la presión (Rajuria & Tiwar, 2018).

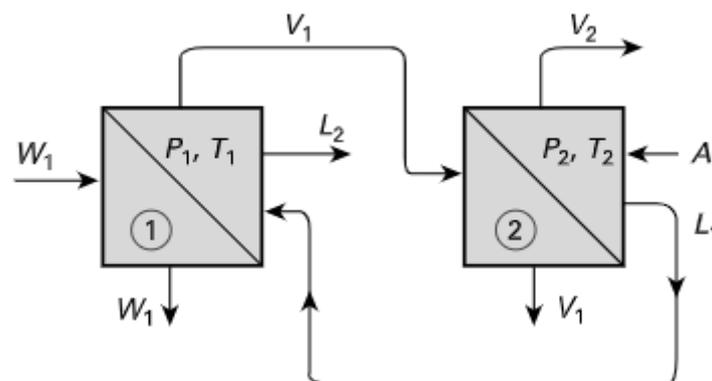


Figura 2.6: Evaporador de doble efecto

Este tipo de evaporadores aprovechan mucho mejor el calor que contiene el vapor de cada uno de los evaporadores. Además, en caso de trabajar con productos sensibles al calor, puede trabajarse a vacío, de forma que la temperatura de trabajo sea lo suficientemente baja como para no dañar el producto de interés.

### 2.3.2.2 Recompresión de vapor

La evaporación por recompresión de vapor trata de aprovechar el vapor del disolvente generado por un evaporador mediante un compresor, como se muestra en la **Figura 2.7**. Realimentando el vapor una vez comprimido a la alimentación, y aumentando así su temperatura (Rajuria & Tiwar, 2018).

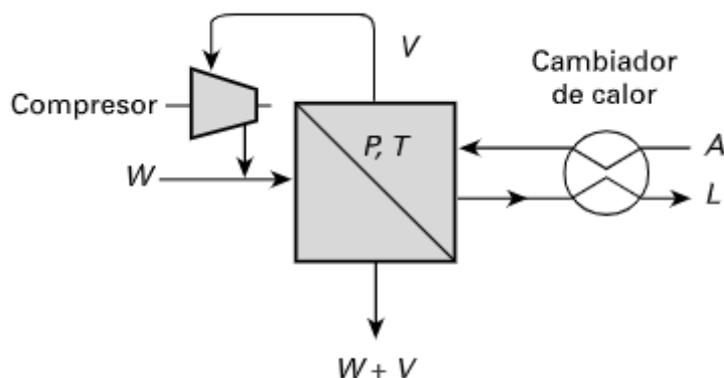


Figura 2.7: Recompresión de vapor

Estos evaporadores no suelen utilizarse en la concentración de zumos, sino más bien en la desalinización de aguas, sin embargo, también pueden emplearse para complementar sistemas de evaporación multiefecto, colocando sistemas de compresión en los primeros efectos de forma que aumente la economía.

### 2.3.3 Tecnología de membranas

La tecnología de membranas es una vertiente que se encuentra en auge y está en proceso de estudio y optimización por parte de la comunidad científica para ser aplicada en procesos de concentración. Los procesos de membranas parecen causar una menor pérdida en el valor nutritivo de las frutas y las verduras, sobre todo en el caso de las vitaminas y los fotonutrientes.

Las membranas ofrecen normalmente una mejor opción que los otros métodos en cuanto a calidad del zumo que se quiere concentrar, sin embargo, sufren algunas limitaciones en cuanto a la concentración que puede alcanzarse.

A continuación, se detallan algunos de los métodos que involucran tecnología de membranas.

#### 2.3.3.1 Destilación por membranas

Este proceso consiste en el uso de una membrana hidrofóbica con microporos que separa dos disoluciones acuosas a diferentes temperaturas. De esta forma se produce un flujo neto de agua pura desde la disolución a mayor temperatura a la disolución con menor temperatura. La operación se lleva a cabo a presión atmosférica y a temperaturas que no llegan al punto de ebullición de las disoluciones.

El proceso completo supone un cambio de presión de vapor entre la disolución y la interfase, el paso del vapor a través de los poros de la membrana y por último la condensación del vapor en el lado frío de la membrana.

Normalmente se utilizan membranas de entre 0.1 y 0.2  $\mu\text{m}$  de diámetro de poro, 80 – 250  $\mu\text{m}$  de espesor y entre un 60 – 80 % del volumen en cuanto al rango de porosidad.

Este método puede ser utilizado para concentrar zumos que sean sensibles a las altas temperaturas y a altas presiones osmóticas al trabajar a bajas temperaturas (Rajuria & Tiwar, 2018).

### 2.3.3.2 Ósmosis directa

Otro método es la ósmosis directa, proceso que trabaja a presiones y temperaturas bajas y que es capaz de mantener las propiedades de las frutas en los zumos que concentra.

En este proceso se establece un gradiente de presión osmótica entre el zumo y una disolución de agente osmótico, el cual es higroscópico, no tóxico e inerte y no afecta al sabor, color u olor del zumo. Así se produce un flujo de agua desde la disolución del zumo (baja presión osmótica) hasta la disolución del agente osmótico (elevada presión osmótica) a través de una membrana semipermeable.

La **Figura 2.8** muestra el proceso de ósmosis directa, siendo la solución concentrada la del agente osmótico y la diluida la de zumo (Rajuria & Tiwar, 2018).



Figura 2.8: Ósmosis directa

### 2.3.3.3 Ósmosis inversa

Si la presión aplicada sobre una disolución de zumo concentrada sobrepasa su presión osmótica, se producirá un flujo invertido de disolvente respecto al flujo natural, de forma que el disolvente abandonará la disolución de zumo concentrado pasando una membrana semipermeable hasta otra disolución de menor concentración, traduciéndose esto en una mayor concentración del zumo (Rajuria & Tiwar, 2018).

La **Figura 2.9** muestra el proceso de ósmosis inversa, siendo la solución concentrada la de zumo y la disolución diluida una solución de zumo de menor concentración.



Figura 2.9: Ósmosis inversa

El problema con esta técnica es que solo es viable para concentraciones del 25 – 35 % en azúcar, ya que, a concentraciones mayores, la presión osmótica se iguala a la presión hidráulica y por tanto el proceso se detiene.

#### 2.3.3.4 Evaporación osmótica

La evaporación osmótica o destilación osmótica utiliza una membrana hidrófoba cuyos poros son ocupados por la fase gaseosa del fluido a concentrar, con lo que se evita que el agua penetre y que los componentes volátiles de la alimentación sean los únicos que puedan atravesar la membrana.

La fuerza impulsora de este proceso puede ser el gradiente de presión parcial entre las disoluciones que se encuentran separadas por la membrana, aunque también puede tratarse como un gradiente de concentración puesto que la presión parcial depende de la temperatura y la concentración.

Este proceso resulta ser muy eficaz para la concentración de zumos y es relativamente sencillo técnicamente. Es capaz de mantener la calidad del zumo producto con respecto a la fruta original al trabajar a temperaturas bajas, además de poseer una demanda energética baja, así como en cuanto a ocupación de espacio. Sin embargo, el análisis matemático de este proceso es complejo y hay muchos factores que son esenciales para determinar los coeficientes de transferencia de materia y calor, esto hace que aún se encuentre en desarrollo y precisa de estudios para determinar modelos específicos que se adapten a diferentes tipos de zumos (Rajuria & Tiwar, 2018).

## 2.4 Tecnología de separación por compuestos hidratados

Esta tecnología surgió durante la conversión de CO<sub>2</sub> a sus compuestos hidratados bajo condiciones adecuadas de presión y temperatura. Algunos gases pueden combinarse con agua para formar clatratos hidratados sólidos que son fácilmente eliminados por separación mecánica. El proceso se realiza a presión elevada y temperatura baja formando compuestos hidratados de diferentes tamaños dependiendo de la naturaleza del gas y de las condiciones, pudiendo así eliminar el agua de la disolución del zumo.

Un ejemplo para concentrar zumo se llevó a cabo utilizando etileno gas para formar hidratos de etileno. Consiguiendo porcentajes de eliminación de agua de hasta el 92.8 %.

El mecanismo del proceso puede observarse en la **Figura 2.10** (adaptado de Rajuria & Tiwar, 2018), utilizando zumo de naranja como producto a concentrar y etileno como gas hidratado como ejemplo.



*Figura 2.10: Mecanismo de separación por compuestos hidratados*

El problema de este método es que a veces modifica las propiedades del producto que se está concentrando, y la mayoría de compuestos hidratados que se utilizan pueden aportar un sabor amargo al producto final. Es por ello por lo que es una tecnología aún en desarrollo (Rajuria & Tiwar, 2018).

## 2.5 Elección del método de concentración

En el presente trabajo se va a optar por la evaporación multiefecto, puesto que es una tecnología bastante fiable en este campo frente a las membranas que aún es una tecnología en proceso de evolución y requiere de mayor estudio experimental para terminar de desarrollarse.

La crioconcentración es otra posibilidad, sin embargo, presenta un consumo energético demasiado elevado, que lleva de la mano un coste igual de elevado.

El caso de la separación por compuestos hidratados es más agudo que el de las membranas, siendo menos fiable al ser probablemente la tecnología que más tarde ha emergido.

Además, la evaporación multiefecto presenta varias opciones de confección del proceso, ya que pueden utilizarse los efectos que se consideren óptimos para el proceso en cuestión, mejorándolo económicamente. Añadiendo las condiciones de operación oportunas, como por ejemplo en este caso, en que se trabajará a vacío debido a la sensibilidad del zumo de granada frente a temperaturas elevadas.

### 3 Evaporación

Dado que se ha elegido la evaporación como método para concentrar el zumo, va a detallarse el proceso y sus fundamentos en este apartado.

La evaporación es una operación básica cuyo objetivo es concentrar una disolución que contenga un soluto no volátil y un disolvente volátil, en este caso el soluto es el azúcar (glucosa y fructosa) y el disolvente el agua, de forma que se vaporiza parte del disolvente para concentrar el zumo.

Es similar al secado y a la destilación, pero tiene notables diferencias, ya que en el secado el residuo es un sólido mientras que en la evaporación es un líquido y en la destilación la corriente de vapor suele ser una mezcla de componentes mientras que en la evaporación suele ser solo el disolvente y en caso de ser una mezcla no se separa el vapor en fracciones. También tiene similitudes con la cristalización, pero con la diferencia de que en vez de buscar la formación de cristales se quiere concentrar la disolución.

Generalmente el producto valioso es el líquido que se concentra y el vapor se condensa y se desecha, pero en algún caso concreto como la desalación el producto de interés es el vapor, de forma que el agua salobre se evapora para obtener agua exenta de sólidos y poder utilizarla para alimentación de calderas, procesos específicos o consumo humano. En el caso de los zumos obviamente se busca obtener el líquido concentrado.

#### 3.1 Naturaleza del líquido

Las propiedades del líquido que se quiere concentrar son muy importantes a la hora de determinar la solución de un diseño de evaporadores. Algunas de las características más importantes son (McCabe, Smith, & Harriot, 1991):

- Concentración: La disolución que actúa como alimentación en un evaporador suele ser bastante diluida, y por tanto tiene propiedades similares a las del agua. Sin embargo, a medida que esta se va concentrando estas propiedades cambian y la densidad y viscosidad van aumentando conforme aumenta el contenido de sólido hasta que se satura o bien deja de ser apta para una transmisión de calor aceptable. Si una disolución saturada se lleva a ebullición de forma continuada pueden formarse cristales que obstruyen los tubos del evaporador y por ello es necesario separarlos. Además, la temperatura de ebullición con respecto a la del agua también aumenta con la concentración.
- Formación de espumas: Algunas disoluciones, sobre todo de sustancias orgánicas, pueden formar espumas durante la vaporización que hagan un efecto de arrastre llevándose el vapor parte de la masa de líquido.
- Sensibilidad a la temperatura: Se debe tener en cuenta que algunos componentes químicos pueden sufrir daños o degradarse al calentarse.
- Formación de costras: Puede ocurrir que una disolución vaya depositando sobre la superficie de calefacción de los tubos y los obstruya parcialmente, disminuyendo por tanto el coeficiente global de transmisión de calor. En este caso el proceso debe detenerse y limpiar los tubos, que en caso de ser costras insolubles puede resultar muy costoso.

- Materiales de construcción: Los evaporadores suelen construirse de acero. Sin embargo, algunas disoluciones atacan a los metales féreos y en este caso se deben utilizar materiales diferentes como cobre, acero inoxidable, plomo, grafito o níquel que ofrecen una buena resistencia frente a la corrosión. Aunque estos materiales resultan ser más caros que el acero, y por ello se intenta obtener una transmisión de calor óptima (rápida) para reducir los costes.

Otras características de la disolución que pueden afectar son:

- Calor específico.
- Toxicidad.
- Radiactividad.
- Liberación de gas durante ebullición.
- Peligros de explosión.
- Necesidad de esterilización.

### 3.2 Tipos de evaporadores

Hay diferentes tipos de evaporadores tubulares que utilizan vapor de agua como vapor vivo calefactor.

Si la operación se lleva a cabo con un paso a través, el líquido de alimentación solo pasa una vez a través de los tubos, desprende el vapor y sale del evaporador como líquido concentrado, de forma que la evaporación tiene lugar en un solo paso. Este tipo de evaporadores es una buena opción para utilizar en evaporación multiefecto. Los evaporadores de película agitada siempre operan con un solo paso a través, y los evaporadores de película ascendente y descendente tienen la posibilidad de trabajar de esta manera.

Los evaporadores de un solo paso resultan ideales para productos sensibles al calor. Ya que la disolución concentrada está a la temperatura de evaporación un corto período de tiempo y en cuanto sale de la unidad se enfría de forma rápida.

Los evaporadores con circulación consisten en mantener una masa de líquido dentro del evaporador, de forma que la alimentación entra y se mezcla con el líquido para después pasar a través de los tubos y retirarse la disolución concentrada de la masa de líquido. El líquido que no se evapora descarga de los tubos y vuelve al evaporador, así en cada paso solo se produce una parte de la evaporación total. Los evaporadores de circulación forzada trabajan de esta manera y los evaporadores de película ascendente y descendente normalmente también.

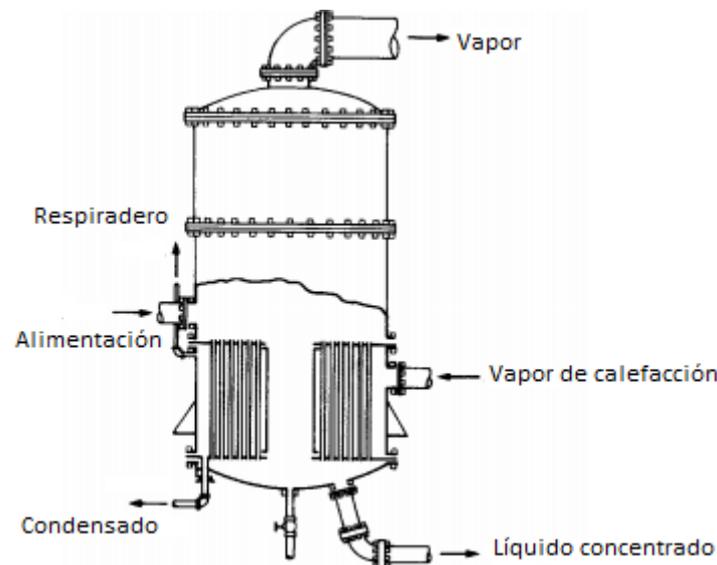
En un evaporador que trabaje con circulación el coeficiente de transmisión de calor suele ser bajo, ya que el líquido que entra en los tubos tiene una concentración, viscosidad, temperatura de ebullición y densidad relativamente elevadas.

Estos evaporadores no son adecuados para la concentración de líquidos sensibles al calor, ya que, aunque se trabaje a vacío, el líquido está expuesto a los tubos calientes continuamente, y por tanto puede calentarse a temperaturas que produzcan la degradación de alguno de los componentes de interés.

Los evaporadores de circulación se adaptan bien a operaciones de simple efecto, pueden operar tanto con circulación natural, impulsando el flujo por diferencia de densidad, o por circulación forzada, impulsando el flujo mediante bombas.

### 3.2.1 Evaporadores de tubos cortos verticales

Este tipo de evaporadores, también conocidos como evaporadores Robert, están formados por un cuerpo cilíndrico con tubos verticales contenidos entre dos placas horizontales que se extienden transversalmente por el cuerpo. La parte inferior del evaporador normalmente se conoce con el nombre de calandria y es donde se encuentran los tubos. En la **Figura 3.1** (adaptado de Towler & Sinnott, 2013) se observa la disposición habitual de este tipo de evaporadores.



*Figura 3.1: Evaporador de tubos cortos verticales*

Estos equipos son ampliamente utilizados en la industria del azúcar y de los zumos. Capaces de operar con líquidos de mediana viscosidad, pero no muy recomendables para productos que sean muy sensibles al calor.

### 3.2.2 Evaporadores de tubos largos con flujo ascendente

Los evaporadores de tubos largos de película ascendente tienen la estructura que se observa en la **Figura 3.2**. Están formados por un intercambiador tubular que contiene la disolución que se quiere concentrar en los tubos y vapor de agua en la carcasa, un separador para separar el líquido arrastrado por el vapor, y en el caso de actuar mediante circulación dispone de una recirculación para la fase líquida que va desde el separador hasta el final del intercambiador. La alimentación entra al separador y el vapor de agua entra al intercambiador de calor, mientras que el líquido

concentrado sale del intercambiador, el vapor del separador, el condensado sale del intercambiador y los gases no condensables también del intercambiador.

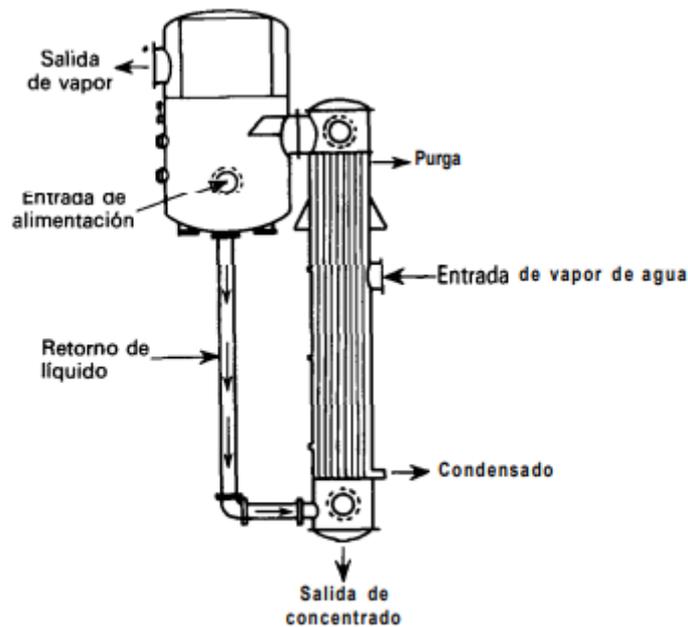


Figura 3.2: Evaporador de tubos largos verticales

Estos evaporadores disponen de tubos normalmente entre 1 y 2 pulgadas de diámetro (0.0254 – 0.0508 cm) y entre 12 y 32 pies de longitud (3.66 – 9.75 m) (McCabe, Smith, & Harriot, 1991). El vapor y la disolución suben por el interior de los tubos a causa de la ebullición, y el líquido concentrado vuelve separado al fondo de los tubos por acción de la gravedad. Cuando la alimentación entra se mezcla con el líquido de retorno desde el separador, entrando por el fondo del intercambiador mientras por la carcasa el vapor de agua calienta la disolución y va condensando. El vapor de agua que va condensando va en sentido descendente y da calor a la disolución solo durante un tramo del recorrido de los tubos. Cuando se inicia la ebullición, en el líquido se forman burbujas que aumentan la velocidad de transmisión de calor. Cuando estas llegan a la parte superior de los tubos crecen y se produce un efecto de arrastre de forma que llevan consigo parte de líquido. Esta mezcla entra al separador después de salir de los tubos para eliminar la parte de líquido y recircularla hacia la alimentación. La velocidad del vapor en el separador es menor que en el intercambiador porque el diámetro del separador es mayor. Además, el vapor choca con unas placas deflectoras una vez sale del separador para ayudar a eliminar los restos de gotas de líquido que puedan quedar.

Este tipo de evaporadores resultan útiles para concentrar líquidos que suelen formar espumas, ya que las placas deflectoras eliminan esta espuma fácilmente.

### 3.2.3 Evaporadores de tubos largos con flujo descendente

En estos evaporadores la alimentación entra por la parte superior y desciende por los tubos que son calentados con vapor de agua para salir por el fondo del intercambiador. El vapor que es

arrastrado junto al líquido es separado en un separador que se encuentra aguas abajo del intercambiador. Para la alimentación disponen de un distribuidor de líquido en la parte superior.

Los tubos que forman el intercambiador suelen ser de entre 2 y 10 pulgadas de diámetro (0.0508 – 0.254 m), relativamente grandes (McCabe, Smith, & Harriot, 1991).

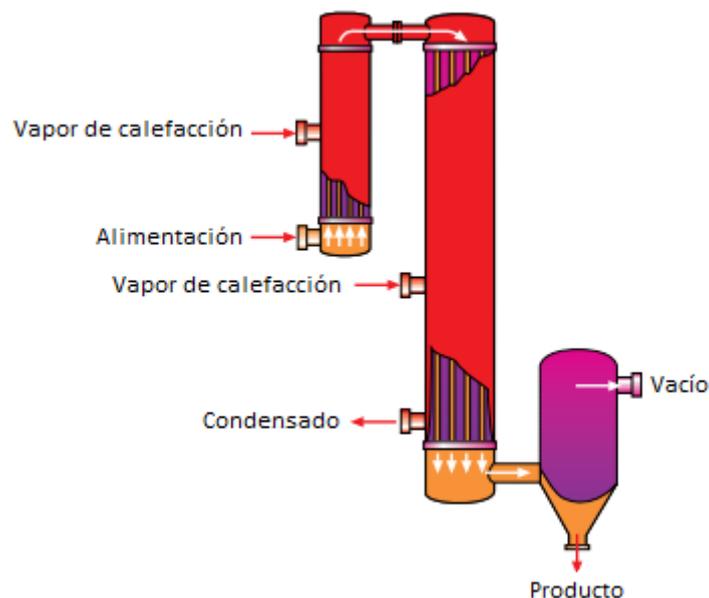
La parte más complicada de estos evaporadores es conseguir que el líquido se distribuya uniformemente por el interior de los tubos formando una película. Para ello se dispone de placas metálicas perforadas que se sitúan sobre una placa tubular nivelada. De esta forma la disolución diluida se alimenta o bien con inserciones en los extremos de los tubos para generar un flujo uniforme en cada uno de los tubos; o bien mediante distribuidores que mantengan la velocidad de alimentación constante sobre la superficie interior de los tubos; o también pueden utilizarse boquillas de pulverización en cada uno de los tubos.

En el caso de que se pueda utilizar recirculación sin degradar las propiedades de la disolución a concentrar, la distribución del líquido por el interior de los tubos se puede facilitar mediante una recirculación de este hacia la parte superior de los tubos. Así se consigue mayor flujo de líquido que en el caso de un paso.

Durante la operación, la cantidad de líquido se reduce al circular desde la parte superior a la inferior, por ello la concentración que se puede conseguir con un solo paso es limitada, sin embargo en caso de trabajar en efecto múltiple esta limitación desaparece.

Este tipo de evaporadores trabajan bien con productos sensibles a la temperatura al disponer de tiempos de residencia cortos, además de trabajar bien con líquidos viscosos.

La **Figura 3.3** (adaptado de SPX, 2008) muestra un esquema de este tipo de evaporadores.



*Figura 3.3: Evaporador de película descendente*

### 3.2.4 Evaporadores de circulación forzada

Normalmente las velocidades de transmisión de calor son aceptables en los evaporadores de circulación natural, debido a que cuando se forma vapor en los tubos la velocidad de circulación del líquido aumenta. Pero cuando se tratan líquidos muy viscosos el coeficiente global de transmisión de calor puede disminuir de forma que la operación deje de ser viable económicamente. Por ello se utilizan evaporadores de circulación forzada, en los que la velocidad del líquido es mayor que en circulación natural.

La **Figura 3.4** muestra el esquema de un evaporador de circulación forzada con tubos horizontales y de dos pasos, aunque también pueden ser de un paso y con tubos verticales. En el cual se utiliza una bomba centrífuga para impulsar el líquido por los tubos del intercambiador. No se produce ebullición en los tubos debido a la carga estática a la que están sometidos, el líquido se va sobrecalentando conforme avanza desde el calentador hasta el espacio de vapor y se forma una mezcla líquido vapor en la salida del intercambiador. Esta mezcla choca contra una placa deflectora en el cuerpo del evaporador para eliminar las gotas de líquido que pueda contener. De esta forma el vapor sale por la parte superior del evaporador, el líquido se recircula para mezclarse con la alimentación y se extrae una parte del líquido como concentrado por la parte inferior del evaporador.

La principal ventaja de estos equipos es la mejora de rendimiento en cuanto a líquidos viscosos, ya que con líquidos poco viscosos no vale la pena gastar recursos en el bombeo. Si se utilizan evaporadores de múltiple efecto pueden combinarse y colocar los primeros efectos de circulación natural y los últimos de circulación forzada, al aumentar la viscosidad del líquido a medida que se concentra.

Son efectivos para concentrar líquidos relativamente sensibles al calor o para disoluciones salinas que suelen formar espumas. Esto es porque la velocidad de trabajo en un evaporador de circulación forzada es elevada y el tiempo de residencia es pequeño, evitando así la posible degradación de un componente de la alimentación (McCabe, Smith, & Harriot, 1991).

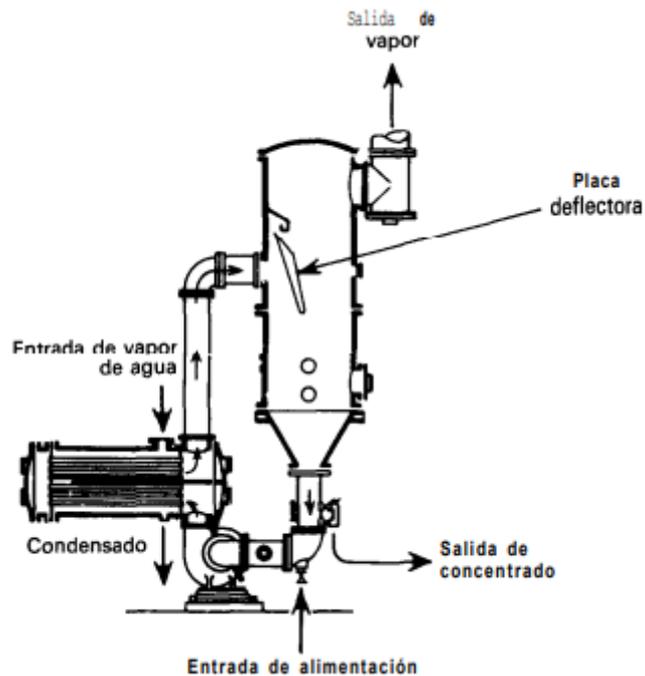


Figura 3.4: Evaporador de circulación forzada

### 3.2.5 Evaporadores de película agitada

Los evaporadores de película agitada se basan en una agitación mecánica de la película de líquido, para conseguir cierta turbulencia y facilitar la transmisión de calor. Esto se debe a que el principal elemento que dificulta la transmisión de calor desde el vapor vivo hasta el líquido es la resistencia de la parte del líquido. Mediante turbulencia (aumento del número de Reynolds) se reduce esta resistencia.

La **Figura 3.5** muestra un evaporador de película descendente que contiene un agitador interno dentro de un tubo encamisado. Opera de forma que la alimentación entra por la parte superior y pasa a convertirse en una película turbulenta gracias a las placas que contiene el agitador. El vapor sube hasta un separador fuera de la camisa que presenta un diámetro algo mayor que el tubo, y el concentrado sale por la parte inferior del evaporador. Las palas del agitador empujan el líquido hacia unas placas estacionarias que retienen las gotas y las devuelven a la zona de vaporación.

Estos evaporadores son capaces de conseguir una buena transmisión de calor con líquidos viscosos sin que el coeficiente global disminuya en gran medida conforme se concentra la disolución de alimentación. Los coeficientes de transmisión de calor que se consiguen son mayores que con evaporadores de circulación forzada y natural cuando se trabaja con líquidos viscosos. Por tanto, son ideales para concentrar materiales sensibles al calor y viscosos como la gelatina o los zumos de frutas.

Sin embargo, su coste es elevado, además de que necesita de un continuo mantenimiento de las partes internas móviles que posee. También cabe destacar que su capacidad es inferior a la de los evaporadores con más de un tubo (McCabe, Smith, & Harriot, 1991).

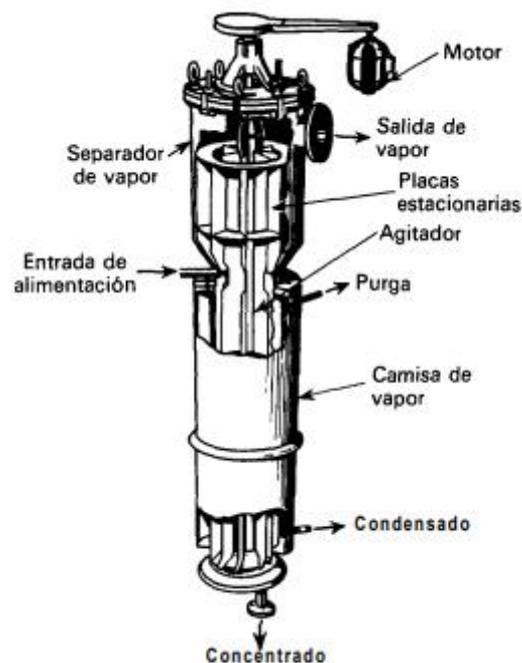


Figura 3.5: Evaporador de película agitada

### 3.3 Capacidad de un evaporador

La capacidad de un evaporador es la cantidad de agua vaporizada en  $\frac{kg}{h}$ . Este parámetro depende de la velocidad de transmisión de calor  $q$ . Definiéndose  $q$  según la expresión (1):

$$q = UA\Delta T \quad (1)$$

Donde:

- $U$  es el coeficiente global de transmisión de calor en  $\frac{W}{m^2K}$ .
- $A$  es la superficie de transmisión de calor en  $m^2$ .
- $\Delta T$  es la diferencia total de temperatura, siendo la diferencia entre la temperatura del vapor vivo y la del vapor de salida.

La disolución que alimenta un evaporador puede estar fría, de forma que el calor que se necesita para que esta alcance su temperatura de ebullición puede ser grande y por tanto la capacidad será menor para un valor determinado de  $q$ . La disolución puede estar a la temperatura de ebullición para la presión del espacio de vapor, transmitiéndose así todo el calor en la evaporación y siendo la capacidad proporcional a  $q$ . O por otro lado la alimentación puede estar a temperaturas superiores a la de ebullición, de forma que una parte de la disolución sufre una evaporación espontánea (evaporación flash) y por tanto la capacidad será mayor para un valor determinado de  $q$ .

### 3.4 Economía de un evaporador

La economía de un evaporador se define como la cantidad de disolvente vaporizado por cantidad de vapor vivo que entre en el evaporador  $\left(\frac{kg}{kg}\right)$ . En un evaporador de un solo efecto la economía es menor que la unidad, pero en un evaporador de múltiple efecto puede llegar a ser mayor.

Por tanto, el número de efectos será determinante en la economía de un evaporador. Ya que con el uso de más efectos puede aprovecharse el calor latente de vaporización del agua que entra en el primer efecto.

La temperatura de la alimentación también será un parámetro a tener en cuenta, ya que como se ha explicado en el apartado 3.3 la alimentación puede estar fría, a la temperatura de ebullición o a una temperatura superior, siendo este último caso en el que mejor se aprovecha la entalpía de vaporización del agua.

### 3.5 Aumento del punto de ebullición. Regla de Dühring

La presión de vapor de casi todas las disoluciones acuosas es menor que la del agua pura a la misma temperatura, esto significa que son menos volátiles y que la temperatura de ebullición será mayor que la del agua pura para una presión determinada.

Esto supone el aumento del punto de ebullición, el cual es pequeño para disoluciones diluidas u orgánicas, pero suele ser notable en disoluciones de sales inorgánicas. Este aumento del punto de ebullición debe restarse a la caída de temperatura total.

Cuantificar esta diferencia en el punto de ebullición es complicado y por ello se hace experimentalmente a partir de la regla de Dühring, la cual enfrenta la temperatura de ebullición de la disolución a concentrar con la del agua pura a la misma presión y obtiene una relación lineal para concentraciones diferentes. Se obtiene una recta para cada concentración, teniendo en cuenta que la regla es exacta en un rango moderado de presiones y que las rectas no tienen por qué ser paralelas.

La **Figura 3.6** muestra la regla de Dühring para diferentes disoluciones de hidróxido sódico, estando en el eje de las  $x$  la temperatura de ebullición del agua y en el de las  $y$  la temperatura de ebullición de la disolución (McCabe, Smith, & Harriot, 1991).

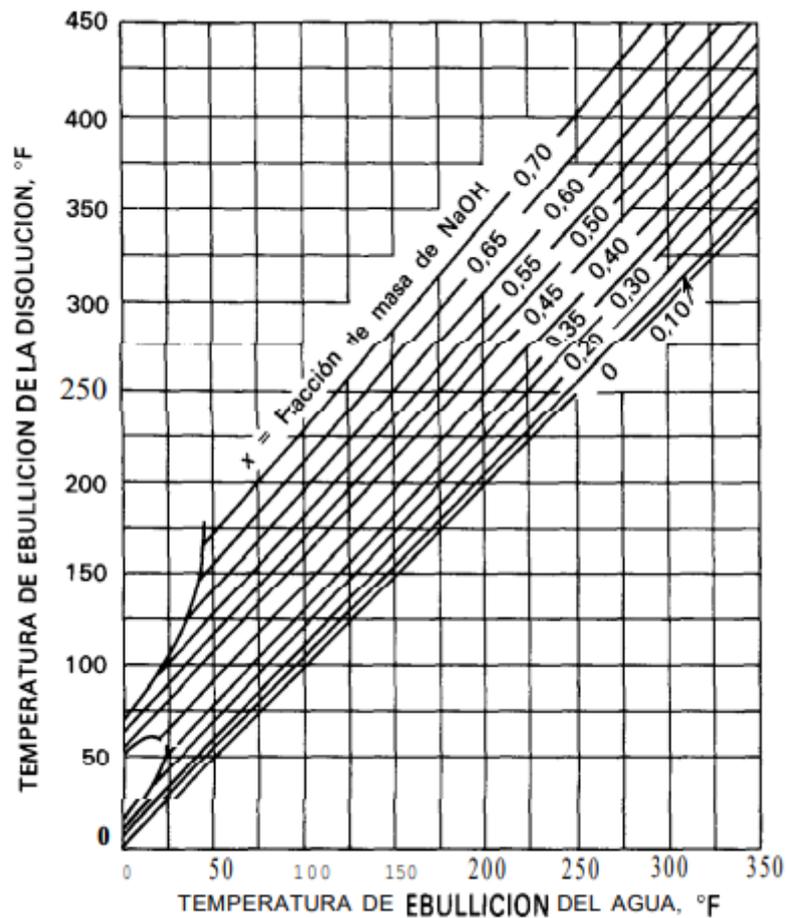


Figura 3.6: Regla de Dühring para el NaOH

### 3.6 Coeficientes de transmisión de calor

La capacidad y la densidad del flujo de calor están condicionadas por el coeficiente global de transmisión de calor y por la caída de temperatura como muestra la ecuación (1). De estos dos parámetros, el que depende en gran medida del diseño y forma del evaporador es el coeficiente de transmisión de calor.

Este coeficiente global es la inversa de la resistencia total, que a su vez es la suma de otras 5 resistencias: la resistencia del líquido, la resistencia del vapor, las resistencias de las costras por ensuciamiento del interior y exterior de los tubos y la resistencia de la pared del tubo. Normalmente las resistencias por ensuciamiento y de la pared del tubo pueden despreciarse, a no ser que el evaporador tenga una pared muy gruesa.

Por tanto, los dos coeficientes que más influyen son:

- Coeficiente de película del líquido: Este depende mayoritariamente de la velocidad del líquido sobre la superficie de calefacción. Normalmente, y sobre todo en los casos que se traten líquidos muy viscosos, este coeficiente controla la velocidad de transmisión de calor.

- Coeficiente de película del vapor: Este coeficiente suele ser grande por la naturaleza del vapor de agua. La presencia de gas no condensable puede disminuir su valor, y por ello se suelen purgar estos gases a la vez que se evita que entre aire cuando la presión es inferior a la atmosférica.

Los coeficientes de película son difíciles de medir, por ello se suelen determinar experimentalmente los coeficientes globales de transmisión de calor para diferentes tipos de evaporadores.

Gracias a diferentes estudios experimentales, se han conseguido correlaciones que permiten calcular el coeficiente global de transmisión de calor en función de ciertas variables.

### 3.7 Caída de temperatura por carga de líquido y fricción

La profundidad de líquido en un evaporador puede afectar a la temperatura de ebullición, ya que esta será la correspondiente a la presión en el espacio de vapor solo en la superficie del líquido. El líquido situado por debajo estará sometido a una presión mayor, sumándole la presión que añade la carga del líquido de acuerdo a la profundidad, y siendo por tanto el punto de ebullición mayor.

También hay que añadir que si la velocidad del líquido es grande aumentan las pérdidas por fricción en los tubos y por tanto la presión del líquido. Esto hace que el punto de ebullición sea aún mayor, disminuyendo por tanto el salto térmico entre el vapor calefactor y el líquido.

Medir este aumento del punto de ebullición es muy difícil, sobre todo a nivel cuantitativo.

Se expone el caso de un evaporador de tubos verticales largos para explicar cualitativamente el efecto de este fenómeno.

Suponiendo que el líquido de alimentación entre por los tubos por la parte inferior, la **Figura 3.7** muestra como varía la temperatura del líquido a lo largo de los tubos para bajas y altas velocidades. Se observa como para bajas velocidades, el punto máximo de temperatura se encuentra más o menos a mitad del tubo, no habiendo ebullición hasta este punto y produciéndose la ebullición a partir de la mitad del tubo. En el caso de velocidades elevadas, la temperatura máxima del líquido se encuentra casi al final del tubo, por tanto, la ebullición se producirá casi a la salida del tubo. De esta forma el salto térmico real será la diferencia entre la temperatura  $T_s$  del vapor calefactor y la media de la temperatura variable del líquido a lo largo del tubo (McCabe, Smith, & Harriot, 1991).

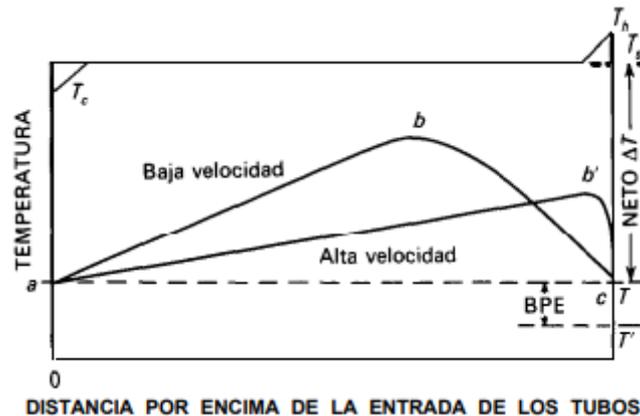


Figura 3.7: Variación de la temperatura del líquido en un evaporador de tubos largos verticales

De igual forma, en la **Figura 3.8** se muestra como varía la presión a lo largo del tubo para dos flujos. Se observa cómo se produce una clara caída de presión, debida a la carga estática y las pérdidas por fricción, la presión descendiendo lentamente al principio del tubo, donde no hay ebullición, y descendiendo rápidamente al final del tubo donde sí hay ebullición (McCabe, Smith, & Harriot, 1991).

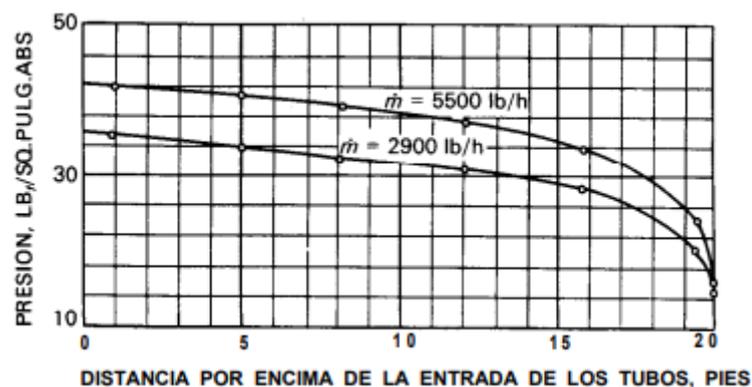


Figura 3.8: Variación de la presión del líquido en un evaporador de tubos largos verticales

### 3.8 Evaporadores de múltiple efecto

Como se ha explicado en el apartado **2.3.2.1**, la evaporación multiefecto consiste en conectar varios evaporadores para aprovechar el calor latente del vapor que sale de cada uno de ellos.

La **Figura 3.9** muestra un triple efecto. En el cual el vapor que sale de un efecto sirve como medio de calefacción para el siguiente. En el primer efecto se introduce el vapor vivo y en este caso la alimentación. En el primer efecto la presión en el espacio de vapor es más elevada que en el resto y esta va decreciendo hasta el último efecto en el que es mínima, de forma que la diferencia de presión entre el vapor vivo y el condensador se reparte según el número de efectos. La presión y temperatura son menores a medida que se avanza por los efectos, teniendo cada efecto una caída de temperatura correspondiente a la caída de presión en el mismo. En este caso la alimentación entra en el efecto 1 pero la numeración de los efectos no se ve afectada por la entrada de la

alimentación sino por la presión y temperatura. En la **Figura 3.9**, la alimentación entra en el efecto 1 diluida y sale por el efecto 3 concentrada. El vapor que sale del último efecto se lleva a un condensador.

Si se trabaja en estado estacionario no se produce acumulación de soluto en los evaporadores, manteniéndose constantes los flujos, las temperaturas y las presiones, y por tanto las concentraciones, también (Towler & Sinnott, 2013).

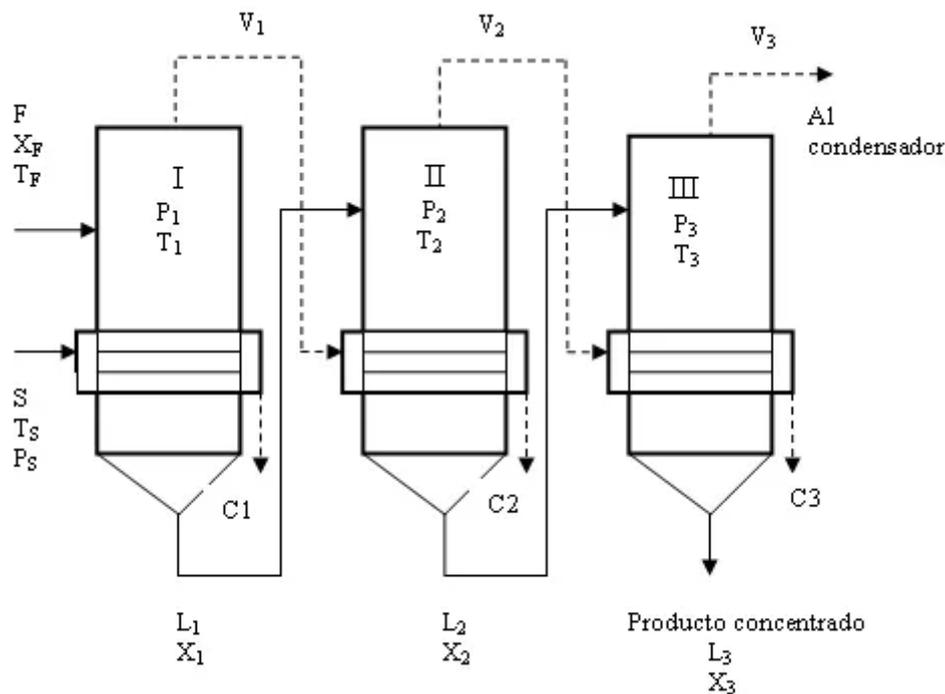


Figura 3.9: Evaporador de triple efecto

### 3.8.1 Métodos de alimentación

Como es lógico pensar, hay diferentes formas de introducir la alimentación en un sistema con múltiple efecto. Estos son (McCabe, Smith, & Harriot, 1991):

- **Alimentación directa:** Es el método más utilizado y consiste en bombear la alimentación diluida al primer efecto y que su concentración aumente hasta llegar al último efecto donde se extrae con otra bomba como concentrado. No se suelen necesitar más bombas porque la alimentación va en el sentido de presiones decrecientes. Este se observa en la **Figura 3.10** esquina superior izquierda (a).
- **Alimentación inversa:** En este caso la alimentación se introduce en el último efecto y se bombea a través de los efectos hasta el primero colocando una bomba por cada dos efectos normalmente. Este método suele conseguir una mayor capacidad que la alimentación directa en el caso de líquidos viscosos, pero produce una economía menor si la alimentación está fría. Este se observa en la **Figura 3.10** esquina superior derecha (b).

- Alimentación mixta: En la **Figura 3.10** (c) se observa como la alimentación entra por un efecto intermedio, circulando directamente hasta el último efecto y luego siendo bombeada hasta los primeros efectos donde se extraerá como concentrado. Este método permite operar a temperaturas más elevadas y eliminar algunas bombas necesarias en la alimentación inversa, al hacer parte del recorrido en sentido directo.
- Alimentación paralela: Con este método se introduce alimentación diluida en cada efecto y se retira concentrado en cada efecto, como se observa en la **Figura 3.10**. Suele ser utilizado para evaporadores en los que se quiere cristalizar.

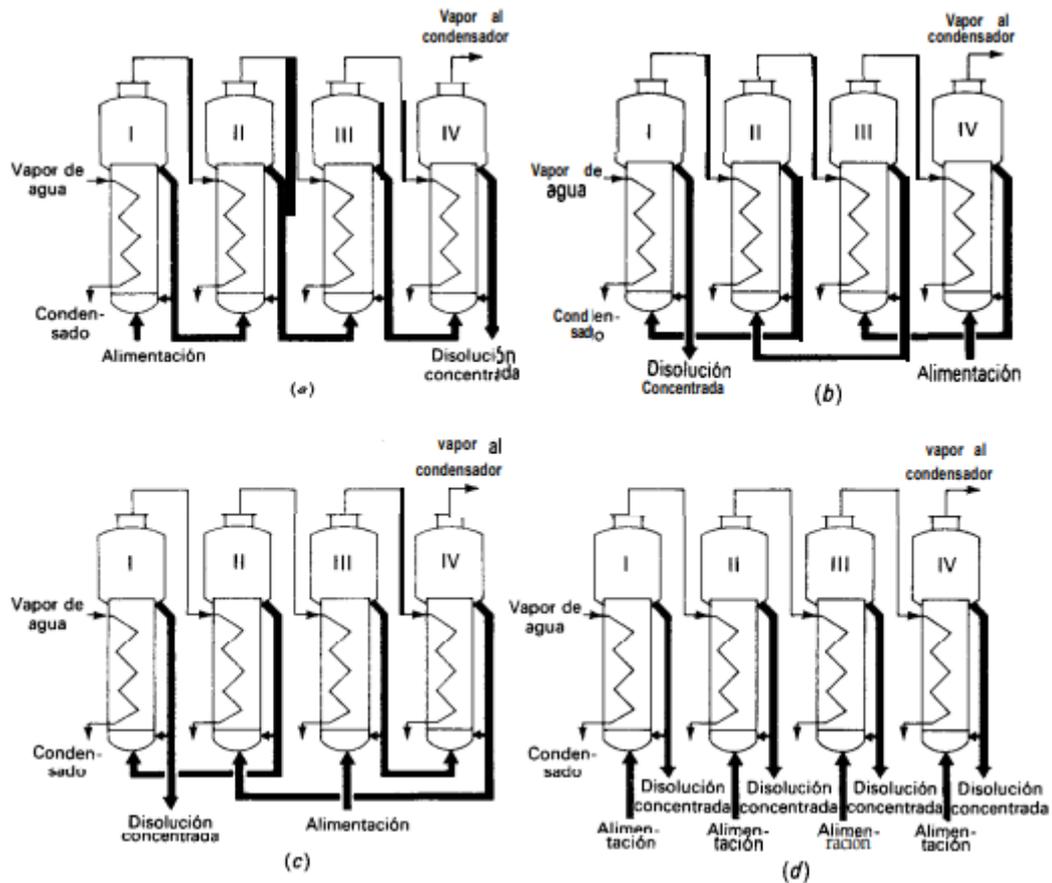


Figura 3.10: Métodos de alimentación

## 4 Datos de operación

En el presente trabajo se va a abordar el diseño de una unidad de evaporación de múltiple efecto para concentrar una corriente de zumo de granada, con el objetivo de disminuir su volumen y de esta forma facilitar su almacenaje y transporte.

En este apartado se van a especificar y justificar las variables de operación de las que parte el diseño de la unidad:

Cabe destacar que para determinar la mayoría de las características del zumo de granada se va a tomar una disolución de azúcar, puesto que no hay bibliografía específica para determinar por ejemplo la entalpía del zumo de granada concretamente. Siendo los sólidos disueltos en este caso azúcar (fructosa y glucosa).

Alimentación: se va a suponer una alimentación de 1.667 millones de litros al año de zumo de granada diluido. Para suponer esta cantidad se ha tomado como base la producción de granadas de la provincia de Alicante, que supone el 95 % de la producción total de España, y que es de unas 50000 toneladas de granadas al año (Granada Mollar de Elche, s.f.). De esta cantidad, el 10% se destina a la producción de zumos, y se ha tomado la aproximación de que para obtener un litro de zumo de granada diluido se necesitan 3 kg de granadas. Además de que la temporada de operación de la planta será de 4 meses, entre octubre y enero, que es la temporada de las granadas.

Concentración de la alimentación: Se va a tomar como concentración de la alimentación 14 °Brix (7% de fructosa y 7% de glucosa), de acuerdo con lo expuesto en el apartado 2.2.

Temperatura de la alimentación: Se supone que la alimentación entra a temperatura ambiente, en este caso 298 K.

Presión del vapor vivo de entrada: El vapor vivo que entra al primer efecto tendrá una presión de 120 kPa. Este valor se ha determinado durante el diseño de forma que la temperatura en el primer efecto no sobrepase en gran medida los 90 °C, para intentar no degradar las antocianinas, que son esenciales en las propiedades del zumo.

Temperatura del condensador: La temperatura del vapor que abandona el último efecto si estuviera saturado se ha establecido en 40 °C, de forma que la temperatura de trabajo del condensador será algo mayor debido a la elevación del punto de ebullición. El motivo es el mismo que la presión del vapor vivo de entrada, para que la temperatura en el primer efecto no sobrepase por demasiado los 90 °C.

Densidad del líquido: La densidad de la disolución de zumo a la entrada del proceso tiene un valor de  $1.0836 \frac{kg}{L}$  teniendo en cuenta la media ponderada de la densidad de la glucosa, la fructosa y el agua según sus fracciones másicas, como se indica en la ecuación (2).

$$\rho_L = 0.07 \cdot \rho_{glucosa} + 0.07 \cdot \rho_{fructosa} + 0.86 \cdot \rho_{agua} \quad (2)$$

Donde:

$\rho_L$  es la densidad de la disolución a la entrada en  $\frac{kg}{L}$

$\rho_{glucosa}$  es la densidad de la glucosa  $\left(1.54 \frac{kg}{L}\right)$

$\rho_{fructosa}$  es la densidad de la fructosa en  $\left(1.69 \frac{kg}{L}\right)$

$\rho_{agua}$  es la densidad del agua en  $\left(0.997 \frac{kg}{L}\right)$

Concentración del líquido de salida del último efecto: La concentración objetivo en este caso será de 65 ° Brix, ya que es la habitual para la concentración del zumo de granada.

## 4.1 Correlaciones aplicadas

Para poder resolver el problema planteado se han necesitado correlaciones que permitieran calcular ciertas variables en función de otras, como calores latentes de vaporización o entalpías. En este apartado se detallan esas correlaciones y como se han obtenido.

### 4.1.1 Correlaciones referentes al zumo de granada

Como se ha indicado en el apartado 4, la disolución que va a tomarse para los cálculos será una disolución de azúcar. En este apartado se detallan como han obtenido las correlaciones necesarias.

#### Entalpía del zumo de granada

Para obtener la entalpía del zumo en función de la concentración y de la temperatura del mismo se ha recurrido a una calculadora de entalpía (Bubnik, Kadlec, Urban, & Bruhns, s.f.) y se ha confeccionado la **Tabla 3**. A partir de esta tabla se ha obtenido la función de la entalpía por interpolación doble en Matlab.

Tabla 3: Entalpía  $\frac{kJ}{kg}$  disolución de zumo de granada

B(-)/T(K)	308	313	318	323	328	333	338	343	348	353
0.12	136.5	156.1	175.8	195.4	215.1	234.8	254.5	274.2	294	313.7
0.17	132.4	151.4	170.5	189.6	208.7	227.9	247.1	266.3	285.6	304.9
0.22	128.2	146.7	165.2	183.8	202.4	221	239.7	258.5	277.2	296
0.27	124.1	142	160	178	196.1	214.2	232.4	250.6	268.9	287.2
0.32	119.9	137.3	154.7	172.2	189.7	207.3	225	242.7	260.5	278.4
0.37	115.7	132.5	149.4	166.4	183.4	200.5	217.6	234.9	252.2	269.5
0.42	111.6	127.8	144.2	160.6	177.1	193.61	210.3	227	243.8	260.7
0.47	107.4	123.1	138.9	154.8	170.7	186.8	202.9	219.1	235.4	251.8
0.52	103.2	118.4	133.6	149	164.4	179.9	195.5	211.3	227.1	243
0.57	99.1	113.7	128.4	143.1	158.1	173.1	188.2	203.4	218.7	234.2
0.62	94.9	108.9	123.1	137.3	151.7	166.2	180.8	195.5	210.4	225.3
0.67	90.8	104.2	117.8	131.5	145.4	159.4	173.4	187.7	202	216.5

### Elevación del punto de ebullición

Para calcular la diferencia entre el punto de ebullición del agua a la presión de trabajo del evaporador y el punto de ebullición de la disolución de zumo a la misma presión se ha recurrido a la ecuación (3) (Mendieta & Escalante, 2013):

$$EPB = 0.2209 \cdot e^{0.0557 \cdot x \cdot 100} \quad (3)$$

Donde x es la concentración del zumo en fracción másica y EPB es la elevación del punto de ebullición en grados Kelvin.

### Coefficiente global de transmisión de calor

Teniendo en cuenta que el evaporador es del tipo de tubos cortos o evaporador Robert, se han realizado diversos estudios que ofrecen correlaciones para este tipo de evaporadores con procesos que utilizan disoluciones de azúcar. La correlación utilizada viene determinada por la ecuación (4) (Wright, 2008):

$$U = 0.00056 \cdot (110 - x \cdot 100)^{1.0025} \cdot T_L^{0.8294} \quad (4)$$

Donde U es el coeficiente global de transmisión de calor en  $\frac{\text{kW}}{\text{m}^2\text{K}}$ , x es la concentración del zumo en fracción másica y  $T_L$  es la temperatura de ebullición de la disolución de zumo en °C

## **4.1.2 Correlaciones referentes al agua**

Seguidamente, se exponen las correlaciones para propiedades del agua.

### Temperatura y presión de saturación:

Para poder calcular tanto la temperatura como la presión de saturación, una variable a partir de la otra, se ha recurrido a la **Tabla 18** (Engineering ToolBox, 2001) presente en los Anexos, y las funciones se han obtenido mediante interpolación en Matlab.

### Densidad del vapor de agua:

Para conocer como varía la densidad del vapor de agua con la temperatura se ha recurrido a la **Tabla 19** (Engineering ToolBox, 2001) presente en los Anexos, de la cual se ha obtenido la función de densidad mediante interpolación en Matlab.

### Entalpía del agua líquida:

La entalpía del agua líquida viene determinada por la **Tabla 20** (Engineering ToolBox, 2001) presente en los Anexos, esta se ha obtenido mediante ajuste polinómico en  $\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$ . La correlación queda de la siguiente manera:

$$H_L = 1.64248 \cdot 10^{-9} \cdot T^5 - 3.541168551 \cdot 10^{-6} \cdot T^4 + 3.006457103118 \cdot 10^{-3} \cdot T^3 - 1.25417114414787 \cdot T^2 + 261.020973132161 \cdot T - 21791.9965065453 \quad (5)$$

Con un coeficiente de regresión  $R^2 = 0.99889$

Estando la temperatura en grados Kelvin y la entalpía en  $\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$ .

#### Calor latente de vaporización del agua líquida saturada:

De la **Tabla 21** (Engineering ToolBox, 2001), presente en los Anexos, se ha obtenido la función del calor latente de vaporización del agua líquida en  $\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$  mediante ajuste polinómico. El ajuste ha sido el siguiente:

$$H_{\text{latente}} = -5.085 \cdot 10^{-7} \cdot T^4 + 8.394947 \cdot 10^{-4} \cdot T^3 - 0.5135037088 \cdot T^2 + 134.7664500235 \cdot T - 10308.1137476312 \quad (6)$$

Con un coeficiente de regresión  $R^2 = 0.9906$

#### Entalpía de vapor de agua saturado

Para obtener la función de entalpía del vapor de agua saturado se ha utilizado el calor latente de vaporización del agua líquida y la entalpía del agua líquida saturada:

$$H_V(T) = H_{\text{latente}}(T) + H_L(T) \quad (7)$$

Donde las entalpías están en  $\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$  y la temperatura en grados Kelvin.

#### Capacidad calorífica del vapor de agua

La capacidad calorífica del vapor de agua se ha obtenido mediante ajuste polinómico de la **Tabla 22** (Engineering ToolBox, 2001) presente en los Anexos. El ajuste ha resultado:

$$C_p = 4 \cdot 10^{-7} \cdot T^2 + 0.0001 \cdot T + 1.8017 \quad (8)$$

Con un coeficiente de regresión  $R^2 = 0.997$

Donde la capacidad calorífica está en  $\frac{\text{kJ}}{\text{kg K}}$  y la temperatura en grados Kelvin.

#### Capacidad calorífica del agua líquida

Para los cálculos del condensador será necesaria una función que defina la variación de la capacidad calorífica del agua líquida con la temperatura. Para ello se ha recurrido a la **Tabla 23** (Engineering ToolBox, 2001), presentada en los Anexos.

### Entalpía de vapor sobrecalentado

Debido a que habrá corrientes de vapor de agua sobrecalentado, se calcula la función de vapor sobrecalentado a partir de las funciones ya calculadas de vapor de agua saturado y la capacidad calorífica, siendo la diferencia de temperaturas el aumento del punto de ebullición de la disolución de azúcar:

$$H_{\text{vaporsobrecalentado}}(T) = H_V(T) + C_p(T) \cdot EPB(x) \quad (9)$$

Donde las entalpías están en  $\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$ , la temperatura en grados Kelvin, la capacidad calorífica en  $\frac{\text{kJ}}{\text{kg K}}$  y la concentración en fracción másica.

### Diferencia de entalpías entre el vapor y el condensado

Dado que en este proceso el vapor de salida de cada efecto es sobrecalentado debido a la elevación del punto de ebullición, la diferencia de entalpías entre el vapor que entra en un efecto a modo de calefacción y el líquido condensado de salida viene determinada por la siguiente función:

$$\Delta H(x, T) = H_{\text{latente}}(T) + C_p(T) \cdot EPB(x) \quad (10)$$

Donde las entalpías están en  $\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$ , la temperatura en grados Kelvin, la capacidad calorífica en  $\frac{\text{kJ}}{\text{kg K}}$  y la concentración en fracción másica.

## 5 Diseño

En este apartado se van a detallar todas las cuestiones referentes al diseño del evaporador.

### 5.1 Elección del tipo de evaporador y alimentación

El tipo de evaporador que va a utilizarse será evaporador de tubos verticales cortos o evaporador Robert. La razón es que, de acuerdo a bibliografía, es uno de los más utilizados y fiables para concentrar disoluciones de azúcar, o en este caso, de zumo. Además, el producto que se pretende concentrar no es excesivamente sensible al calor, puesto que puede aguantar temperaturas cercanas a 90 °C sin degradarse.

El tipo de alimentación elegido ha sido alimentación directa de forma que el líquido entra diluido por el primer efecto y sale concentrado por el último efecto. La razón es que de esta forma el líquido circula en el sentido de presiones y temperaturas decrecientes, lo que reduce el número de bombas en el sistema generalmente a dos, una para introducir la alimentación en el primer efecto y otra para extraer el producto concentrado del último efecto. Esto puede disminuir los costes en cuanto a equipos se refiere.

Frente a esta opción, trabajar a contracorriente o alimentación inversa supone colocar bombas entre los efectos, que además trabajarán a presiones inferiores a la atmosférica, complicando el proceso mecánicamente. La alimentación mixta, aunque elimina algunas bombas respecto a la alimentación inversa, generalmente seguirá teniendo más que la alimentación directa. Y en cuanto a la alimentación paralela, no es viable por la naturaleza del proceso, ya que esta se utiliza para procesos de cristalización.

### 5.2 Cálculo del área de intercambio de calor del evaporador

Una vez determinada la forma en la que va a trabajar el evaporador, se procede a calcular el área de intercambio de calor de cada uno de los efectos. Para ello se va a tomar como ejemplo un evaporador de 3 efectos, dado que en el apartado 6 se va a realizar un estudio económico y para ello se van a calcular evaporadores de 3, 4 y 5 efectos y compararlos con un evaporador de simple efecto. Se va a suponer que el área de todos los efectos es la misma a la hora de realizar los cálculos sobre un mismo evaporador.

La **Figura 5.1** muestra el esquema de un evaporador de 3 efectos con alimentación directa como el que se va a tomar en este trabajo. La alimentación  $F$  entra en el primer efecto y va concentrándose a medida que pasa por los efectos hasta que finalmente sale del tercer efecto concentrada. De igual forma el vapor vivo entra en el primer efecto saturado y calienta la disolución de zumo del primer efecto hasta su temperatura de ebullición, utilizándose el vapor de agua obtenido como vapor de calefacción del efecto siguiente, estando este vapor sobrecalentado debido a la elevación del punto de ebullición con respecto al agua pura. Por último, el vapor de agua que sale del último efecto se lleva a un condensador.

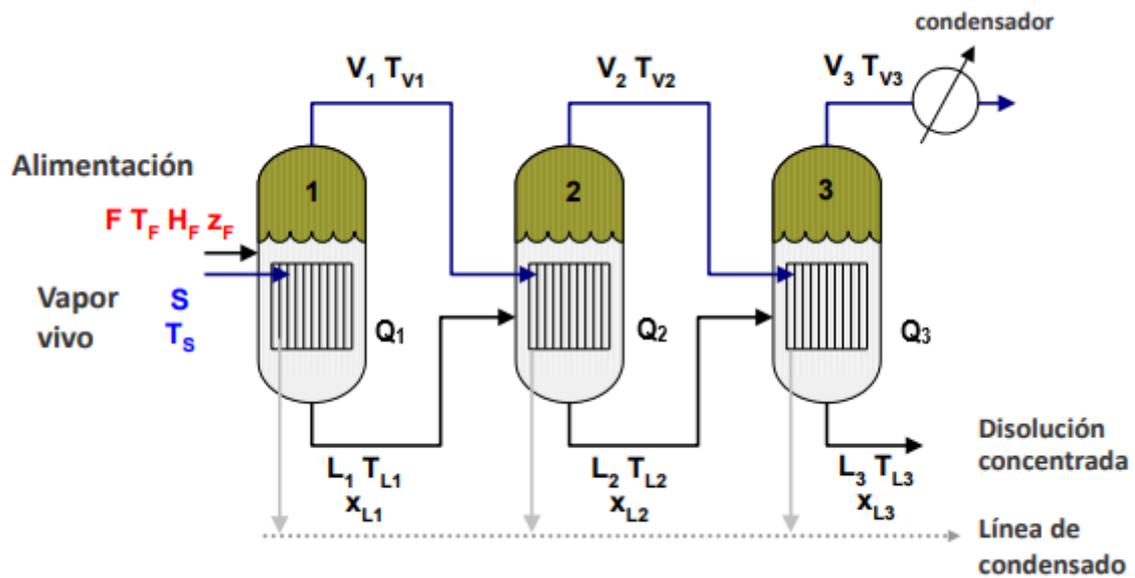


Figura 5.1: Esquema evaporador de 3 efectos alimentación directa

La **Tabla 4** muestra las variables que van a utilizarse, su notación y las unidades de cálculo para los cálculos del evaporador y para los cálculos del condensador.

Tabla 4: Variables de cálculo

Variable	Descripción	Unidades
$F$	Fujo másico de alimentación al primer efecto	$\frac{\text{kg}}{\text{s}}$
$S$	Flujo másico de vapor vivo de entrada al primer efecto	$\frac{\text{kg}}{\text{s}}$
$V_1, V_2 \dots V_{NEF}$	Flujo másico de vapor de salida de cada efecto	$\frac{\text{kg}}{\text{s}}$
$L_1, L_2 \dots L_{NEF}$	Flujo másico de líquido de salida de cada efecto	$\frac{\text{kg}}{\text{s}}$
$V_t$	Sumatorio de todos los flujos másicos de salida de vapor de todos los efectos	$\frac{\text{kg}}{\text{s}}$
$x_F$	Composición del zumo de alimentación	$\frac{w}{w}$

$x_{L1}, x_{L2} \dots x_{LNEF}$	Composición del líquido de salida de cada efecto	$\frac{w}{w}$
$T_S$	Temperatura del vapor vivo de entrada al primer efecto	K
$T_{V1}, T_{V2} \dots T_{VNEF}$	Temperatura de saturación del vapor de salida de cada efecto	K
$T_{L1}, T_{L2} \dots T_{LNEF}$	Temperatura del líquido y vapor de salida de cada efecto	K
$T_F$	Temperatura del líquido de alimentación	K
EPB	Elevación del punto de ebullición	K
$U_1, U_2 \dots U_{NEF}$	Coefficiente global de transmisión de calor en cada efecto	$\frac{kW}{m^2 \cdot K}$
$Q_1, Q_2 \dots Q_{NEF}$	Potencia térmica en cada efecto	kW
$H_F$	Entalpía de la alimentación	$\frac{kJ}{kg}$
$H_{V1}, H_{V2} \dots H_{VNEF}$	Entalpía del vapor de salida en cada efecto	$\frac{kJ}{kg}$
$H_{L1}, H_{L2} \dots H_{LNEF}$	Entalpía del líquido de salida en cada efecto	$\frac{kJ}{kg}$
$H_{latente}$	Calor latente de vaporización del agua	$\frac{kJ}{kg}$
$\Delta H_1, \Delta H_2 \dots \Delta H_{NEF}$	Diferencia de entalpías entre el vapor de entrada a un evaporador y el condensado de salida	$\frac{kJ}{kg}$
$\Delta T_t$	Caída de temperatura total	K
$\Delta T_R$	Caída real de temperatura	K

$\Delta T_1, \Delta T_2 \dots \Delta T_{NEF}$	Caída de temperatura en cada efecto	K
$A$	Área de intercambio de calor	$m^2$
$NEF$	Número de efectos	-
$E$	Economía del evaporador	-
$T_{ref_{ent}}$	Temperatura del agua de refrigeración de entrada al condensador	$^{\circ}C$
$T_{ref_{sal}}$	Temperatura del agua de refrigeración de salida del condensador	$^{\circ}C$
$C_{p_{H_2O}}$	Capacidad calorífica del agua líquida	$\frac{kJ}{kg \cdot K}$
$m_a$	Flujo másico del agua de refrigeración	$\frac{kg}{s}$
$\Delta T_{ml}$	Diferencia de temperaturas media logarítmica en el condensador	$K$
$U_c$	Coefficiente global de transmisión de calor en el condensador	$\frac{kW}{m^2 \cdot K}$
$A_c$	Área de intercambio de calor necesaria en el condensador	$m^2$

A continuación, se detalla la metodología de cálculo para obtener todos los datos del proceso a partir de los datos de operación descritos en el apartado 4. Cabe destacar que el método de cálculo es iterativo y se resolverá por medio de un algoritmo creado con Matlab.

#### Balance de materia total del proceso

En primer lugar, el balance de materia total permite calcular el total de agua evaporada en el proceso:

$$F = V_t + L_3 \quad (11)$$

Se va a suponer en primera instancia que el agua evaporada es la misma en cada efecto. Por tanto:

$$V_1 = V_2 = V_3 = \frac{V_t}{3} \quad (12)$$

### Balances de materia totales en cada efecto

De los balances de materia totales en cada efecto pueden obtenerse los flujos de líquido que salen de cada efecto:

$$\text{Efecto 1} \quad F = L_1 + V_1 \quad (13)$$

$$\text{Efecto 2} \quad L_1 = L_2 + V_2 \quad (14)$$

$$\text{Efecto 3} \quad L_2 = L_3 + V_3 \quad (15)$$

### Balances de materia por componente en cada efecto

Con los balances de materia por componente en cada defecto se calculan las composiciones en cada efecto, dado que no se evapora nada de la disolución de zumo la composición en el vapor es 0, por tanto:

$$F \cdot x_F = L_1 \cdot x_{L1} = L_2 \cdot x_{L2} = L_3 \cdot x_{L3} \quad (16)$$

### Caída total de temperatura

La caída total de temperatura en el proceso completo se calcula con respecto a la temperatura de saturación del vapor que sale del último efecto, por tanto, es la diferencia entre la temperatura del vapor vivo de entrada en el primer efecto y la temperatura de saturación del vapor de salida del último efecto a la presión del último efecto.

$$\Delta T_t = T_s - T_{V3} \quad (17)$$

### Caída real de temperatura

Dado que el punto de ebullición de la disolución de zumo es superior al del agua pura, el vapor que sale de cada efecto es sobrecalentado en vez de saturado, por ello la caída total disponible de temperatura es la diferencia entre la caída total y la suma de la elevación del punto de ebullición con respecto a la temperatura de saturación del agua en cada efecto.

$$\Delta T_R = \Delta T_t - \sum_{i=1}^{NEF} EPB_i \quad (18)$$

### Saltos térmicos en cada efecto

La caída de temperatura real debe repartirse entre los efectos del evaporador, para una primera suposición de este reparto se va a recurrir a los coeficientes globales de transmisión de calor en cada efecto según la relación:

Para  $i = 1: NEF$

$$\Delta T_i = \frac{\Delta T_R \cdot \frac{1}{U_i}}{\sum_{i=1}^{NEF} \frac{1}{U_i}} \quad (19)$$

### Distribución de temperaturas

Una vez supuestas las diferencias de temperatura en cada efecto se pueden conocer todas las temperaturas de cada corriente del proceso:

$$T_{L_1} = T_s - \Delta T_1 \quad (20)$$

Para  $i = 1: (NEF - 1)$

$$T_{V_i} = T_{L_i} - EPB_i \quad (21)$$

$$T_{L_{i+1}} = T_{V_i} - \Delta T_{i+1} \quad (22)$$

### Balances de energía en los efectos

Conociendo las temperaturas de todas las corrientes pueden resolverse los balances de energía de los efectos para saber los flujos de vapor reales en el proceso  $V_1$ ,  $V_2$  y  $V_3$ . En el caso del evaporador de 3 efectos:

#### **Balance en el segundo efecto**

$$(F - V_1) \cdot H_{L_1} + V_1 \cdot \Delta H_{V_1} = (F - V_1 - V_2) \cdot H_{L_2} + V_2 \cdot H_{V_2} \quad (23)$$

#### **Balance en el último efecto**

$$(F - V_1 - V_2) \cdot H_{L_2} + V_2 \cdot \Delta H_{V_2} = L_3 \cdot H_{L_3} + (V_t - V_1 - V_2) \cdot H_{V_3} \quad (24)$$

Siendo  $V_t - V_1 - V_2 = V_3$

### Transmisión de calor en cada efecto

Una vez calculados los flujos de vapor se pueden calcular las potencias térmicas en cada efecto:

$$Q_1 = V_1 \cdot H_{V_1} + (F - V_1) \cdot H_{L_1} - F \cdot H_F \quad (25)$$

Para  $i = 2: NEF$

$$Q_i = V_{i-1} \cdot \Delta H_{V_{i-1}} \quad (26)$$

### Área de intercambio de calor

Con las potencias térmicas en cada efecto se calculan las áreas de intercambio en cada efecto según la ecuación (1).

Para  $i = 1: NEF$

$$A_i = \frac{Q_i}{U_i \cdot \Delta T_i} \quad (27)$$

Dado que las áreas deben ser iguales se establece un error que determine la precisión con que se quiere alcanzar esta igualdad. En este caso la sensibilidad del error es de  $10^{-12}$  para asegurar gran precisión. El error se define como:

Para  $i = 1: NEF$

$$error = \sum_{i=1}^{NEF} \frac{A_i - \bar{A}_i}{\bar{A}_i} \quad (28)$$

Por tanto, si  $error \leq 10^{-12}$  el cálculo se da como válido. En caso contrario se deben recalcular los saltos térmicos en cada efecto, así como las composiciones en todos los efectos menos el último, puesto que esta composición está fijada. El recálculo se lleva a cabo de la siguiente manera:

Para  $i = 1: NEF$

$$\Delta T_i = \Delta T_i \cdot \frac{A_i}{\bar{A}_i} \quad (29)$$

Para  $i = 1: NEF - 1$

$$x_{L_i} = \frac{F \cdot x_F}{F - \sum_{i=1}^i V_i} \quad (30)$$

Con las nuevas composiciones y saltos térmicos se vuelven a calcular los balances de energía, las potencias térmicas y las áreas, hasta que estas sean iguales en la medida que el error indique.

Una vez las áreas convergen y se tiene el resultado se calculan el consumo de vapor vivo, la economía del evaporador y el flujo de vapor en el último efecto:

$$\text{Consumo de vapor vivo} \quad S = \frac{Q_1}{H_{latente}} \quad (31)$$

$$\text{Economía del evaporador} \quad E = \frac{V_t}{S} \quad (32)$$

$$\text{Vapor que va al condensador} \quad V_{NEF} = V_t - \sum_{i=1}^{NEF-1} V_i \quad (33)$$

### 5.3 Balance de energía en el condensador

Una vez conocidos todos los parámetros de la unidad de evaporación se procede a calcular el flujo de agua necesario en el condensador para condensar la corriente de vapor que sale del último efecto.

Al condensador entra la corriente del último efecto como vapor sobrecalentado y sale en forma de líquido saturado. A contracorriente entra al condensador agua fría y sale a una temperatura mayor que la de entrada. Se va a suponer que el agua fría entra a 25 °C y sale a 35 °C con un cambio de temperatura de 10 °C. El balance de energía es el siguiente con el condensador como volumen de control:

$$V_{NEF} \cdot \Delta H_{NEF} = m_a \cdot C_{p_{H_2O}} \cdot (T_{ref_{sal}} - T_{ref_{ent}}) \quad (34)$$

Va a calcularse también el área de intercambio de calor en el condensador, que será de utilidad para el análisis económico. Para ello se hace uso de la ecuación (1). Donde la diferencia de temperaturas es la diferencia de temperaturas media logarítmica teniendo en cuenta que el condensador es a contracorriente.

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{L_{NEF}} - 35) - (T_{V_{NEF}} - 25)}{\ln \frac{(T_{L_{NEF}} - 35)}{(T_{V_{NEF}} - 25)}} \quad (35)$$

El área necesaria es, por tanto:

$$A_c = \frac{V_{NEF} \cdot \Delta H_{NEF}}{U_c \cdot \Delta T_{ml}} \quad (36)$$

Teniendo en cuenta que el coeficiente global de transmisión de calor para el condensador en estas condiciones es aproximadamente  $2555 \frac{\text{kW}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$ .

#### 5.4 Resultados del cálculo iterativo

Se presentan en este apartado los resultados del algoritmo de cálculo para evaporadores de 3, 4 y 5 efectos ya que según la bibliografía es entre este número de efectos entre los que se suele trabajar en esta industria y por tanto sobre los que se va a centrar el estudio. Se compararán los resultados con un evaporador de simple efecto.

En primer lugar, se comparan los parámetros que son comunes para todos los evaporadores y los que generalmente son de mayor importancia para el diseño. La **Tabla 5** muestra los valores de área de intercambio de calor, consumo de vapor vivo, consumo de agua de refrigeración en el condensador, área de intercambio en el condensador y economía para cada uno de los evaporadores estudiados. Los resultados son lógicos, ya que puede observarse como el consumo de vapor vivo es menor cuanto mayor es el número de efectos, esto es debido a que cuantos más efectos hay el calor total a intercambiar y transmitir al zumo se reparte más y por tanto en el primer efecto la potencia térmica necesaria para calentar la alimentación será menor a medida que se añaden efectos. Como consecuencia directa de esto, la economía aumenta con el número de efectos, ya que esta es inversamente proporcional al consumo de vapor vivo. El consumo de agua de refrigeración también es menor cuanto mayor es el número de efectos, debido a que el agua total evaporada es constante, independientemente del número de efectos, de esta forma con mayor número de efectos más tiene que repartirse este agua evaporada entre ellos y por tanto menor será el caudal de vapor de salida de cada efecto de un evaporador que tenga más efectos que otro, así el caudal de vapor del último efecto a condensar será menor y por tanto se necesitará un menor caudal de agua de refrigeración en el condensador y por tanto un menor área de intercambio en el mismo, como puede observarse. Por último, el área de intercambio de calor en un evaporador individual disminuye con el número de efectos, ya que cuantos más efectos más puede repartirse el área entre ellos.

Tabla 5: Comparación parámetros evaporadores

Parámetro	Evaporador de Simple efecto	Evaporador de 3 efectos	Evaporador de 4 efectos	Evaporador de 5 efectos
$A \text{ (m}^2\text{)}$	9.65	5.15	4.88	4.79
$S \left(\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right)$	559.59	233.31	191.55	166.40
$m_a \left(\frac{\text{m}^3}{\text{h}}\right)$	29.24	10.20	7.83	6.42
$A_c \text{ (m}^2\text{)}$	9.27	3.23	2.48	2.03
$E$	0.88	2.11	2.57	2.96

La **Figura 5.2** muestra gráficamente los resultados mostrados en la tabla **Tabla 5** a excepción del área del condensador y de la economía, puesto que estos son consecuencia directa del agua de refrigeración y del consumo de vapor vivo respectivamente. Se observa la caída de consumo de vapor vivo, de uso de agua de refrigeración y de área necesaria en el evaporador de los evaporadores de múltiple efecto con respecto al de simple efecto, como era de esperar por lo explicado en la **Tabla 5**.

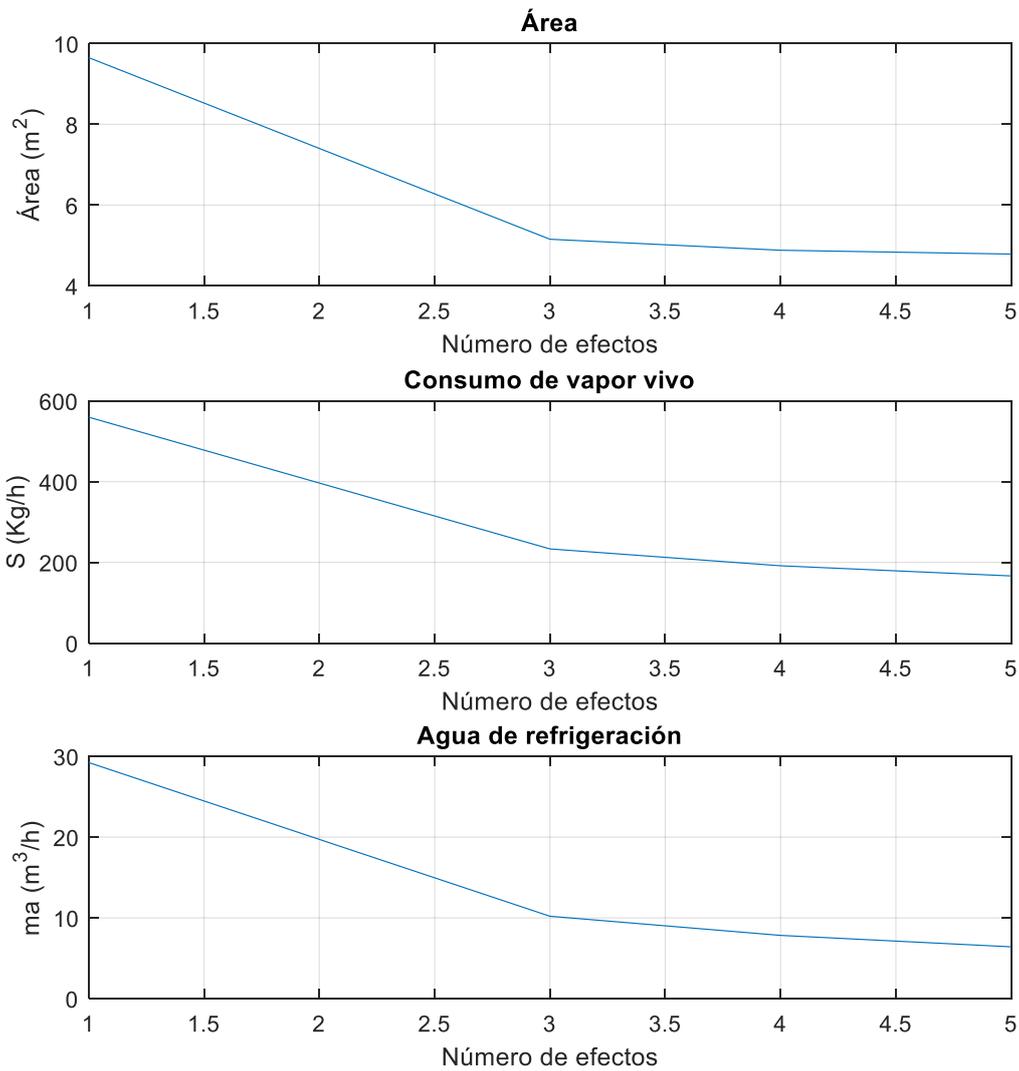


Figura 5.2: Comparación efectos

#### 5.4.1 Resolución del evaporador de simple efecto

En este apartado se mostrarán los resultados de los parámetros que son característicos del evaporador de simple efecto.

La **Tabla 6** muestra los resultados del evaporador de simple efecto.

Tabla 6: Resultados evaporador de simple efecto

Parámetro	Primer efecto
$L \left( \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right)$	135.1
$V \left( \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right)$	492
$x_L (\%)$	65
$Q (\text{kW})$	345.5
$T_V (\text{K})$	40
$T_L (\text{K})$	48.25

#### 5.4.2 Resolución del evaporador de 3 efectos

En este apartado se mostrarán los resultados de los parámetros que son característicos de cada efecto dentro del evaporador de 3 efectos.

La **Tabla 7** muestra los resultados obtenidos para cada uno de los efectos del evaporador de 3 efectos.

Tabla 7: Resultados evaporador de 3 efectos

Parámetro	Primer efecto	Segundo efecto	Tercer efecto
$L \left( \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right)$	470.4	306.7	135.1
$V \left( \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right)$	156.7	163.7	171.7
$x_L(\%)$	18.66	28.62	65
$Q(\text{kW})$	144.1	98.7	105.0
$T_V(\text{K})$	92.29	80.40	40
$T_L(\text{K})$	92.91	81.48	48.25

### 5.4.3 Resolución del evaporador de 4 efectos

En este apartado se mostrarán los resultados de los parámetros que son característicos de cada efecto dentro del evaporador de 4 efectos.

La **Tabla 8** muestra los resultados obtenidos para el evaporador de 4 efectos.

Tabla 8: Resultados evaporador de 4 efectos

Parámetro	Primer efecto	Segundo efecto	Tercer efecto	Cuarto efecto
$L \left( \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right)$	512.5	392.3	266.8	135.1
$V \left( \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right)$	114.6	120.2	125.5	131.8
$x_L(\%)$	17.13	22.38	32.90	65
$Q(\text{kW})$	118.3	72.0	76.4	81.2
$T_V(\text{K})$	94.90	85.78	74.51	40
$T_L(\text{K})$	93.47	86.55	75.89	48.25

#### 5.4.4 Resolución del evaporador de 5 efectos

En este apartado se muestran los resultados obtenidos para el evaporador de 5 efectos.

La **Tabla 9** muestra los resultados calculados con el algoritmo para el evaporador de 5 efectos.

Tabla 9: Resultados evaporador de 5 efectos

<b>Parámetro</b>	<b>Primer efecto</b>	<b>Segundo efecto</b>	<b>Tercer efecto</b>	<b>Cuarto efecto</b>	<b>Quinto efecto</b>
$L \left( \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right)$	537.8	444.3	345.8	243.0	135.1
$V \left( \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right)$	89.2	93.6	98.5	102.8	107.9
$x_L(\%)$	16.32	19.76	25.39	36.13	65
$Q(\text{kW})$	102.7	56.0	59.2	63.1	66.9
$T_V(\text{K})$	94.82	88.65	81.05	70.32	40
$T_L(\text{K})$	95.37	89.31	81.96	71.97	48.25

## 6 Estudio económico

Para determinar qué número de efectos es el óptimo para el evaporador objeto de estudio se van a analizar económicamente los evaporadores calculados y ver cuál de ellos presenta un menor coste general. Para este análisis se va a emplear el método de factorización. En el análisis solo va a tenerse en cuenta los costes referentes a equipos y servicios, ya que, si se tiene en cuenta todo el aspecto de negocio, este puede enmascarar la diferencia de costes entre utilizar un evaporador u otro.

### 6.1 Método de factorización

En este apartado se va a describir la metodología de estimación de costes y se van a desglosar los costes en fijos y variables, aunque primero se determinará el coste fijo de inversión inicial. El método utilizado es el método factorial, que consiste en aplicar factores para diferentes aspectos del coste en referencia a la inversión de la planta en sí y al coste de inversiones adicionales para poder calcular el coste de la inversión de capital fijo inicial.

#### 6.1.1 Coste fijo de inversión inicial (CAPEX)

El coste fijo de inversión inicial es el coste total de diseñar, construir e instalar una planta, además de los preparativos oportunos para que la ubicación de la planta esté lista. Este coste se desglosa en 4 componentes principales:

- **ISBL o C**: La inversión de la planta como tal, que supone los costes de adquisición e instalación de todos los equipos que forman la planta.
- **OSBL o C<sub>IA</sub>**: Llamado inversiones adicionales, supone las modificaciones que deban realizarse en la infraestructura de la planta. Este suele calcularse como una proporción de los costes de inversión  $C$ , normalmente entre un 20% y un 50% de los mismos.
- **C<sub>IC</sub>**: Costes de ingeniería y construcción. Estos suelen contabilizarse como un 30% del coste de inversión de la planta  $C$  más el coste de inversión adicional  $C_{IA}$  para proyectos pequeños y como un 10% para proyectos más grandes.
- **C<sub>CON</sub>**: Cargos de contingencia. Estos suelen suponer un mínimo del 10% del coste de inversión de la planta  $C$  más el coste de inversión adicional  $C_{IA}$ . Estos son más elevados cuanto más incierta es la tecnología. Sin embargo, este no es el caso de la evaporación.

Sin embargo, solo va a tenerse en cuenta la inversión de la planta en sí, por los motivos explicados anteriormente.

##### 6.1.1.1 Coste de compra de equipos

En este caso para determinar el coste de equipos se recurre a la ecuación (37), que se basa en valores tabulados en la **Tabla 10** (Towler & Sinnott, 2013):

$$C_C = a + b \cdot S^n \quad (37)$$

Donde:

$C_C$  es el coste del equipo en base a enero de 2010 ( $CEPCI = 532.9$ ) y con acero al carbono como material de construcción en \$

$a$  y  $b$  son constantes de la **Tabla 10**

$S$  es el parámetro de tamaño utilizado, siguiendo las unidades de la **Tabla 10**

$n$  es el exponente para el tipo de equipo elegido

En este caso el tipo de equipo es evaporadores de tubos verticales (*evaporators-vertical tube*) e intercambiador de tubo en forma de U para el condensador (*exchangers-U-tube Shell and tube*). Los parámetros utilizados son el área de intercambio de calor en  $m^2$  para cada equipo respectivamente.

Tabla 10: Tabla de estimación de costes para equipos de ingeniería química

Equipment	Units for Size, S	$S_{lower}$	$S_{upper}$	$a$	$b$	$n$
<i>Dryers</i>						
Direct contact Rotary	$m^2$	11	180	15,000	10,500	0.9
Atmospheric tray batch	area, $m^2$	3.0	20	10,000	7,900	0.5
Spray dryer	evap rate kg/h	400	4,000	410,000	2,200	0.7
<i>Evaporators</i>						
Vertical tube	area, $m^2$	11	640	330	36,000	0.55
Agitated falling film	area, $m^2$	0.5	12	88,000	65,500	0.75
<i>Exchangers</i>						
U-tube shell and tube	area, $m^2$	10	1,000	28,000	54	1.2
Floating head shell and tube	area, $m^2$	10	1,000	32,000	70	1.2
Double pipe	area, $m^2$	1.0	80	1,900	2,500	1.0
Thermosiphon reboiler	area, $m^2$	10	500	30,400	122	1.1
U-tube Kettle reboiler	area, $m^2$	10	500	29,000	400	0.9
Plate and frame	area, $m^2$	1.0	500	1,600	210	0.95
<i>Filters</i>						
Plate and frame	capacity, $m^3$	0.4	1.4	128,000	89,000	0.5
Vacuum drum	area, $m^2$	10	180	-73,000	93,000	0.3
<i>Furnaces</i>						
Cylindrical	duty, MW	0.2	60	80,000	109,000	0.8
Box	duty, MW	30	120	43,000	111,000	0.8
<i>Packings</i>						
304 ss Raschig rings	$m^3$			0	8,000	1.0
Ceramic intalox saddles	$m^3$			0	2,000	1.0
304 ss Pall rings	$m^3$			0	8,500	1.0
PVC structured packing	$m^3$			0	5,500	1.0
304 ss structured packing	$m^3$			0	7,600	1.0
<i>Pressure vessels</i>						
Vertical, cs	shell mass, kg	160	250,000	11,600	34	0.85
Horizontal, cs	shell mass, kg	160	50,000	10,200	31	0.85

Cabe destacar que el coste de equipo referente al evaporador se definirá como  $NEF \cdot C_C$  ya que se trata de varios efectos y el coste para cada efecto es el mismo puesto que son iguales dimensionalmente.

Una vez calculado el precio de los equipos se procede a calcular el coste de inversión de la planta  $C$  según la ecuación (38) (Towler & Sinnott, 2013):

$$C = \sum_{i=1}^M C_{C_i} \cdot \left( (1 + f_p) \cdot f_m + (f_{er} + f_{el} + f_i + f_c + f_s + f_l) \right) \quad (38)$$

Donde:

$C_{C_i}$  es el coste de un equipo comprado en acero al carbono en \$

M es el número total de equipos

$f_p$  es el factor de instalación para tuberías

$f_{er}$  es el factor de instalación para montaje de equipos

$f_{el}$  es el factor de instalación para trabajos eléctricos

$f_i$  es el factor de instalación para instrumentación y control de procesos

$f_c$  es el factor de instalación para obras de ingeniería civil

$f_s$  es el factor de instalación para estructuras y edificios

$f_l$  es el factor de instalación para revestimiento, pintura y aislamiento

La **Tabla 11** (Towler & Sinnott, 2013) muestra los diferentes tipos de factores para la estimación del coste de la planta según el tipo de proceso, en este caso se tomarán los factores de la columna de fluidos (*fluids*).

Tabla 11: Factores para la estimación de costes

Item	Process Type		
	Fluids	Fluids-Solids	Solids
Major equipment, total purchase cost	$C_e$	$C_e$	$C_e$
$f_{er}$ Equipment erection	0.3	0.5	0.6
$f_p$ Piping	0.8	0.6	0.2
$f_i$ Instrumentation and control	0.3	0.3	0.2
$f_{el}$ Electrical	0.2	0.2	0.15
$f_c$ Civil	0.3	0.3	0.2
$f_s$ Structures and buildings	0.2	0.2	0.1
$f_l$ Lagging and paint	0.1	0.1	0.05
ISBL cost, $C = \Sigma C_e \times$	3.3	3.2	2.5
Offsites (OS)	0.3	0.4	0.4
Design and Engineering (D&E)	0.3	0.25	0.2
Contingency (X)	0.1	0.1	0.1
Total fixed capital cost $C_{FC} = C(1 + OS)(1 + D\&E + X)$			
$= C \times$	1.82	1.89	1.82
$= \Sigma C_e \times$	6.00	6.05	4.55

La **Tabla 12** (Towler & Sinnott, 2013) muestra los factores para corregir el material de acero al carbono al deseado. En este caso se utilizará 316 *stainless steel* ya que es el que se suele utilizar en procesos que involucren jugos de frutas para facilitar la labor de limpieza, ya que los evaporadores destinados a la industria alimenticia deben ser limpiados con agua, sosa cáustica y ácidos. Esto supone que el material debe soportar la acción de limpieza sin sufrir corrosión.

Tabla 12: Factores de corrección según el material de utilización

Material	$f_m$
Carbon steel	1.0
Aluminum and bronze	1.07
Cast steel	1.1
304 stainless steel	1.3
316 stainless steel	1.3
321 stainless steel	1.5
Hastelloy C	1.55
Monel	1.65
Nickel and Inconel	1.7

De esta forma, en este caso el CAPEX se define como:

$$CAPEX = C \quad (39)$$

Dado que este valor está referenciado a enero de 2010 se debe corregir al año más cercano posible al actual, que en este caso es 2018 de acuerdo al *CEPCI* (*Chemical Engineering Plant Cost Index*) según la siguiente expresión:

$$C_{2018} = C_{2010} \cdot \frac{CEPCI_{2018}}{CEPCI_{2010}} \quad (40)$$

La **Tabla 13** muestra los diferentes *CEPCI* para los años desde 2011 hasta 2018, mostrados en los Anexos.

Tabla 13: Valores de *CEPCI* según año

Año	<i>CEPCI</i>
2011	585.7
2012	584.6
2013	567.3
2014	576.1
2015	556.8
2016	541.7
2017	567.5
2018	603.1

Cabe destacar que la mayoría de los datos recogidos de costes de plantas y equipos están referidos o bien a la Costa del Golfo de los Estados Unidos o bien al Noroeste de Europa, puesto que son

las zonas con mayor actividad de industria química. Por tanto, se tendrá en cuenta el cambio de moneda de \$ a €.

### 6.1.2 Costes fijos

Este tipo de costes es independiente de la tasa de producción de la planta. En este caso el coste viene determinado por la amortización de los equipos.

#### Amortización

El coste de capital va a contabilizarse como una carga de capital anual, suponiendo los pagos regulares de intereses y amortización un coste fijo para el proyecto. Esta carga será una parte del capital que debe pagarse para recuperar totalmente el capital y los intereses acumulados durante la vida de la inversión inicial.

Se tomarán 20 años para amortizar completamente la inversión inicial, con un interés del 10%. Tomando como referencia los datos de la agencia tributaria nacional para este tipo de instalaciones (Agencia Tributaria Española, s.f.).

De esta forma se calcula el factor de recuperación de capital:

$$C_{RF} = \frac{(1+i)^{ny} - 1}{i \cdot (1+i)^{ny}} \quad (41)$$

Donde:

$C_{RF}$  es el factor de recuperación de capital

$ny$  es el número de años para amortizar la inversión inicial

$i$  es el interés del dinero en tanto por uno

De forma que la carga anual impuesta como coste fijo es:

$$C_{amort} = \frac{CAPEX}{C_{RF}} \quad (42)$$

Donde:

$C_{amort}$  es el coste anual de amortización en  $\frac{\$}{\text{año}}$

### 6.1.3 Costes variables

En este apartado se desglosan los costes variables, los cuales son proporcionales a la tasa de producción. En este caso los costes variables o de operación vienen definidos por los servicios generales requeridos por la instalación.

#### Costes del vapor vivo

Se establece el vapor vivo que alimenta el primer evaporador con un coste unitario de  $0.1 \frac{\$}{\text{kg}}$  de acuerdo a la evolución a lo largo de los años según bibliografía (Intratec, 2019).

Por tanto, el coste del vapor vivo saturado anual se obtiene según la ecuación (43):

$$C_{svapor\ anual} = C_{svapor} \cdot S \cdot 120 \cdot 3600 \cdot 24 \quad (43)$$

Donde:

$C_{svapor}$  es el precio unitario del vapor vivo en  $\frac{\$}{kg}$

$C_{svapor\ anual}$  es el coste del vapor en  $\frac{\$}{año}$

### Coste del agua de refrigeración

Teniendo en cuenta que el precio del agua de refrigeración se establece en  $0.15 \frac{\$}{m^3}$  de acuerdo con la evolución del precio según bibliografía (Intratec, 2019), el coste anual del agua utilizada en el condensador se define como:

$$C_{sagua\ anual} = C_{sagua} \cdot S \cdot 120 \cdot 3600 \cdot 24 \quad (44)$$

Donde:

$C_{sagua}$  es el precio unitario del vapor vivo en  $\frac{\$}{Kg}$

$C_{sagua\ anual}$  es el coste del vapor en  $\frac{\$}{año}$

### 6.1.4 Tasa de cambio

Dado que el proyecto se realiza dentro de la Comunidad Económica Europea la moneda se debe pasar a €. Para ello se tomará una tasa de cambio de  $0.88 \frac{€}{\$}$ . De esta forma, todos los costes e ingresos calculados en el apartado 6.1 se deben multiplicar por esta tasa para obtener la equivalencia en la moneda de la CEE.

## 6.2 Resultados del estudio económico

Se muestra en este apartado los resultados obtenidos del análisis de costes, y se contrastan los costes fijos, los costes de operación y los costes totales entre los evaporadores. La **Tabla 14** muestra los resultados obtenidos.

Tabla 14: Estudio económico comparativo

<b>COSTES FIJOS</b>				
<b>Tipo de coste</b>	<b>Evaporador de simple efecto <math>\frac{\text{€}}{\text{año}}</math></b>	<b>Evaporador de 3 efectos <math>\frac{\text{€}}{\text{año}}</math></b>	<b>Evaporador de 4 efectos <math>\frac{\text{€}}{\text{año}}</math></b>	<b>Evaporador de 5 efectos <math>\frac{\text{€}}{\text{año}}</math></b>
Amortización	67546	129220	150460	172700
<b>Total</b>	67546	129220	150460	172700
<b>COSTES VARIABLES</b>				
<b>Tipo de coste</b>	<b>Evaporador de simple efecto <math>\frac{\text{€}}{\text{año}}</math></b>	<b>Evaporador de 3 efectos <math>\frac{\text{€}}{\text{año}}</math></b>	<b>Evaporador de 4 efectos <math>\frac{\text{€}}{\text{año}}</math></b>	<b>Evaporador de 5 efectos <math>\frac{\text{€}}{\text{año}}</math></b>
Vapor vivo	141820	59130	48546	42173
Agua de refrigeración	11116	3879	2977	2439
<b>Total</b>	152940	63008	51523	44612
<b>COSTE TOTAL <math>\frac{\text{€}}{\text{año}}</math></b>				
<b>Evaporador de simple efecto <math>\frac{\text{€}}{\text{año}}</math></b>	<b>Evaporador de 3 efectos <math>\frac{\text{€}}{\text{año}}</math></b>	<b>Evaporador de 4 efectos <math>\frac{\text{€}}{\text{año}}</math></b>	<b>Evaporador de 5 efectos <math>\frac{\text{€}}{\text{año}}</math></b>	
220485	192225	201985	217316	

La **Figura 6.1** muestra de forma gráfica los resultados obtenidos en la **Tabla 14**. Se observa como los costes fijos aumentan con el número de efectos, puesto que a medida que se añaden efectos se ha de comprar un evaporador adicional y esto aumenta el coste de inversión inicial que repercute directamente sobre la amortización en la cual se basa el coste fijo expuesto. Los costes de operación disminuyen con el número de efectos, ya que cuantos más efectos se utilizan menor es el consumo de vapor vivo y de agua de refrigeración, aumentando por tanto la economía del evaporador. Los costes totales suponen la suma de ambos y se observa como el evaporador de 3 efectos presenta el menor coste de los expuestos, siendo por tanto el evaporador óptimo a elegir. Cabe destacar que el evaporador de simple efecto es el que más coste supone, pudiendo justificar

así el uso de la evaporación de múltiples efectos en este caso frente a un simple efecto y verificando las recomendaciones de la bibliografía.

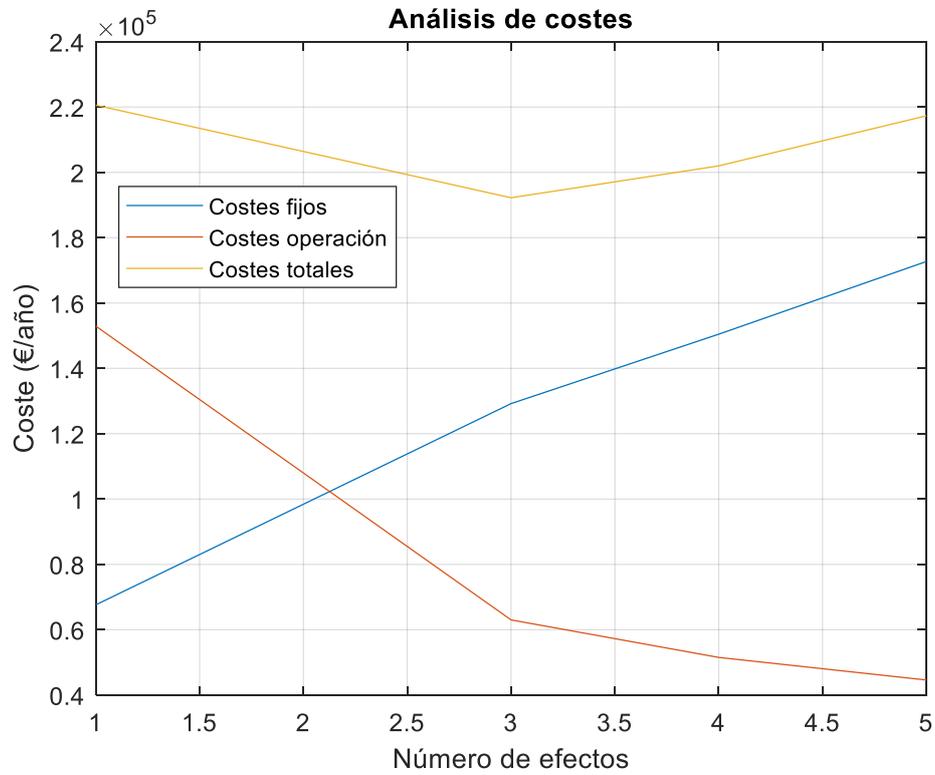


Figura 6.1: Análisis de costes con respecto al número de efectos

## 7 Diseño mecánico

En este apartado se detallará el diseño mecánico y se dimensionará el evaporador óptimo resultante del estudio económico, en este caso el evaporador de 3 efectos. Se va a considerar que todos los efectos se dimensionan igual, tomando como referencia de diseño aquel efecto que sea más desfavorable, sobre todo en cuanto a corrientes de vapor. En este caso, de los tres efectos se tomará el último efecto, ya que es el que presenta una tasa de vaporización mayor.

El diseño va a desglosarse en cada uno de los componentes del evaporador y posteriormente se detallará el esquema del evaporador y como se ven reflejadas sus dimensiones.

El diseño mecánico se basa en la metodología empleada por (Sugar Process Technologies, s.f.).

### 7.1 Número de tubos

En primer lugar, se calculan el número de tubos del evaporador. Para ello primero debe calcularse el diámetro medio del tubo:

$$D_m = D_{ext} - e_{tubo} \quad (45)$$

Donde:

$D_m$  es el diámetro medio del tubo en m

$D_{ext}$  es el diámetro exterior del tubo en m

$e_{tubo}$  es el espesor del tubo

Seguidamente se calcula la longitud efectiva del tubo:

$$L = L_{tubo} - 2 \cdot e_{estruc. tubos} - 2 \cdot expan_{tubo} \quad (46)$$

Donde:

$L$  es la longitud efectiva del tubo m

$e_{estruc. tubos}$  es el espesor de la estructura que contiene los tubos en m

$expan_{tubo}$  es la permisividad de expansión del tubo en m

Por último, puede calcularse el número de tubos.

$$N = \frac{A}{\pi \cdot D_m \cdot L} \quad (47)$$

Donde:

$N$  es el número de tubos

$A$  es el área de intercambio de calor en  $m^2$

## 7.2 Placa de tubos

La placa de tubos es la estructura que da estabilidad mecánica a los tubos frente a sobrepresiones y cambios de temperatura.

Primero se calcula el paso del tubo:

$$paso = D_{ext} + Ligament + h_{tubos} + h_{agujero} \quad (48)$$

Donde:

$paso$  es el paso del tubo en m

$h_{tubos}$  es la separación entre tubos en m

$h_{agujero}$  es el espacio libre del agujero m

$Ligament$  es el material entre dos agujeros de tubo en m

Seguidamente se calcula el área que ocupan los tubos:

$$A_{tubos} = \frac{0.866 \cdot paso^2 \cdot N}{\beta} \cdot extra \quad (49)$$

Donde:

$A_{tubos}$  es el área ocupada por los tubos en  $m^2$

$\beta$  es un factor proporcional

$extra$  es un coeficiente para aumentar el área en caso de necesitar más espacio

Teniendo en cuenta que la estructura es cilíndrica se calcula el diámetro de la placa de tubos:

$$D_{placa} = \sqrt{\frac{(A_{tubos} \cdot 4)}{\pi}} \quad (50)$$

## 7.3 Toma del zumo y corrección del diámetro de la placa

La toma del zumo se utiliza para recolectar el zumo concentrado y transportarlo hasta el siguiente evaporador o al exterior en caso de ser el último evaporador.

El diámetro de la toma se calcula:

$$D_{toma} = \frac{D_{placa} \cdot \%_{toma}}{100} \quad (51)$$

Donde:

$D_{toma}$  es el diámetro de la toma en m

$D_{placa}$  es el diámetro de la placa calculado en el apartado 7.2 en m

$\%_{toma}$  es el porcentaje del diámetro de la toma respecto al diámetro de la placa de tubos

Con el diámetro de la toma, suponiendo que es cilíndrica, se calcula el área de la toma y se calcula el nuevo diámetro de la placa de tubos:

$$D_{placa\ final} = \frac{(A_{tubos} + A_{toma}) \cdot 4}{\pi} \quad (52)$$

Donde:

$D_{placa\ final}$  es el diámetro de la placa de tubos corregido en m

Este diámetro supone el diámetro general del evaporador.

## 7.4 Entrada de vapor

La entrada de vapor es la abertura cilíndrica por donde entra el vapor vivo en el primer efecto, o el vapor del efecto anterior en los demás efectos.

En primer lugar, se calcula el caudal volumétrico de vapor:

$$q_{vapor\ entrada} = V \cdot v_{vapor\ entrada} \quad (53)$$

Donde:

$q_{vapor\ entrada}$  es el caudal volumétrico de vapor de entrada en  $\frac{m^3}{s}$

$V$  es el flujo de vapor de salida en  $\frac{kg}{s}$

$v_{vapor\ entrada}$  es el volumen específico del vapor de entrada en  $\frac{m^3}{kg}$

Seguidamente se calcula el diámetro de la entrada de vapor:

$$D_{entrada\ vapor} = \sqrt{\frac{q_{vapor\ entrada} \cdot 4}{v_{vapor\ entrada} \cdot \pi}} \quad (54)$$

Donde:

$v_{vapor\ entrada}$  la velocidad del vapor de entrada en  $\frac{m}{s}$

$D_{entrada\ vapor}$  es el diámetro de la entrada de vapor en m

## 7.5 Diámetro de la calandria en la zona de entrada de vapor

La calandria supone el conjunto de los tubos y la carcasa. En este apartado se define el diámetro en la zona de entrada del vapor, el cual será un poco mayor que el diámetro general del evaporador debido a la entrada de vapor.

Para calcularlo en primer lugar se calcula el área de la entrada de vapor a partir del diámetro de la entrada de vapor ( $D_{entrada\ vapor}$ ) teniendo en cuenta que la entrada es cilíndrica. Debe conocerse también la altura a la que se encuentra la entrada de vapor, se tomará la longitud efectiva de los tubos ( $L$ ).

Con ambos parámetros se calcula la anchura de la entrada de vapor, es decir, el espacio transversal que ocupa:

$$a_{entrada\ vapor} = \frac{A_{entrada\ vapor}}{h_{entrada\ vapor}} \quad (55)$$

Donde:

$a_{entrada\ vapor}$  es la anchura en m

$A_{entrada\ vapor}$  es el área de la entrada de vapor en  $m^2$

$h_{entrada\ vapor}$  es la altura de la entrada de vapor en m

Por último, se calcula el diámetro de la calandria:

$$D_{calandria} = D_{placa\ final} + a_{entrada\ vapor} \quad (56)$$

## 7.6 Salida de vapor

La salida de vapor es la abertura por la cual el vapor extraído sale de un efecto al siguiente, o al condensador en caso de ser el último efecto.

En primer lugar, se calcula el caudal volumétrico de vapor de salida:

$$q_{vapor\ salida} = \frac{A \cdot V_{rat} \cdot v_{vapor\ salida}}{3600} \quad (57)$$

Donde:

$q_{vapor\ salida}$  es el caudal volumétrico de vapor de salida en  $\frac{m^3}{s}$

$V_{rat}$  es el ratio de evaporación en  $\frac{kg}{h \cdot m^2}$

$v_{vapor\ salida}$  es el volumen específico del vapor de salida en  $\frac{m^3}{kg}$

Conociendo el caudal volumétrico se calcula el diámetro de la salida de vapor según la ecuación (58):

$$D_{salida\ vapor} = \sqrt{\frac{q_{vapor\ salida}}{0.785 \cdot v_{vapor\ salida}}} \quad (58)$$

Donde:

$v_{vapor\ salida}$  la velocidad del vapor de salida en  $\frac{m}{s}$

$D_{salida\ vapor}$  es el diámetro de la salida de vapor en m

## 7.7 Línea de condensado

La línea de condensado es la salida de condensado del evaporador.

Para calcular el diámetro de la salida de condensado primero se calcula el caudal volumétrico de condensado:

$$q_{cond} = \frac{1.1 \cdot V_{cond}}{\rho_{agua} \cdot 3600} \quad (59)$$

Donde:

$q_{cond}$  es el caudal volumétrico de condensado en  $\frac{m^3}{s}$

$V_{cond}$  es el flujo másico de condensado en  $\frac{kg}{h}$

$\rho_{agua}$  es la densidad del agua

En este caso se considera una línea de condensado, se calcula el diámetro de esta línea:

$$D_{cond} = \sqrt{\frac{q_{cond}}{0.785 \cdot v_{cond}}} \quad (60)$$

Donde:

$D_{cond}$  es el diámetro de la línea de condensado en m

$v_{cond}$  es la velocidad del condensado en  $\frac{m}{s}$

## 7.8 Espacio de vapor

El espacio de vapor es la zona superior desde la zona de tubos hasta el límite superior del evaporador.

Para calcular la altura de esta zona se toma un factor para multiplicar por la longitud del tubo:

$$h = f_h \cdot L_{tubo} \quad (61)$$

## 7.9 Espesor de la calandria y de la carcasa

Para calcular el espesor de la calandria y de la carcasa se recurre a la ecuación (62):

$$e_c = \frac{(P \cdot D_i)}{2 \cdot F \cdot J - P} + C \quad (62)$$

Donde:

$e_c$  es el espesor en m

$P$  es la máxima presión soportable en  $\frac{kg}{cm^2}$

$D_i$  es el diámetro interior de la calandria en m

$F$  es el estrés soportable en  $\frac{kg}{cm^2}$

$J$  es la eficiencia de las juntas

$C$  es la permisividad a la corrosión en m

## 7.10 Espesor de la placa de tubos

En este apartado se calcula el espesor que tendrá la estructura que soporta los tubos.

Para calcular el espesor primero se debe calcular un factor de seguridad que a su vez viene determinado por una constante  $K$ .

$$K = \frac{E_s \cdot e_c \cdot (D_{calandria} - e_c)}{N \cdot E_t \cdot e_{tubo} \cdot (D_{ext} - e_{tubo})} \quad (63)$$

Donde:

$K$  es la constante para calcular el factor de seguridad

$E_s$  es un factor especial en  $\frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$

$E_t$  es un factor especial en  $\frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$

$e_c$  es el espesor de la carcasa de la calandria

Una vez calculado  $K$  se calcula el factor de seguridad:

$$f = \sqrt{\frac{K}{2 + 3 \cdot K}} \quad (64)$$

Y por último se calcula el espesor de la placa

$$e_{placa} = f \cdot D_i \cdot \sqrt{\frac{0.25 \cdot P}{F}} + C \quad (65)$$

Donde los parámetros  $D_i$ ,  $P$ ,  $F$  y  $C$  tienen el mismo significado que en la ecuación (62)

## 7.11 Diámetro de la zona superior

La zona superior es la zona por la cual entra el vapor de calefacción, para calcular su diámetro se necesita su área transversal, que se suele tomar como el doble del área de la entrada de vapor.

$$A_{zs} = f_{zs} \cdot \frac{D_{salida\ vapor}^2 \cdot \pi}{4} \quad (66)$$

Donde:

$A_{zs}$  es el área de la zona superior en  $m^2$

$f_{zs}$  es el factor por el que se multiplica el área de la entrada de vapor

Con el área y teniendo en cuenta que la zona es cilíndrica se calcula el diámetro de la misma.

## 7.12 Diámetro de la zona inferior

El diámetro de la zona más baja del evaporador  $D_{zi}$  se toma como un 25% del diámetro general del evaporador  $D_{placa\ final}$ .

## 7.13 Altura de las zonas cónicas superior e inferior

La altura de la zona cónica previa a la zona superior se calcula de acuerdo a la ecuación (67):

$$h_{cono} = \tan \theta_s \cdot \frac{D_{calandria} - D_{zs}}{2} \quad (67)$$

Donde:

$h_{cono}$  es la altura de la zona superior en m

$D_{zs}$  es el diámetro de la zona superior en m

$\theta_s$  es el ángulo de la zona cónica superior en radianes

La altura de la zona cónica posterior a la zona de tubos se calcula según la ecuación (68):

$$h_{cono\ inferior} = \tan \theta_i \cdot \frac{D_{calandria} - D_{zi}}{2} \quad (68)$$

## 7.14 Tiempo de residencia de la disolución

En este apartado va a estimarse el tiempo que la disolución permanece en cada uno de los efectos, tomando como base el tercer efecto, es decir, el más desfavorable. El tiempo de residencia puede ser clave para determinar si la disolución a concentrar se verá degradada o no.

En primer lugar, se calcula la fracción de vapor con respecto a la alimentación del efecto elegido, como indica la ecuación (69) :

$$y = \frac{V_3}{L_2} \quad (69)$$

Seguidamente, se debe determinar la fracción de volumen de líquido según la ecuación (70) (SPX, 2008):

$$R_L = 1 - \frac{1}{1 + \frac{1-y}{y} \cdot \left(\frac{2 \cdot \rho_V}{\rho_L}\right)^5} \quad (70)$$

Donde:

$\rho_V$  es la densidad del vapor en  $\frac{\text{kg}}{\text{L}}$

$\rho_L$  es la densidad del líquido en  $\frac{\text{kg}}{\text{L}}$

Por último, sabiendo ya las dimensiones del evaporador se puede calcular el tiempo de residencia mediante la ecuación (71) (SPX, 2008):

$$\tau = \frac{R_L \cdot \frac{\pi \cdot D_{placa}^2}{4} \cdot L_{tubo}}{L_3 \cdot \rho_L} \quad (71)$$

## 7.15 Esquema del evaporador

Se presenta en la **Figura 7.1** el esquema de la forma del evaporador y los diferentes parámetros de dimensionamiento sin tener en cuenta espesores (Sugar Process Technologies, s.f.). La zona azul representa la zona donde se encuentran los tubos por los que circula el vapor de calefacción, la zona superior es la zona por donde el agua evaporada circula hasta salir por la abertura representada. De acuerdo a la nomenclatura observada:

- $D1$  es el diámetro general del evaporador ( $D_{placa\ final}$ )
- $D2$  es la separación entre los compartimentos de tubos, el cual se toma como un 20% de  $D1$
- $D3$  es el diámetro de la zona superior por donde sale el vapor ( $D_{zs}$ )
- $D4$  es el diámetro de la salida de vapor ( $D_{salida\ vapor}$ )
- $D5$  es el diámetro de la parte inferior del evaporador ( $D_{zi}$ )
- $H1$  es la longitud de los tubos ( $L$ )
- $H2$  es la altura desde la zona de tubos hasta la zona cónica superior, la cual se toma como el doble de  $H1$
- $H3$  es la altura de la zona cónica superior ( $h_{cono}$ )
- $H4$  es la altura de la zona superior del evaporador, la cual se toma igual a  $D3$
- $H5$  es la altura del cono inferior ( $h_{cono\ inferior}$ )

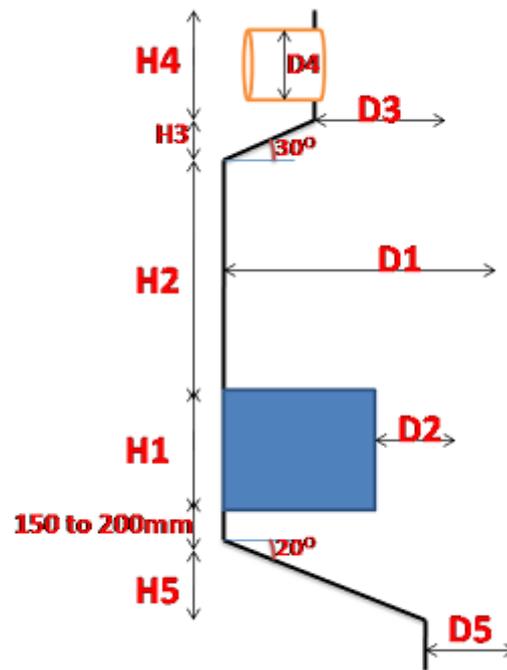


Figura 7.1: Esquema dimensiones evaporador

## 7.16 Datos tomados para el dimensionamiento

En este apartado se especifican los datos a partir de los cuales se han calculado todos los elementos expuestos en el diseño. La **Tabla 15** muestra estos datos, extraídos de (Sugar Process Technologies, s.f.).

Tabla 15: Datos dimensionamiento

Párametro	Valor	Unidades
$D_{ext}$	0.045	m
$e_{tubo}$	0.00122	m
$L_{tubo}$	1	m
$e_{estruc.tubos}$	0.032	m
$expan_{tubo}$	0.005	m
$Legment$	0.01	m

$h_{tubo}$	0.0003	m
$h_{agujero}$	0.0001	m
$\beta$	0.9	–
$\%_{toma}$	20	%
$v_{vapor\ entrada}$	3.372	$\frac{m}{s}$
$v_{vapor\ salida}$	19.55	$\frac{m}{s}$
$v_{vapor\ entrada}$	40	$\frac{m}{s}$
$v_{vapor\ salida}$	50	$\frac{m}{s}$
$v_{cond}$	0.6	$\frac{m}{s}$
$\rho_{agua}$	1000	$\frac{kg}{m^3}$
$f_h$	2	–
$P_{placa}$	2.72	$\frac{m}{s}$
$P_{calandria}$	2	$\frac{kg}{cm^2}$
$C$	0.0015	m
$F$	$f_h$	$\frac{kg}{cm^2}$
$J$	0.7	–

$E_s$	2100000	$\frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$
$E_t$	1900000	$\frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$

## 7.17 Resultados dimensionamiento

Se presentan en este apartado los diferentes parámetros de dimensionamiento calculados para el evaporador de 3 efectos. La **Tabla 16** muestra los resultados obtenidos para el dimensionamiento, además del tiempo de residencia de la disolución en cada efecto. Se observa como el tiempo es de menos de 3 segundos, por tanto, aunque en el primer efecto se tengan  $92^\circ\text{C}$ , no se considera que la disolución pueda verse dañada.

Tabla 16: Resultados dimensionamiento

<b>Párametro</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidades</b>
Diámetro del evaporador ( $D1$ o $D_{placa\ final}$ )	0.44	m
Separación entre compartimentos de tubos ( $D2$ )	0.088	m
Diámetro zona superior ( $D3$ o $D_{zs}$ )	0.3	m
Diámetro salida de vapor ( $D4$ o $D_{salida\ vapor}$ )	0.2	m
Diámetro zona inferior ( $D5$ o $D_{zi}$ )	0.11	m
Diámetro de la toma de zumo ( $D_{toma}$ )	0.085	m
Diámetro entrada de vapor ( $D_{entrada\ vapor}$ )	0.1	m

Diámetro de la calandria en la zona de la entrada de vapor ( $D_{calandria}$ )	0.4485	m
Diámetro de línea de condensado ( $D_{cond}$ )	0.05	m
Espesor de la calandria ( $e_c$ )	0.004	m
Espesor placa de tubos ( $e_{placa}$ )	0.0051	m
Altura de la zona de tubos ( $H1$ o $L$ )	1	m
Altura desde la zona de tubos a la zona cónica superior ( $H2$ )	2	m
Altura zona cónica superior ( $H3$ o $h_{cono}$ )	0.0404	m
Altura zona superior del evaporador ( $H4$ )	0.3	m
Altura zona cónica inferior ( $H5$ o $h_{cono inferior}$ )	0.0601	m
Número de tubos ( $N$ )	40	m
Tiempo de residencia ( $\tau$ )	2.62	s

## 8 Simulación con ProMax

Una vez determinado el evaporador óptimo mediante el cálculo en Matlab, se ha realizado una simulación de ese mismo evaporador en ProMax. En este caso, el evaporador de 3 efectos. Dado que el simulador no dispone de glucosa ni fructosa, los °Brix del zumo se definirán mediante el uso de sacarosa, cuyas propiedades son parecidas.

### 8.1 Elección del paquete termodinámico

ProMax dispone de una gran cantidad de paquetes termodinámicos, por ello hay que elegir el que mejor se ajuste al sistema del que se dispone para que la simulación sea satisfactoria. En este caso va a decidirse el paquete termodinámico de acuerdo a 2 parámetros:

- La capacidad calorífica  $C_p$  de la mezcla sacarosa-agua, debido a que el sistema de evaporación se basa en el intercambio de calor.
- La elevación del punto de ebullición  $EPB$ , debido a que es la propiedad más importante en este sistema, y la que determina las temperaturas de trabajo en cada efecto.

Para el proceso de elección se ha creado un escenario en ProMax para cada parámetro.

En el caso de la  $C_p$ , se ha creado un escenario que permitiera variar la temperatura, la composición en fracción másica ( $\% \frac{w}{w}$ ) y el paquete termodinámico de una mezcla sacarosa-agua para obtener la  $C_p$  ( $\frac{J}{g \cdot ^\circ C}$ ) y la densidad ( $\frac{g}{cm^3}$ ). Se ha realizado este escenario con varios paquetes termodinámicos y se han comparado las simulaciones con datos experimentales (Darros-Barbosa, O. Balaban, & A. Teixeira, 2003). La razón del cálculo de la densidad es que los datos experimentales muestran la variación de la  $C_p$  con la composición en  $\% \frac{w}{v}$ , así multiplicando la densidad a la fracción másica se obtiene la composición en  $\% \frac{w}{v}$ .

Se han obtenido 4 gráficas de comparación de la  $C_p$  frente a la composición: a 10, 20, 40 y 60 °C.

La **Figura 8.1** muestra la variación de la capacidad calorífica frente a la composición a 10 °C para los paquetes que mejor comportamiento ofrecen. Se observa como todos tienen un comportamiento bastante parejo, aunque Wilson PR parece acercarse más a los datos experimentales.

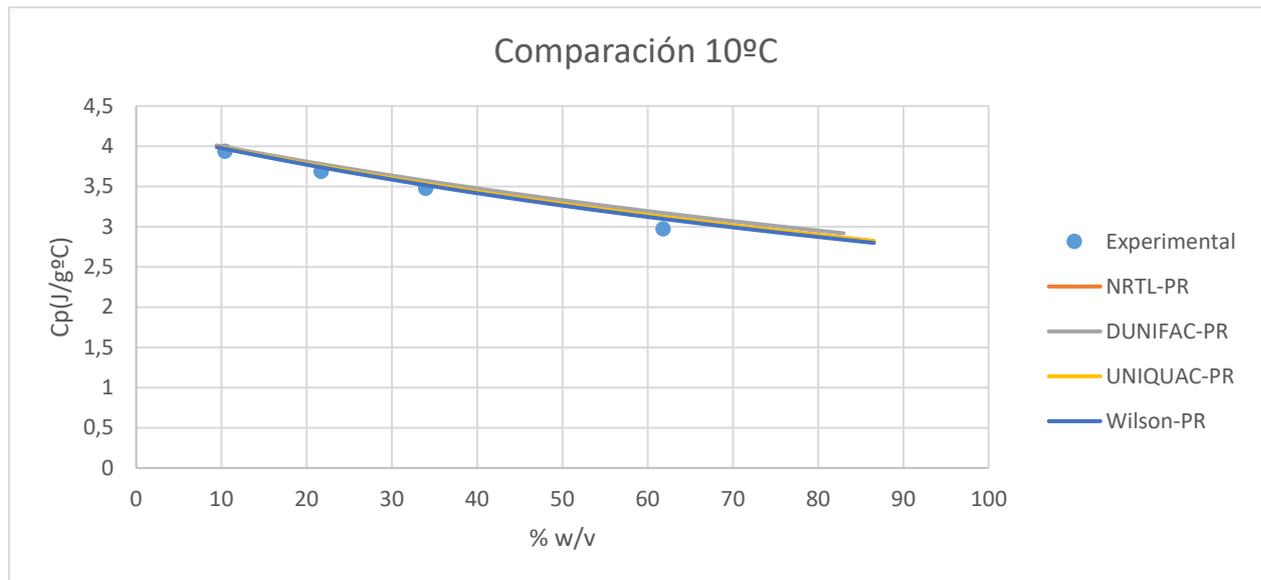


Figura 8.1: Comparación capacidad calorífica frente a composición a 10 °C

La **Figura 8.2** muestra la variación de la capacidad calorífica frente a la composición a 20 °C. De nuevo, todos los paquetes se comportan bastante parejos y similares a los datos experimentales, sin embargo el paquete Wilson PR es el más cercano al comportamiento experimental.

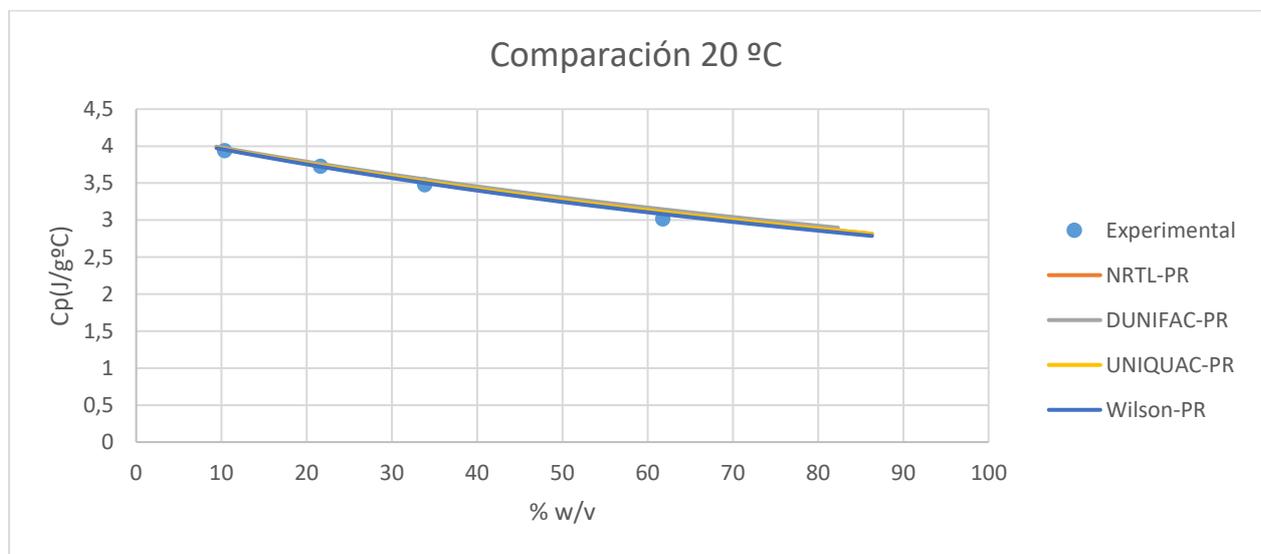


Figura 8.2: Comparación capacidad calorífica frente a composición a 20 °C

La **Figura 8.3** muestra la variación de la capacidad calorífica frente a la composición a 40 °C. En este caso la similitud entre los datos experimentales y el comportamiento de la simulación con los paquetes parece casi idéntica, aunque el paquete UNIQUAC-PR parece ser el más cercano en este caso.

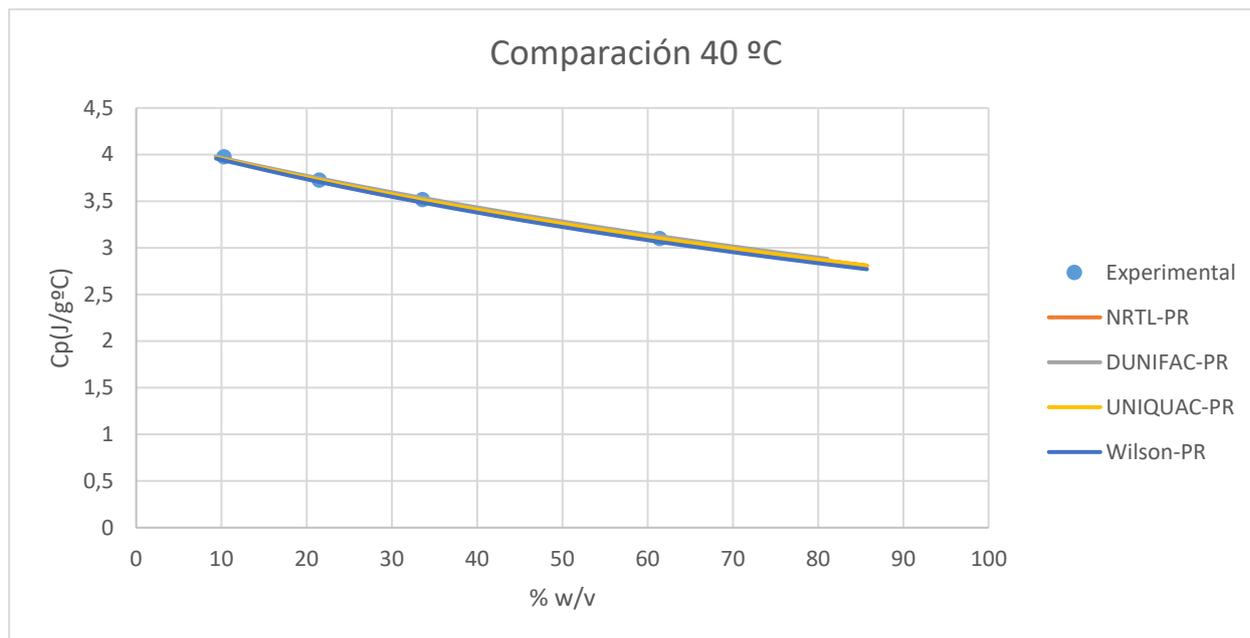


Figura 8.3: Comparación capacidad calorífica frente a composición a 40 °C

La **Figura 8.4** muestra la variación de la capacidad calorífica frente a la composición a 60 °C. Se observa como la simulación con los paquetes es bastante pareja a los datos experimentales, aunque el paquete UNIQUAC-PR parece ser el más cercano a los datos experimentales.

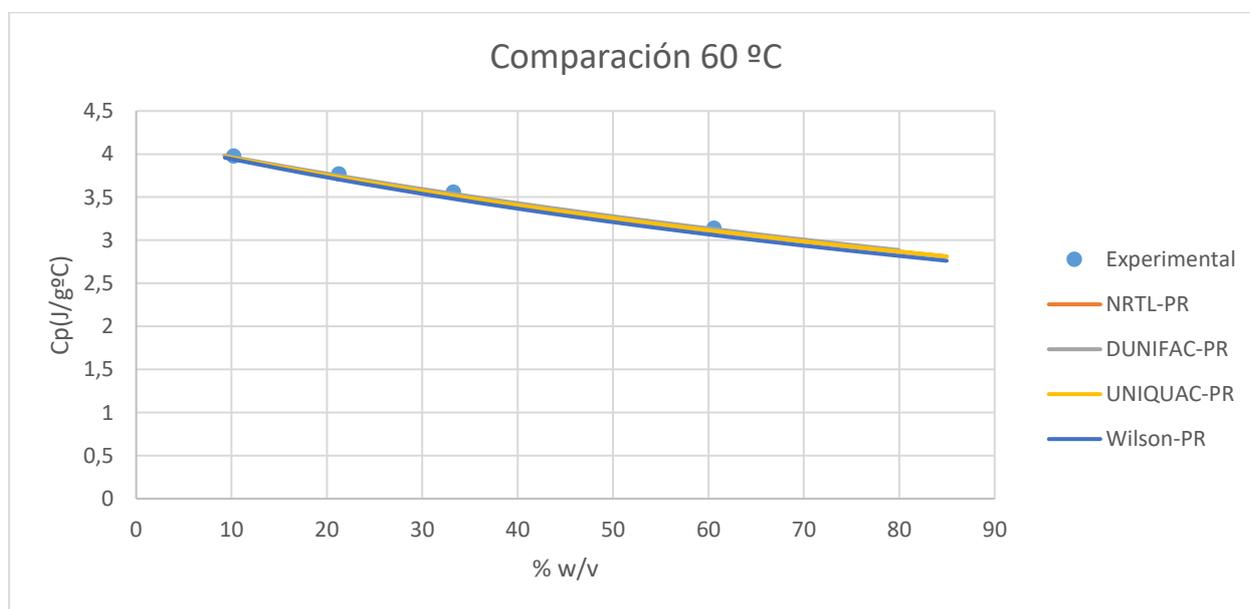


Figura 8.4: Comparación capacidad calorífica frente a composición a 60 °C

En cuanto a la capacidad calorífica, los resultados indican que el paquete Wilson Peng Robinson parece comportarse algo mejor que los demás a temperaturas bajas y que el paquete UNIQUAC Peng Robinson se comporta algo mejor que el resto a temperaturas más altas.

Seguidamente, se analiza la comparación de la elevación del punto de ebullición, en este caso se ha creado un escenario que permita variar el paquete termodinámico y la fracción másica para obtener la temperatura de burbuja de una mezcla sacarosa-agua, de forma que la diferencia entre la temperatura de burbuja de la mezcla y la temperatura de burbuja del agua pura es la elevación del punto de ebullición. Se ha comparado el *EPB* calculado con ProMax con el *EPB* obtenido a partir de la ecuación (3).

La **Figura 8.5** muestra la variación de la elevación del punto de ebullición con la fracción másica de sacarosa. Se observa como el paquete Wilson PR se comporta de forma bastante pareja a la correlación utilizada para el cálculo en Matlab, mientras que el resto de paquetes distan bastante de este comportamiento. El paquete DUNIFAC PR no se ha incluido en el estudio porque este no tiene en cuenta la elevación del punto de ebullición.

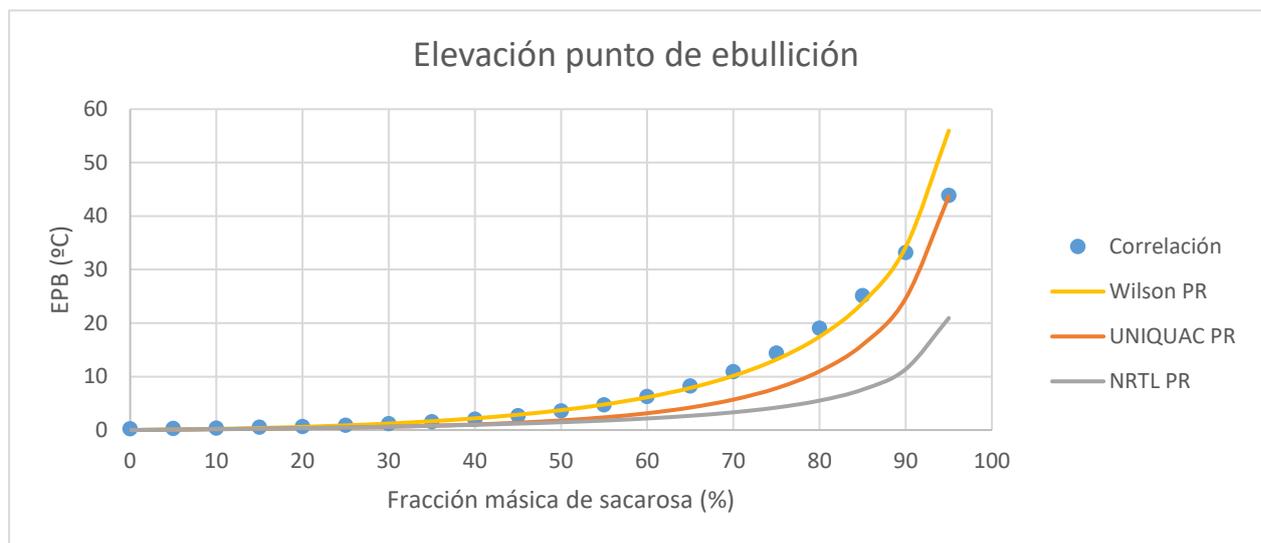


Figura 8.5: Comparación del EPB frente a la fracción másica de sacarosa

Por tanto, teniendo en cuenta los resultados comparativos obtenidos, el paquete Wilson Peng Robinson es claramente la mejor opción para simular el sistema objeto de estudio. Teniendo similitudes frente al comportamiento experimental tanto en cuando al *EPB* como a la  $C_p$ .

## 8.2 Simulación

Una vez determinado el paquete termodinámico a utilizar se ha realizado la simulación en ProMax del evaporador de 3 efectos.

Para simular cada efecto de un evaporador, se ha utilizado un intercambiador de calor de 2 entradas y un separador bifásico líquido-vapor, ya que el simulador no dispone de un equipo específico para evaporación. Se han colocado válvulas en las corrientes de entrada de líquido de cada efecto para bajar la presión y que el líquido entre a la temperatura del evaporador. Como condensador se ha utilizado un intercambiador de calor de doble tubo al que entra una corriente de agua de refrigeración a 25 °C y 1 atm y sale a 35 °C, a contracorriente del vapor que sale del último efecto. La **Figura 8.6** muestra el esquema de la representación de un efecto y del condensador en ProMax.

Al igual que en el cálculo en Matlab, se ha impuesto como condición que las áreas de intercambio de calor de todos los efectos sean iguales. Dentro del simulador se han impuesto varios *solvers* que emulan el cálculo iterativo de Matlab. Uno de ellos hace variar el flujo de vapor vivo que entra en el primer efecto para que la concentración de salida del último efecto sea del 65 % en sacarosa, mientras que los otros varían la presión en todos los efectos menos en el último, para que las áreas sean iguales. Para poder calcular el área de un evaporador, se ha dividido el  $UA$  proporcionado por ProMax entre la ecuación (4), utilizada para calcular el coeficiente global de transmisión de calor  $U$ , ya que ProMax no permite saber el valor del área ni de  $U$  por separado si no se especifican todos los datos dimensionales del intercambiador. Se ha insertado una válvula en la entrada de cada efecto para que se produzca una caída de presión antes de entrar en el evaporador y por tanto la corriente de líquido que vaya a entrar, lo haga con menor temperatura que el vapor que viene del efecto anterior y así, la temperatura del líquido se mantenga constante dentro del evaporador como es característico del estado estacionario. Para asegurar que la temperatura del líquido se mantiene constante en cada efecto, se ha establecido en la parte del líquido del bloque del intercambiador (efecto) el tipo de curva de liberación de calor como “líquidos en reposo”, la Figura 8.7 muestra el perfil de temperaturas en el efecto 2, en el cual se observa como la temperatura del líquido se mantiene constante. Insertando el resto de datos de operación y especificando que las corrientes de condensado fueran líquido saturado se ha completado la simulación.

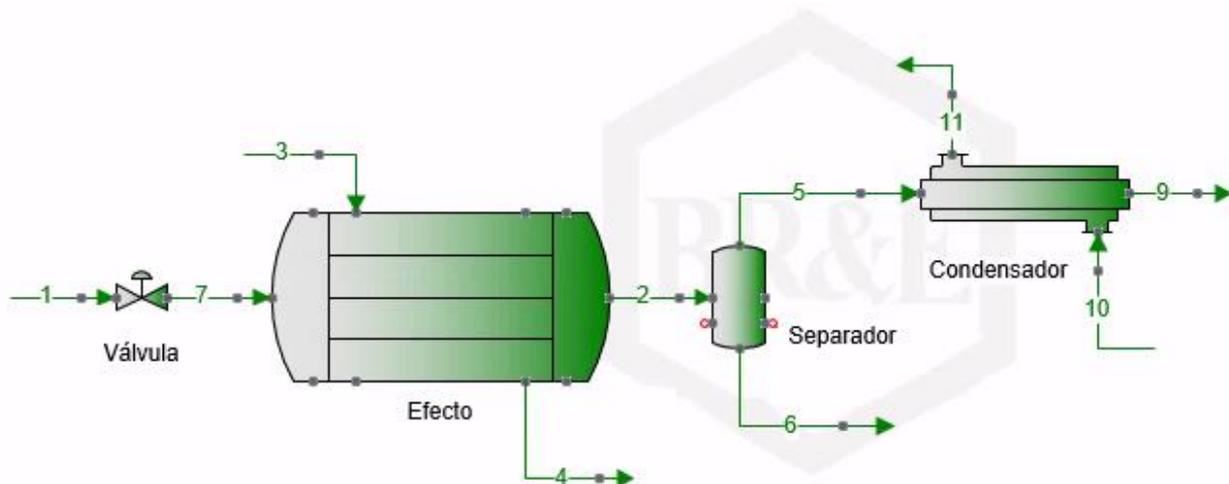


Figura 8.6: Esquema del último efecto y del condensador en ProMax

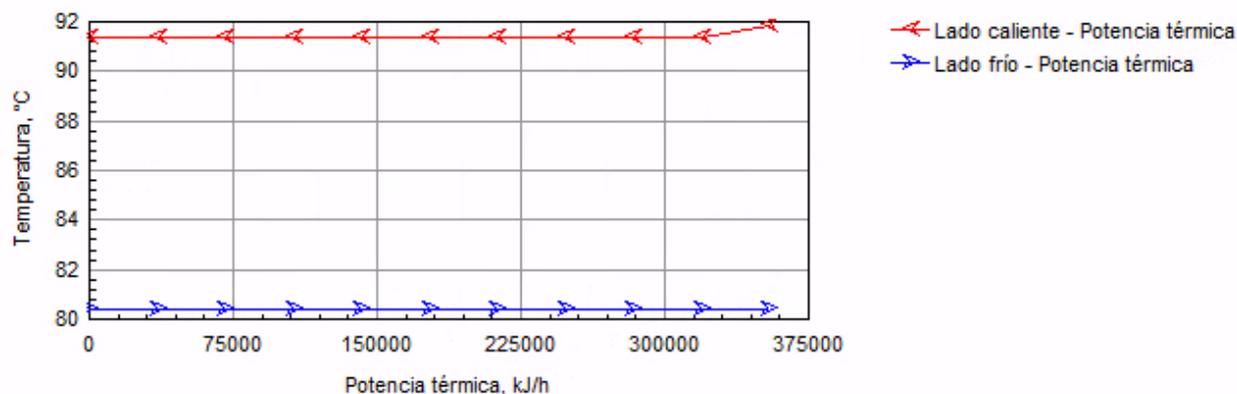


Figura 8.7: Perfil de temperaturas efecto 2

### 8.3 Resultados de la simulación

La **Tabla 17** muestra la comparación de resultados entre el cálculo realizado con Matlab y la simulación realizada con ProMax. Aunque algunos valores difieren, es en baja medida y puede observarse como todos son bastante similares entre sí, siendo la simulación, por tanto, satisfactoria.

Tabla 17: Comparación Matlab y ProMax para evaporador de 3 efectos

Parámetro	Efecto 1		Efecto 2		Efecto 3		Unidades
	Matlab	ProMax	Matlab	ProMax	Matlab	ProMax	
Líquido saliente	470.4	471.3	306.7	308.45	135.1	135.1	$\frac{\text{kg}}{\text{h}}$
Vapor saliente	156.7	155.8	163.7	162.85	171.7	173.4	$\frac{\text{kg}}{\text{h}}$
Fracción másica	18.66	18.63	28.62	28.46	65.00	65.01	%
Temperatura	92.91	91.84	81.48	80.39	48.25	45.22	°C
Parámetro	Matlab		ProMax				Unidades
Consumo de vapor saturado	233.3		229.8				$\frac{\text{kg}}{\text{h}}$
Agua de refrigeración	10.2		10.0				$\frac{\text{m}^3}{\text{h}}$
Área	5.15		5.01				$\text{m}^2$

## 9 Conclusiones

A la vista de los resultados obtenidos, se considera que el estudio es lógico, ya que se ha demostrado que a medida que se aumenta el número de efectos de un evaporador, el consumo de vapor vivo en el primer efecto disminuye, al igual que el área de intercambio de calor necesaria en cada efecto individual. Además, se ha comprobado que las propiedades organolépticas del zumo no se ven prácticamente afectadas durante el proceso.

De igual forma queda comprobado que en el proceso de evaporación para concentrar zumo de granada la evaporación en múltiple efecto es más efectiva que en un único efecto, ya que se obtiene el mismo producto por un coste menor, siendo el evaporador de 3 efectos el más económico en este aspecto. Además, se considera como objeto de futuro estudio la posibilidad de revalorizar las corrientes de condensado con acciones como, por ejemplo, calentar la corriente de alimentación.

También se ha conseguido simular exitosamente el proceso de evaporación mediante el simulador ProMax, obteniendo resultados muy similares a los obtenidos con el cálculo en Matlab. Esto teniendo en cuenta que el simulador no ofrece ningún equipo específico para el proceso de evaporación, tanto en simple efecto como en múltiple efecto. Por tanto, queda demostrado que ProMax puede adaptarse a algunos procesos para los cuales aparentemente no tiene los equipos necesarios. Sin embargo, el estudio del proceso de evaporación mediante el simulador queda abierto a más trabajo, ya que puede explotarse más el potencial del simulador. Por ejemplo, podría utilizarse para minimizar el consumo de vapor saturado en el primer efecto para unas condiciones dadas.

Este proyecto ha ayudado además a la consolidación de competencias esenciales en el grado y en el futuro profesional, como la resolución de problemas, la búsqueda de información, simulación, interpretación de datos, análisis económico comparativo, diseño mecánico, confección de planos, etc. Así como la obtención del título a nivel académico.

## 10 Bibliografía

- Agencia Tributaria Española*. (s.f.). Obtenido de <http://www.agenciatributaria.es>
- Bubnik, Z., Kadlec, P., Urban, D., & Bruhns, M. (s.f.). *The Sugar Engineers*. Obtenido de <http://sugartech.co.za>
- Darros-Barbosa, R., O. Balaban, M., & A. Teixeira, A. (2003). Temperature and Concentration Dependence of Heat Capacity of Model Aqueous Solutions. *International Journal of Food Properties*, 6(0), 1-20.
- EL-Nemr, S. E., Ismail, I. A., & Ragab, M. (1990). Chemical composition of juice and seeds of pomegranate juice. *Molecular Nutrition and Food Research*, 34(7), 601-606.
- Engineering ToolBox*. (2001). Obtenido de <http://www.engineeringtoolbox.com>
- Granada Mollar de Elche*. (s.f.). Obtenido de <http://www.granadaselche.com>
- Intratec*. (2019). Obtenido de <http://www.intratec.us>
- Jbir, R., Mars, M., Trifi, M., Kamal-Eldin, A., Melgarejo, P., & Hernandez, F. (2011). Organic Acids, Sugars and Anthocyanins Contents in Juices of Tunisian Pomegranate Fruits. *International Journal of Food Properties*, 14(4), 741-757.
- Krueger. (2012). Composition of pomegranate juice. *J. AOAC Int.*, 95(1), 163-168.
- McCabe, W., Smith, J., & Harriot, P. (1991). *Operaciones unitarias en Ingeniería Química*. Madrid: McGraw Hill.
- Mendieta, O. A., & Escalante, H. (2013). Experimental analysis of the evaporation of sugar cane juice by film on a flat plate. *Corpoica Cienc. Tecnol. Agropecu*, 14(2), 113-127.
- Rajuria, G., & Tiwar, B. (Edits.). (2018). *Fruit Juices Extraction, Composition, Quality and Analysis*. Elsevier.
- SPX. (2008). *Evaporator Handbook*. Nueva York.
- Sugar Process Technologies*. (s.f.). Obtenido de <http://www-sugarprocesstech.com>
- Sui, X. (2017). *Impact of Food Processing on Anthocyanins*. Singapore: Springer.
- Towler, G., & Sinnott, R. (2013). *Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design Chp 7-19*. Londres: Elsevier.
- Wright, P. (2008). Heat transfer coefficient correlations for Robert juice evaporators. *Proc. Aust. Sugar Cane Technol.*, 30, 547-558.

## Anexos

### A. Correlaciones aplicadas

#### Correlaciones referentes al agua

Temperatura y presión de saturación:

La **Tabla 18** muestra como varía la temperatura con la presión de saturación del agua.

*Tabla 18: Temperatura y Presión de saturación del Agua*

Temperatura °C	Presión (kPa)
0,01	0.61165
2	0.70599
4	0.81355
10	1.228
14	1.599
18	2.065
20	2.339
25	3.170
30	4.247
34	5.325
40	7.385
44	9.112
50	12.352
54	15.022
60	19.946
70	31.201
80	47.414
90	70.182
96	87.771
100	101.42
110	143.38
120	198.67
140	361.54
160	618.23
180	1002.8
200	1554.9

220	2319.6
-----	--------

Densidad del vapor de agua:

La **Tabla 19** muestra como varía la densidad y el volumen específico del agua con la temperatura.

*Tabla 19: Densidad y volumen específico del vapor de agua*

Temperatura		Aire seco		Vapor de Agua	
°F	°C	Volumen específico $\frac{ft^3}{lb}$	Densidad $\frac{lb}{ft^3}$	Volumen específico $\frac{ft^3}{lb}$	Densidad $\frac{lb}{ft^3}$
225	107	17.2	0.0581	27.7	0.0361
250	121	17.8	0.0562	28.7	0.0349
275	135	18.5	0.0541	29.7	0.0337
300	149	19.1	0.0524	30.8	0.0325
325	163	19.7	0.0508	31.8	0.0314
350	177	20.3	0.0493	32.7	0.0306
375	191	21.0	0.0476	33.8	0.0296
400	204	21.6	0.0463	34.8	0.0287
450	232	22.8	0.0439	36.8	0.0272
500	260	24.1	0.0415	38.8	0.0258
600	316	26.6	0.0376	42.9	0.0233
700	371	29.1	0.0344	46.9	0.0213
800	427	31.6	0.0316	21.0	0.0196
900	482	34.1	0.0293	55.0	0.0182

Entalpía del agua líquida:

La entalpía del agua líquida viene determinada por la **Tabla 20**.

*Tabla 20: Entalpía y entropía del agua líquida*

Temperatura	Entalpía, H					Entropía, S			
	$\frac{\text{kJ}}{\text{kmol}}$	$\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$	$\frac{\text{kWh}}{\text{kg}}$	$\frac{\text{kcal}}{\text{kg}}$	$\frac{\text{Btu(IT)}}{\text{lb}}$	$\frac{\text{kJ}}{\text{kmol K}}$	$\frac{\text{kJ}}{\text{kg K}}$	$\frac{\text{kWh}}{\text{kg K}}$	$\frac{\text{kcal}}{\text{kg K}}$
0.01	0	0.000612	0.00000017	0.00015	0.00026	0.00000	0.00000	0.0000000	0.00000
10	757.1	42.021	0.01167	10.04	18.1	2.722	0.15109	0.0000420	0.03609
20	1511.8	83.914	0.02331	20.04	36.1	5.341	0.29648	0.0000824	0.07081
25	1888.6	104.83	0.02912	25.04	45.1	6.616	0.36722	0.000102	0.08771
30	2265.2	125.73	0.03493	30.03	54.1	7.868	0.43675	0.000121	0.10432
40	3018.2	167.53	0.04654	40.01	72.0	10.31	0.57240	0.000159	0.13672
50	3771.5	209.34	0.05815	50.00	90.0	12.68	0.70381	0.000196	0.16810
60	4525.3	251.18	0.06977	59.99	108.0	14.98	0.83129	0.000231	0.19855
70	5279.9	293.07	0.08141	70.00	126.0	17.21	0.95513	0.000265	0.22813
80	6035.5	335.01	0.09306	80.02	144.0	19.38	1.0756	0.000299	0.25690
90	6792.8	377.04	0.10473	90.05	162.1	21.49	1.1929	0.000331	0.28492
100	7551.8	419.17	0.11644	100.1	180.2	23.55	1.3072	0.000363	0.31222
110	8312.9	461.42	0.12817	110.2	198.4	25.56	1.4188	0.000394	0.33887
120	9076.6	503.81	0.13995	120.3	216.6	27.53	1.5279	0.000424	0.36493
140	10614	589.16	0.16366	140.7	253.3	31.33	1.7392	0.000483	0.41540

Temperatura	Entalpía, H					Entropía, S			
	$\frac{\text{kJ}}{\text{kmol}}$	$\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$	$\frac{\text{kWh}}{\text{kg}}$	$\frac{\text{kcal}}{\text{kg}}$	$\frac{\text{Btu(IT)}}{\text{lb}}$	$\frac{\text{kJ}}{\text{kmol K}}$	$\frac{\text{kJ}}{\text{kg K}}$	$\frac{\text{kWh}}{\text{kg K}}$	$\frac{\text{kcal}}{\text{kg K}}$
160	12169	675.47	0.18763	161.3	290.4	35.00	1.9426	0.000540	0.46398
180	13747	763.05	0.21196	182.3	328.1	38.54	2.1392	0.000594	0.51094
200	15354	852.27	0.23674	203.6	366.4	41.99	2.3305	0.000647	0.55663
220	17000	943.58	0.26211	225.4	405.7	45.36	2.5177	0.000699	0.60134
240	18693	1037.6	0.28822	247.8	446.1	48.68	2.7020	0.000751	0.64536
260	20448	1135.0	0.31528	271.1	488.0	51.97	2.8849	0.000801	0.68905
280	22284	1236.9	0.34359	295.4	531.8	55.28	3.0685	0.000852	0.73290
300	24232	1345.0	0.37361	321.2	578.2	58.65	3.2552	0.000904	0.77749
320	26343	1462.2	0.40617	349.2	628.6	62.14	3.4494	0.000958	0.82388
340	28727	1594.5	0.44292	380.8	685.5	65.94	3.6601	0.001017	0.87420
360	31739	1761.7	0.48937	420.8	757.4	70.56	3.9167	0.001088	0.93549
373.946	37551	2084.3	0.57898	497.8	896.1	79.40	4.4070	0.001224	1.05259

Calor latente de vaporización del agua líquida saturada:

La **Tabla 21** muestra como varía el calor latente de vaporización del agua con la temperatura y la presión.

Tabla 21: Calor latente de vaporización del agua líquida

Temperatura	Presión	Calor latente de vaporización, $\Delta H_{vap}$			
		$\frac{J}{mol}$	$\frac{kJ}{kg}$	$\frac{Wh}{kg}$	$\frac{Btu(IT)}{lbm}$
0.01	0.61165	45054	2500.9	694.69	1075.2
2	0.70599	44970	2496.2	693.39	1073.2
4	0.81355	44883	2491.4	692.06	1071.1
10	1.2282	44627	2477.2	688.11	1065.0
14	1.5990	44456	2467.7	685.47	1060.9
18	2.0647	44287	2458.3	682.86	1056.9
20	2.3393	44200	2453.5	681.53	1054.8
25	3.1699	43988	2441.7	678.25	1049.7
30	4.2470	43774	2429.8	674.94	1044.6
34	5.3251	43602	2420.3	672.31	1040.5
40	7.3849	43345	2406.0	668.33	1034.4
44	9.1124	43172	2396.4	665.67	1030.3
50	12.352	42911	2381.9	661.64	1024.0
54	15.022	42738	2372.3	658.97	1019.9
60	19.946	42475	2357.7	654.92	1013.6
70	31.201	42030	2333.0	648.06	1003.0

Temperatura	Presión	Calor latente de vaporización, $\Delta H_{vap}$			
		$\frac{J}{mol}$	$\frac{kJ}{kg}$	$\frac{Wh}{kg}$	$\frac{Btu(IT)}{lbm}$
80	47.414	41579	2308.0	641.11	992.26
90	70.182	41120	2282.5	634.03	981.30
96	87.771	40839	2266.9	629.69	974.59
100	101.42	40650	2256.4	626.78	970.08
110	143.38	40167	2229.6	619.33	958.56
120	198.67	39671	2202.1	611.69	946.73
140	361.54	38630	2144.3	595.64	921.88
160	618.23	37508	2082.0	578.33	895.10
180	1002.8	36286	2014.2	559.50	865.95
200	1554.9	34944	1939.7	538.81	833.92
220	2319.6	33462	1857.4	515.94	798.54
240	3346.9	31804	1765.4	490.39	758.99
260	4692.3	29934	1661.6	461.56	714.36
280	6416.6	27798	1543.0	428.61	663.37
300	8587.9	25304	1404.6	390.17	603.87
320	11284	22310	1238.4	344.00	532.42
340	14601	18507	1027.3	285.36	441.66

Temperatura	Presión	Calor latente de vaporización, $\Delta H_{vap}$			
		$\frac{J}{mol}$	$\frac{kJ}{kg}$	$\frac{Wh}{kg}$	$\frac{Btu(IT)}{lbm}$
360	18666	12967	719.8	199.9	309.5

### Capacidad calorífica del vapor de agua

La **Tabla 22** muestra como varía el calor específico del vapor de agua con la temperatura.

*Tabla 22: Calor específico del agua*

Vapor de agua - H <sub>2</sub> O	
Temperatura - T - K	Calor específico - C <sub>p</sub> - $\frac{kJ}{kg K}$
175	1.850
200	1.851
225	1.852
250	1.855
275	1.859
300	1.864
325	1.871
350	1.880
375	1.890
400	1.901

Vapor de agua - H <sub>2</sub> O	
Temperatura - T - K	Calor específico - C <sub>p</sub> - $\frac{\text{kJ}}{\text{kg K}}$
450	1.926
500	1.954
550	1.984
600	2.015
650	2.047
700	2.080
750	2.113
800	2.147
850	2.182
900	2.217
950	2.252
1000	2.288
1050	2.323

### Capacidad calorífica del agua líquida

La **Tabla 23** muestra como varía la capacidad calorífica del agua líquida con la temperatura.

Tabla 23: Capacidad calorífica del agua líquida a presión constante

Temperatura	Capacidad calorífica a presión constante ( $C_{p_{H_2O}}$ )			
	$\frac{J}{mol\ K}$	$\frac{kJ}{kg\ K}$	$\frac{kWh}{kg\ K}$	$\frac{kcal}{kg\ K}$
0.01	76.026	4.2199	0.001172	1.0079
10	75.586	4.1955	0.001165	1.0021
20	75.386	4.1844	0.001162	0.9994
25	75.336	4.1816	0.001162	0.9988
30	75.309	4.1801	0.001161	0.9984
40	75.300	4.1796	0.001161	0.9983
50	75.334	4.1815	0.001162	0.9987
60	75.399	4.1851	0.001163	0.9996
70	75.491	4.1902	0.001164	1.0008
80	75.611	4.1969	0.001166	1.0024
90	75.763	4.2053	0.001168	1.0044
100	75.950	4.2157	0.001171	1.0069
110	76.177	4.2283	0.001175	1.0099
120	76.451	4.2435	0.001179	1.0135
140	77.155	4.2826	0.001190	1.0229
160	78.107	4.3354	0.001204	1.0355

## B. CEPCI

June 2019

<https://view.imirus.com/515/document/13160/page/74>

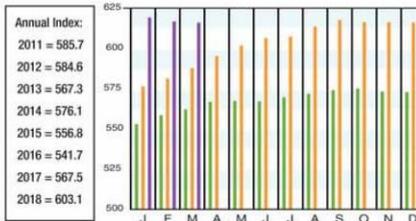
### Economic Indicators

2017 2018 2019

Download the CEPCI two weeks sooner at [www.chemengonline.com/pci](http://www.chemengonline.com/pci)

#### CHEMICAL ENGINEERING PLANT COST INDEX (CEPCI)

(1957-59 = 100)	Mar. '19 Prelim.	Feb. '19 Final	Mar. '18 Final
CE Index	616.0	617.1	588.0
Equipment	752.8	754.7	713.3
Heat exchangers & tanks	668.3	674.7	626.0
Process machinery	728.9	728.6	703.4
Pipe, valves & fittings	977.7	971.7	930.4
Process instruments	421.3	418.8	417.9
Pumps & compressors	1066.0	1063.8	1017.7
Electrical equipment	557.5	554.4	532.8
Structural supports & misc.	827.7	838.4	763.3
Construction labor	334.3	333.7	331.3
Buildings	599.7	599.7	582.1
Engineering & supervision	316.9	316.8	310.0



Starting in April 2007, several data series for labor and compressors were converted to accommodate series IDs discontinued by the U.S. Bureau of Labor Statistics (BLS). Starting in March 2018, the data series for chemical industry special machinery was replaced because the series was discontinued by BLS (see Chem. Eng., April 2018, p. 76-77.)

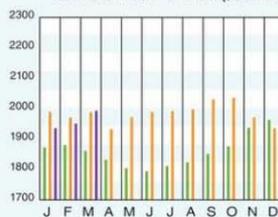
#### CURRENT BUSINESS INDICATORS

	LATEST	PREVIOUS	YEAR AGO
CPI output index (2012 = 100)	Apr. '19 = 103.2	Mar. '19 = 103.1	Feb. '19 = 103.3
CPI value of output, \$ billions	Mar. '19 = 1,992.8	Feb. '19 = 1,955.5	Jan. '19 = 1,937.7
CPI operating rate, %	Apr. '19 = 77.3	Mar. '19 = 77.3	Feb. '19 = 77.5
Producer prices, industrial chemicals (1982 = 100)	Apr. '19 = 255.9	Mar. '19 = 257.9	Feb. '19 = 255.1
Industrial Production in Manufacturing (2012 = 100)*	Apr. '19 = 104.7	Mar. '19 = 105.2	Feb. '19 = 105.2
Hourly earnings index, chemical & allied products (1992 = 100)	Apr. '19 = 185.4	Mar. '19 = 184.0	Feb. '19 = 185.3
Productivity index, chemicals & allied products (1992 = 100)	Apr. '19 = 96.6	Mar. '19 = 95.7	Feb. '19 = 96.0

#### CPI OUTPUT INDEX (2000 = 100)†



#### CPI OUTPUT VALUE (\$ BILLIONS)



#### CPI OPERATING RATE (%)



\*Due to discontinuance, the Index of Industrial Activity has been replaced by the Industrial Production in Manufacturing index from the U.S. Federal Reserve Board.  
†For the current month's CPI output index values, the base year was changed from 2000 to 2012.  
Current business indicators provided by Global Insight, Inc., Lexington, Mass.

#### CURRENT TRENDS

The preliminary value for the CE Plant Cost Index (CEPCI), top, the most recent available for March 2019 decreased from the previous month's value for the second consecutive month, although the final value for February was adjusted slightly upward. The decline in March seems to be a result of a decrease in the Equipment subindex — a dip there offset very small increases in the Engineering & Supervision and Construction Labor subindices. The Buildings subindex remained unchanged. The overall CEPCI preliminary value for March 2019 stands at 4.8% higher than the corresponding value from a year ago. Meanwhile, the CBI numbers for March 2019 (middle) show a very small increase in the CPI Output index.

### Hot Topics in the Chemical Processing Industry

**Valves**

Valves Selection: Operation and Troubleshooting

### Managing Vapor and Particulate Emissions

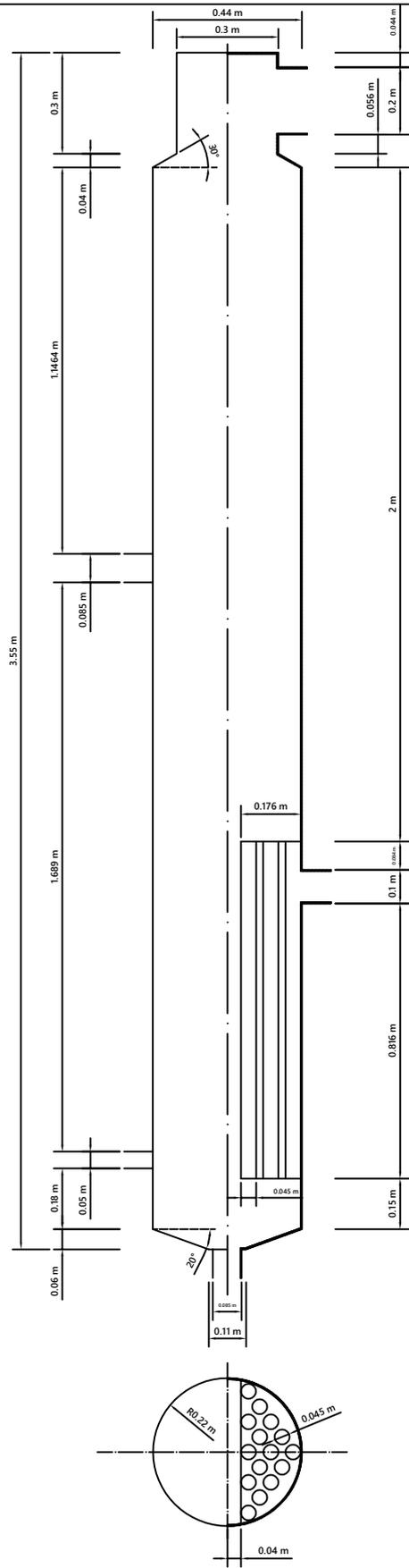
Optimal Pump Management

### Optimal Pump Management

Managing Vapor and Particulate Emissions

Find these and other related CPI titles in the Chemical Engineering Store. [store.chemengonline.com](http://store.chemengonline.com)

## **C. Plano Evaporador**



	Fecha	Nombre	Firma	
Dibujado	20/06/2019	Jaume G.		
Comprobado				
Escala				Proyecto: Plano evaporador
1:20				