

Proyecto Fin de Máster

Máster en sistemas de energía térmica

Estudio comparativo de tecnologías de termocompresión en evaporadores

Autor: Javier Martínez Valdayo

Tutor: David Velázquez

Dep. energía y combustibles
Escuela Técnica Superior de Ingeniería
Universidad de Sevilla

Sevilla, 2018



Proyecto Fin de Máster
Energía Térmica

Estudio comparativo de tecnologías de termocompresión en evaporadores

Autor: Javier Martínez Valdayo

Tutor: David Velázquez

Dep. energía térmica
Escuela Técnica Superior de Ingeniería
Universidad de Sevilla

Sevilla, 2017

Proyecto Fin de Carrera: Estudio comparativo de tecnologías de termocompresión en evaporadores

Autor: Javier Martínez Valdayo

Tutor: David Velázquez

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

Presidente:

Vocales:

Secretario:

Acuerdan otorgarle la calificación de:

Sevilla, 2018

Agradecimientos

A mi familia, sin vosotros y vuestro apoyo nada hubiera sido posible. Gracias por estar siempre a mi lado

A mi esposa, por tener la paciencia y estar a mi lado en los malos momentos y en los buenos

A mi Tutor David Velázquez, nunca olvidaré que tú me diste la posibilidad que me brindaste

Resumen

El presente proyecto es el fruto del desarrollo de una herramienta que explica por qué dentro de los proyectos de evaporación a nivel industrial se está optando por el uso de la tecnología de la recompresión mecánica de los vapores frente a la compresión térmica, que hasta hace no mucho tiempo, era la tecnología más implantada.

Para ello se han desarrollado herramientas de cálculo y se han evaluado los costes de ambas tecnologías en un horizonte cercano. A parte, se hace un resumen del estado del arte de la tecnología de evaporación a nivel industrial.

Índice

Agradecimientos	6
Resumen	8
Índice de tablas	2
0. Antecedentes	1
1. Objeto	3
1.1. Definición	3
1.2. Descripción.....	3
2. Descripción de los principales tipos de evaporadores	1
2.1. Evaporador tipo batch.....	2
2.2. Evaporador de circulación natural	4
2.3. Evaporador de película ascendente.....	5
2.4. Evaporador de película descendente.	7
2.5. Evaporador de circulación forzada.....	10
2.6. Evaporador de pared fina.	11
2.7. Evaporadores con intercambiadores de calor de platos.....	12
2.8. Condiciones operativas y características del producto.....	13
2.8.1. Degradación del producto por temperatura.....	13
2.8.2 Ensuciamiento	14
2.8.3. Formación de espumas.	14
2.8.4. Viscosidad	14
2.8.5. Requerimientos constructivos.....	15
2.9. Mejores aplicaciones para cada tipo de evaporador.....	15
2.9.1. Evaporador batch	15
2.9.2 Evaporador de circulación natural	15
2.9.3. Evaporador de circulación forzada	15
2.9.4. Evaporador de película descendente.....	16
2.9.5. Evaporador de pared fina.....	16
3. Proceso de evaporación.	18
3.1. Tren evaporación múltiple efecto.....	19
3.2. Mejoras tecnológicas que se aplican a evaporadores múltiple efecto. ...	22

3.2.1. Proceso de recompresión mecánica del vapor (MRV).....	22
3.3. Proceso de termocompresión (TVR).....	30
3.3.1. Tipos de termocompresores.....	31
4. Caso base para el estudio económico del proyecto.....	35
4.1. Cálculo evaporador múltiple efecto.....	36
4.2. Evaporador múltiple efecto con termocompresión del vapor (TVR).	42
4.3. Evaporador múltiple efecto con recompresión mecánica de vapor (MVR).	48
4.3.1. MRV con compresor lobular (root)	48
4.3.2 MRV con compresor centrífugo	51
5. Análisis económico.	55
5.1. Cálculo del coste de inversión a realizar.....	55
5.1.1. Cálculos de costes de los equipos.....	56
5.2. Resto de costes fijos.....	61
5.3. Coste de servicios	62
5.3.1. Coste de vapor.....	62
5.3.2. Coste de electricidad.	65
6. Análisis de sensibilidad.	69
6.1. Evolución del precio del gas natural.	70
6.2. Evolución precio de la electricidad.	71
6.3. Caso 1: Rentabilidad TVR frente MVR para costes actuales.	73
6.4. Caso 2: Rentabilidad TVR frente a MRV con costes actualizados anuales.	76
6.5 Análisis del cambio de coeficiente global de transferencia.	80
6.6. Análisis de VAN y TIR de la recompresión mecánica frente a la termocompresión.	86
6.6.1. Cálculo VAN y TIR para comparativa entre tecnología de termocompresión y recompresión mecánica con compresor centrífugo.....	87
6.6.2. Cálculo VAN y TIR para comparativa entre tecnología de termocompresión y recompresión mecánica con compresor root.....	90
7. Conclusiones.....	92
8. Bibliografía.....	93
ANEXO I. Tabla de cálculos de evaporador.....	96

ANEXO II. Tabla cálculos evaporador con eyector de vapor	97
Anexo III. Tabla cálculo MRV compresor tipo root	99
ANEXO IV. Tabla cálculo MRV compresor tipo centrifugo	100

Índice de ilustraciones

<i>Ilustración 1. Esquema evaporador tipo batch [2]</i>	3
<i>Ilustración 2. Esquema evaporador tipo batch industrial [1]</i>	3
<i>Ilustración 3. Esquema evaporador circulación natural [1]</i>	5
<i>Ilustración 4. Esquema evaporador película ascendente[1]</i>	6
<i>Ilustración 5. Esquema evaporador película descendente [1]</i>	8
<i>Ilustración 6. Esquema evaporador circulación forzada [1]</i>	11
<i>Ilustración 7. Esquema evaporador pared fina [8]</i>	12
Ilustración 8. Esquema múltiple efecto sentido directo [13].....	21
Ilustración 9. Esquema múltiple efecto sentido inverso [13].....	21
Ilustración 10. Esquema múltiple efecto sentido paralelo [13].....	21
Ilustración 11. Esquema MRV en un proceso industrial.....	23
Ilustración 12. Tipo de compresor dependiendo condiciones de proceso	27
Ilustración 13. Coste MRV en función coste de vapor.....	29
Ilustración 14. Termocompresor simple	30
Ilustración 15. Termocompresor con actuador	32
Ilustración 16. Termocompresor de boquilla múltiple	32
Ilustración 17. Esquema de cálculo tren de evaporación.....	36
Ilustración 18. Relación cp de solución agua y azúcar.....	37
Ilustración 19. Gráfico comportamiento eyector KADANT [20].....	43
Ilustración 20. Gráfico extrapolado de curvas de KADANT.....	44
Ilustración 21. Evolución del precio del gas natural	70
Ilustración 23. Evolución esperada del precio de la electricidad en Europa.....	72
Ilustración 24. Comparación costes actuales TVR - MVR tarifa 6.1	74
Ilustración 25. Comparación costes actuales TVR-MRV tarifa 6.5.....	75
Ilustración 26. Rentabilidad TVR frente MVR tarifa 6.1A con costes crecientes	77
Ilustración 27. Rentabilidad TVR frente MRV Tarifa costes crecientes	78
Ilustración 28. Costes con $U=4Kw/m^2K$ con tarifa 6.1A.....	81
Ilustración 29. Costes con $U=4Kw/m^2K$ con tarifa 6.5.....	81
Ilustración 30. Costes con $U=8Kw/m^2K$ con tarifa 6.1A.....	82
Ilustración 31. Costes con $U=8Kw/m^2K$ con tarifa 6.5.....	83
Ilustración 32. Costes con $U=1Kw/m^2K$ tarifa 6.1 A	84
Ilustración 33. Costes con $U=1Kw/m^2K$ con tarifa 6.5.....	84

Índice de tablas

Tabla 1. Resumen elección evaporador en función del producto a evaporar	17
Tabla 2. Comparación consumo de vapor específico en la termocompresión	34
Tabla 3. Comparación consumos energéticos MRV y TVR	34
Tabla 4. Caso base de cálculo	35
Tabla 5. Resultado evaporador múltiple efecto	41
Tabla 6. Resultados eyector	45
Tabla 7. Resultados evaporador múltiple efecto con termocompresión	47
Tabla 8. Resultados compresor root	49
Tabla 9. Resultados evaporador con MVR root	50
Tabla 10. Resultado compresor centrífugo	51
Tabla 11. Resultados evaporador con MRV centrífugo	52
Tabla 12. Tabla resumen resultados evaporadores con distintas tecnología.....	53
Tabla 13. Valores CEPCI referencia	57
Tabla 14. Parámetros de cálculo para el coste de compresores.....	58
Tabla 15. Parámetros de cálculos de los evaporadores	58
Tabla 16. Áreas de intercambio calculadas para $U=2Kw/m^2$	60
Tabla 17. Coste de los equipos de evaporación	60
Tabla 18. Coste de los compresores.....	60
Tabla 19. Tabla parámetros cálculo del coste del eyector.....	61
Tabla 20. Coste del eyector	61
Tabla 21. Restos de Costes fijos	61
Tabla 22. Tarifa precios para gas natural.....	62
Tabla 23. Coste de vapor de servicios.....	64
Tabla 24. Tarifas aplicables a grandes consumidores	65
Tabla 25. Tabla tarificación horaria de las tarifas eléctricas clase 6.....	66
Tabla 26. Cálculo precio tarifa 6.1	66
Tabla 27. Cálculo precio tarifa 6.5	67
Tabla 28. Coste equipos compresión tarifa 6.1.A	67
Tabla 29. Coste equipos compresión tarifa 6.5	67
Tabla 30. Resumen costes de cada tecnología	68
Tabla 31. Precio €/kwh eléctrico actual y futuro	73
Tabla 32. Costes de servicios para rentabilidad caso 1	74
Tabla 33. Resumen tiempo rentabilidad TVR frente a MRV	79
Tabla 34. Cálculo VAN y TIR para comparativa compresor centrífugo y termocompresión para tarifa eléctrica 6.1.	88
Tabla 35. Cálculo VAN y TIR para comparativa compresor centrífugo y termocompresión para tarifa eléctrica 6.5.	89
Tabla 36. Cálculo VAN y TIR para comparativa compresor root y termocompresión para tarifa eléctrica 6.1.	90
Tabla 37. Cálculo VAN y TIR para comparativa compresor root y termocompresión para tarifa eléctrica 6.5.	90

Nomenclatura

0. Antecedentes.

El proceso de evaporación es industrialmente uno de los más intensivos en el uso de energía. Ese hecho ha producido el desarrollo de nuevos procesos que contribuyan al ahorro energético de los mismos, así como que la mejora de las tecnologías existentes haya sido continua. Esa ha sido la principal razón que ha dado vida a este proyecto, el cuál surge de la necesidad de contar con una herramienta que permite poder simular un proceso evaporativo en diferentes escenarios tecnológicos, permitiendo intuir los diferentes horizontes de rentabilidad de las distintas tecnologías aplicadas y establecer una comparativa entre ellas.

Actualmente existe gran cantidad de bibliografía sobre los procesos de evaporación y todas sus ventajas e inconvenientes, pero no existe una herramienta que permita claramente establecer una comparativa entre diferentes tecnologías.

Concretamente el desarrollo realizado tiene como principal objetivo poder evaluar la tecnología de evaporación mediante recompresión mecánica frente a la tecnología de evaporación mediante la recompresión térmica. Podríamos distinguir dos partes en este trabajo:

En la primera parte encontramos la simulación llevada a cabo, en la se encuentra resuelto un proceso de evaporación de 4 efectos en la que se han aplicado las tecnologías de recompresión mecánica y recompresión térmica. A partir de ella podemos ver claramente datos técnicos del proceso como son los caudales de las corrientes implicadas, temperaturas, presiones de los equipos y consumos energéticos

En la segunda parte se encuentra todo un desarrollo para evaluar la economía del proceso y dotar al usuario de una visión global de los costes de cada tecnología. Acompañado este apartado se ha realizado también un análisis de sensibilidad que valora de manera realista la evolución de los costes y de los parámetros operativos que pueden estar sujetos a una variación en el

tiempo para que aporte al usuario un mayor número de datos para ayudar en la toma de decisiones.

1. Objeto

1.1. Definición

El objeto del presente proyecto es el de poder definir qué tecnología de concentración es la óptima industrialmente en función de un criterio técnico-económico. Para ello, se realizarán las siguientes acciones:

- Definición de un caso base.
- Aplicación a este caso base de las distintas alternativas que se proceden a evaluar.

Una vez resuelto cuál de las posibles alternativas es a día de hoy la opción óptima, se procederá a realizar un estudio de sensibilidad para poder discernir si el escenario planteado es sostenible en un futuro próximo y qué variables pueden hacer variar el resultado obtenido. El proceso evaluado se encaja dentro de la industria azucarera, centrándose en el proceso de evaporación de un jugo formado por agua y azúcar. Si bien es cierto que la herramienta desarrollada puede tener aplicación para otros procesos industriales con sólo modificar algunas variables.

1.2. Descripción

Este proyecto se va a estructurar según el siguiente esquema:

- 1) Se realizará un resumen del estado del arte de las tecnologías de evaporación, así como una descripción histórica del avance de estas tecnologías.
- 2) Descripción, planteamiento y resolución del caso base. En este punto se resolverá el caso base que se ha elegido y del cual partirán todos los cálculos posteriores.
- 3) Resolución del caso base con la aplicación de las tecnologías que van a ser evaluadas. Para ello, se planteará cada solución tecnológica estudiada y se mostrará todo el proceso de simulación para su resolución.
- 4) Valoración económica de las soluciones encontradas.

- 5) Análisis de sensibilidad de los parámetros fundamentales que están sujetos a gran variabilidad temporal debido a las condiciones de los mercados energéticos.
- 6) Conclusiones que se pueden extraer de los análisis realizados.

2. Descripción de los principales tipos de evaporadores

Los procesos de evaporación son aquellos en los que se elimina parte de un solvente para enriquecer un producto, donde generalmente ese solvente es agua. En este proceso siempre se tiene presente el compromiso entre la calidad del producto deseado y la economía del proceso, de hecho, es considerada detrás de la destilación, el proceso más intensivo en consumo de energía como ya se ha mencionado anteriormente.

La tecnología de evaporación está presente en prácticamente la totalidad de la industria, ya sea a gran o a pequeña escala. Es fundamental en la industria alimentaria, la industria química o la farmacéutica. A pesar de estar aplicada en industrias tan dispares, los criterios de diseño son similares en todos ellos y dependen fundamentalmente del método de concentración elegido. Esto nos lleva a plantearnos la cuestión de qué técnica es la óptima para cada caso y si realmente es la mejor en su funcionamiento. La solución de estas dos cuestiones ha llevado a la constante evolución de estos equipos y al desarrollo de muchos tipos de evaporadores diferentes para lograr adaptarse de la manera más eficiente a las exigencias técnicas de cada aplicación.

Los evaporadores más comunes industrialmente son los siguientes:

- 1) Batch
- 2) Circulación natural
- 3) Película ascendente
- 4) Película descendente
- 5) Circulación forzada
- 6) Pared fina
- 7) Equivalente de platos

2.1. Evaporador tipo batch

El evaporador tipo batch o también conocido como evaporador por cargas, es la tecnología de evaporación más antigua. Actualmente esta tecnología ha sido desplazada del mercado, pero aún sigue teniendo uso en algunas aplicaciones donde se encuentra presente productos alimenticios, como las frutas, y en procesos farmacéuticos. Hasta finales de los años 60, fue ampliamente utilizada. El principio de funcionamiento de este equipo es el siguiente:

Se realiza la carga del equipo con el jugo que se desee concentrar. Posteriormente se cierra y el proceso de evaporado dura varias horas. Se hace pasar vapor tanto a través de una camisa que envuelve al equipo como por serpentines internos. El vapor que comienza a generarse dentro del equipo sale por la parte superior del mismo y es recogido en un condensador. Para ayudar en el proceso de evaporación el condensador trabaja a vacío, y dependiendo de lo sensible que sea el producto a la degradación por alta temperatura, así el vacío aplicado es mayor o menor. De todos los evaporadores, este es el que tiene un menor coeficiente de transferencia y por ello necesita de más energía para lograr la concentración final deseada, con lo que el ratio de vapor consumido y agua retirada es el mayor de todos. Debido a esto, como una mejora a estos equipos se propuso utilizar agitación mecánica, y así lograr aumentar el coeficiente de transferencia de energía y disminuir la cantidad de vapor consumida. Otra forma de aumentar la energía transferida durante el proceso de concentración es aumentar el área de intercambio del serpentín interno, pero por restricción del tamaño del equipo y del volumen de carga a procesar esto se hacía inviable.

A continuación, se muestra un esquema del evaporador tipo batch [1,2,3]:

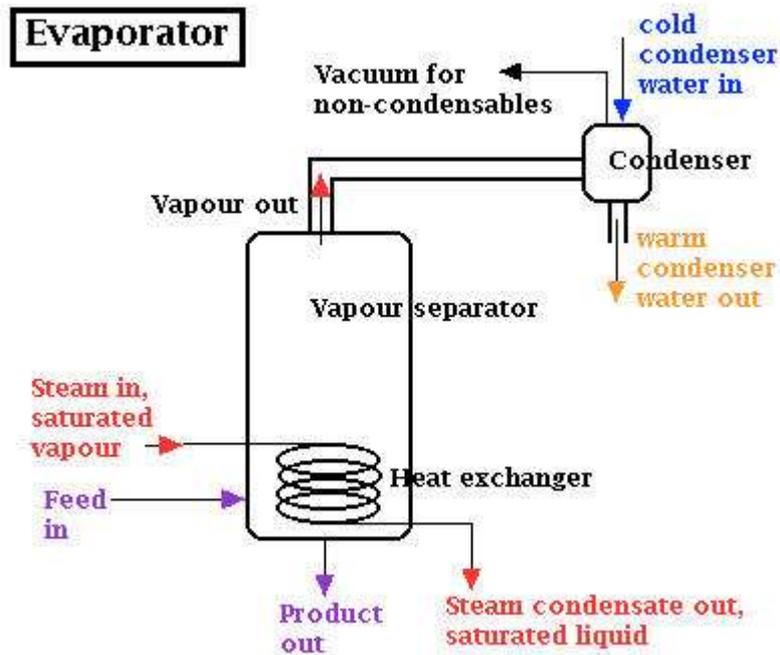


Ilustración 1. Esquema evaporador tipo batch [2]

Un ejemplo de evaporador tipo batch que hoy día siguen en el mercado sería el que aparece en la siguiente imagen:

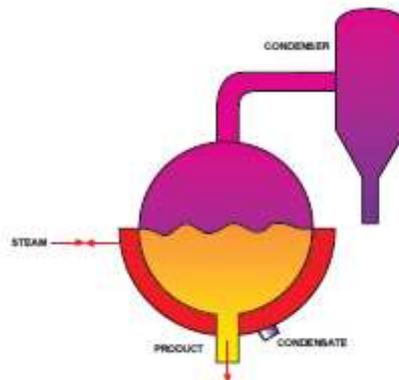


Ilustración 2. Esquema evaporador tipo batch industrial [1]

Como se aprecia en la imagen, el evaporador es el equipo de la derecha y el condensador en este caso son una batería de aerorrefrigeradores.

2.2. Evaporador de circulación natural

Los evaporadores de circulación natural son evaporadores de alimentación continua. Aparte del tipo de alimentación, tiene como diferencia fundamental con los evaporadores batch que el intercambiador de calor está fuera el evaporador, lo que elimina la restricción de tamaño que existía al tener que contener intercambiador y evaporador en un solo equipo. Este avance permitió incrementar la capacidad de evaporación. El funcionamiento del equipo es el siguiente:

La alimentación entra al equipo precalentada y se mezcla con parte del condensado que no sale del equipo ya que se recircula. De ahí pasan al intercambiador de calor, que es generalmente un intercambiador tipo carcasa y tubo, al que se alimenta el vapor. Este vapor calienta la mezcla con lo que se comienza a evaporar y los vapores van ascendiendo por el equipo. Esta evaporación genera una zona en la que se crea una depresión, la cual produce la succión de la alimentación y así se logra el movimiento del fluido en el evaporador. La mezcla de vapor y líquido pasa al evaporador donde los vapores salen por la parte superior. Parte del concentrado es retirado por la parte inferior y parte se vuelve a recircular al equipo como se ha mencionado. El equipo puede formar parte de un tren de evaporadores múltiple efecto, o trabajar como un simple efecto. Generalmente trabajan a vacío para minimizar el gasto de vapor y evitar la degradación térmica del producto.

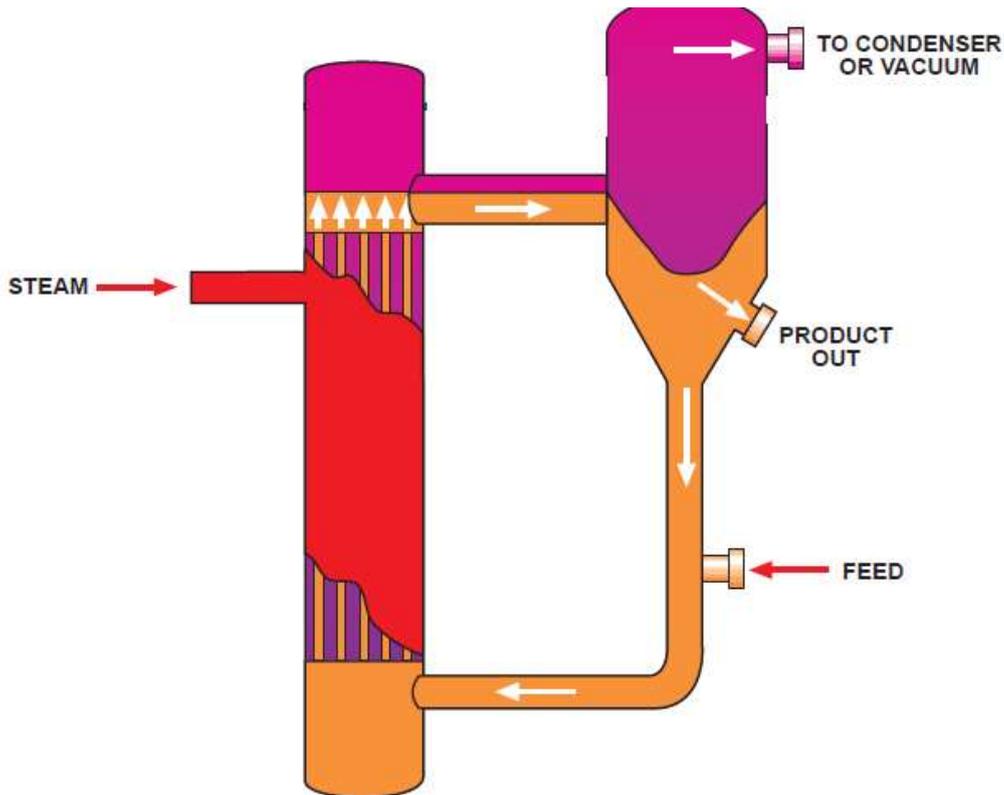


Ilustración 3. Esquema evaporador circulación natural [1]

2.3. Evaporador de película ascendente

Este evaporador fue desarrollado a principios del siglo XX. Consta de dos equipos, el intercambiador de calor externo y el evaporador. El principio de funcionamiento es el siguiente:

Al intercambiador llega por la parte externa de los tubos vapor y en contra corriente entra por la parte de los tubos la alimentación al equipo. A medida que la alimentación asciende por el intercambiador, se va evaporando parte del solvente, con lo que se va formando una capa cada vez más fina de alimentación en el tubo, aumentando la velocidad de paso del producto por los tubos, mejorando así el intercambio de calor y aumentando considerablemente el coeficiente global de transferencia de calor. Esto provoca que el tiempo de residencia en el equipo sea menor y por lo tanto se tenga una mayor capacidad

de evaporación. Se necesitaban equipos mucho más compactos para una misma capacidad de evaporación, lo que provocó un gran avance en este tipo de tecnologías ya que el coste se redujo considerablemente. A continuación se muestra un ejemplo de este equipo:

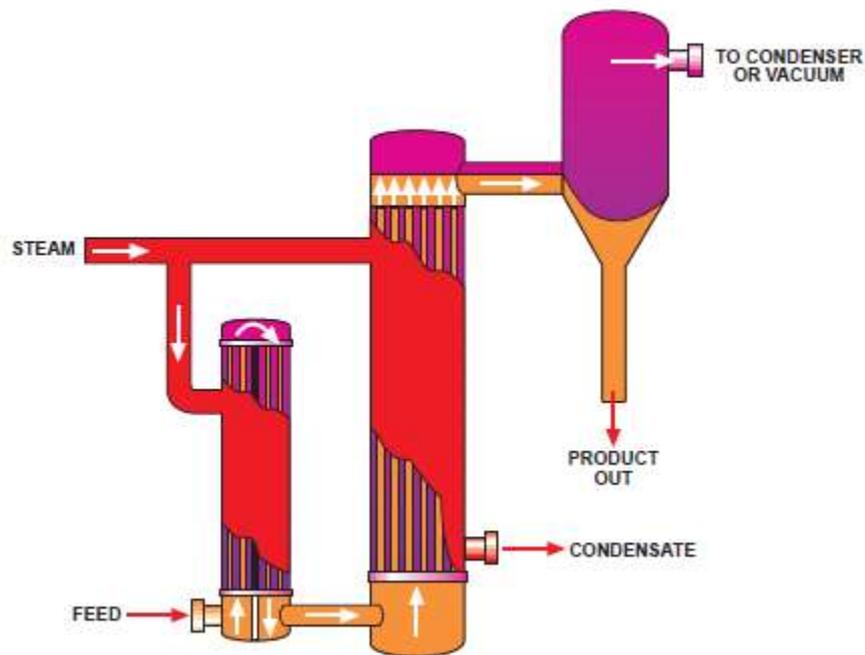


Ilustración 4. Esquema evaporador película ascendente[1]

Se puede observar en la imagen una aplicación de esta tecnología, en la que se integra dentro de un proceso de destilación, aunque el principio de funcionamiento es el mismo. Se ve como al equipo de intercambio de calor llega por la parte inferior la alimentación y por la superior el vapor. En el cambiador de calor se produce la evaporación de la alimentación. La alimentación parcialmente evaporada entra a un recipiente en el que se separa el vapor del líquido. El vapor va al condensador en el que es recogido. El concentrado cae a la torre de platos en la que con vapor directo se produce la destilación, del concentrado. Por el fondo de la columna se recoge el concentrado.

En la siguiente figura se observa como el intercambiador y el evaporador se han acoplado para una mejor compacidad del sistema.

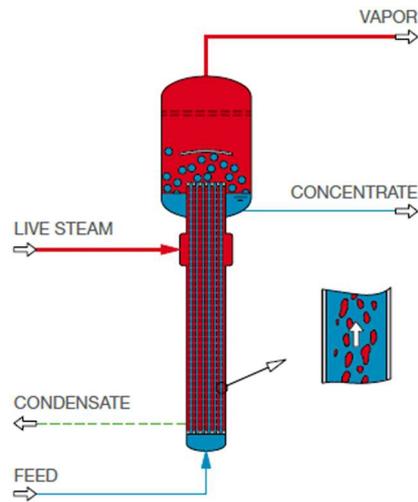


Ilustración 4. 1. Esquema evaporador película ascendente [6]

2.4. Evaporador de película descendente.

Pasó casi medio siglo hasta que en busca de una mejora de la tecnología se optó por fabricar evaporadores de película descendente. El desarrollo fue provocado por la necesidad de tener una mayor capacidad de los equipos. En el evaporador de película ascendente, al actuar contra la gravedad, la película formada en el interior de los tubos era más gruesa, con lo que para que funcionara correctamente se debían tener gradientes de temperaturas en torno a los 25 °C como mínimo. Si disponíamos de vapor en torno a 120 °C, estaba limitado el número de efectos a 4, ya que al avanzar por los efectos el gradiente de temperatura no era suficiente para realizar la evaporación correctamente. Al invertir el flujo de alimentación y del vapor, la película descendente es más fina, con lo que la velocidad de flujo de la alimentación a través del tubo es más rápida. Con esta mejora conseguimos:

- Disminuir tiempo de residencia, esto es, aumento de capacidad.

- Disminuir el gradiente de temperatura necesario para la correcta evaporación de la alimentación, que pasó a ser del orden de los 10°C.
- Aumentar el coeficiente de transferencia de energía, mejorando el intercambio y por ende necesitando menos superficie de intercambio.

Este avance provocó que los equipos pudieran ser más compactos y conseguir un gasto de vapor menor. El esquema de estos evaporadores es el mostrado a continuación [1]:

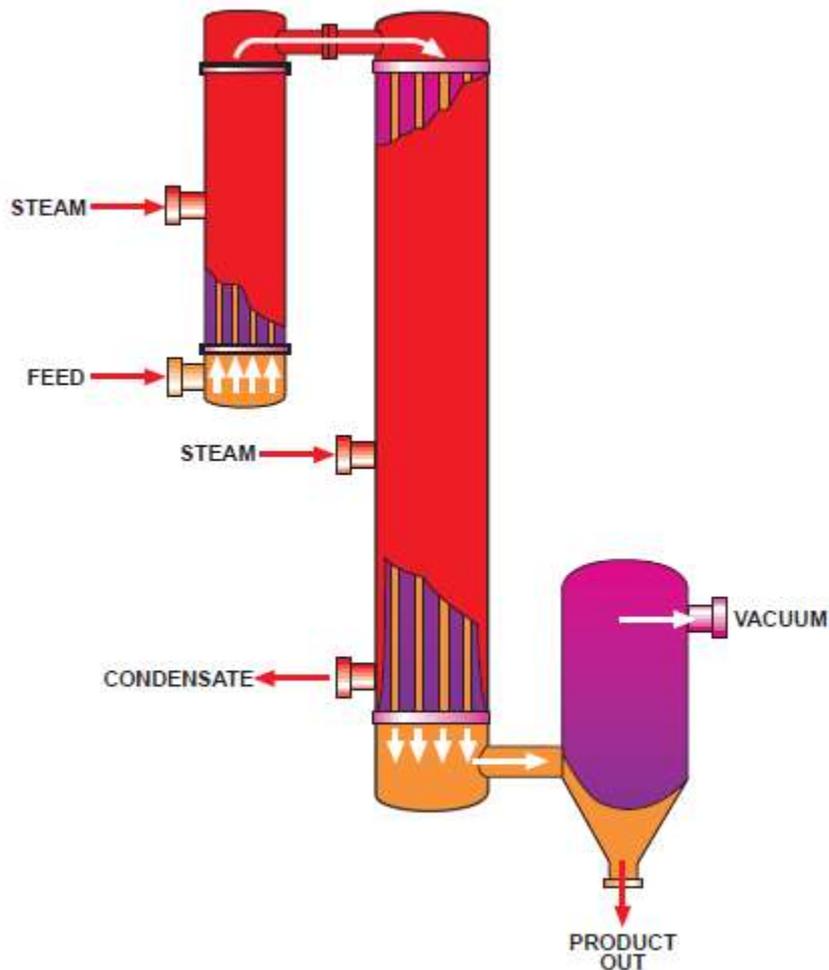


Ilustración 5. Esquema evaporador película descendente [1]

En la siguiente figura se observa la integración del intercambiador y el evaporador [7]:

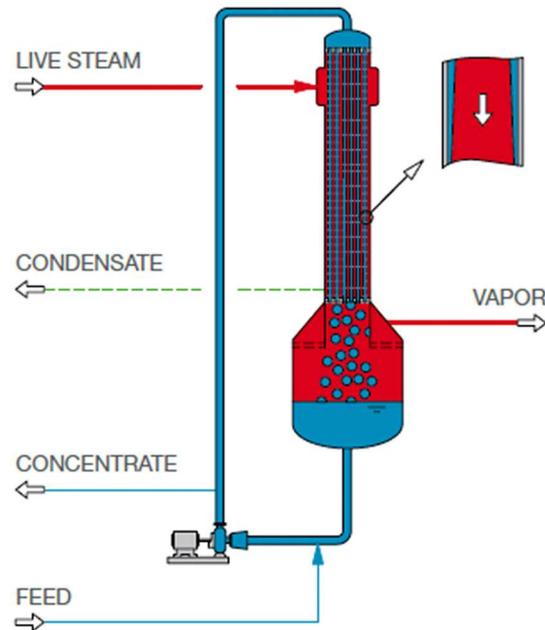


Ilustración 5. 1. Esquema evaporador película descendente [7]

Lo más llamativo de esta ilustración es que se observa en la parte derecha de la misma la forma de la película que se forma al descender el fluido por los tubos.

También se diseñó un modelo combinado, en el que se tienen dos intercambiadores, uno de película ascendente primero y posteriormente uno de película descendente. Esta combinación aprovecha las ventajas de ambos equipos. Por un lado en el intercambiador de película ascendente se logra que el flujo de líquido alimentado sea uniforme y se tiene un primer paso de evaporación. En el posterior intercambiador de película descendente se logra una mejor evaporación y por lo tanto la combinación de ambos procesos. La desventaja principal de esta combinación es que se hace necesario la adquisición de dos equipos, con el consiguiente incremento en el gasto que esto supone.

2.5. Evaporador de circulación forzada.

El evaporador de circulación forzada se desarrolló para la evaporación de licores que eran susceptibles de cristalizar en el equipo. Para ello se hace pasar el líquido a través del intercambiador a gran velocidad, evitando así que comience a ebullición en el intercambiador gracias a que sobre este equipo existe una columna de líquido que ejerce la presión hidrostática suficiente para que el fenómeno de la ebullición no tenga lugar. Luego el líquido pasa al evaporador, dónde la presión es menor y se evapora parte del líquido. Este tipo de evaporadores son muy usados en los casos en los que si existe evaporación de agua, se forma un depósito en los tubos del intercambiador, es decir, cuando tenemos compuestos que son poco solubles. A continuación, se muestra un ejemplo de este tipo de evaporador:

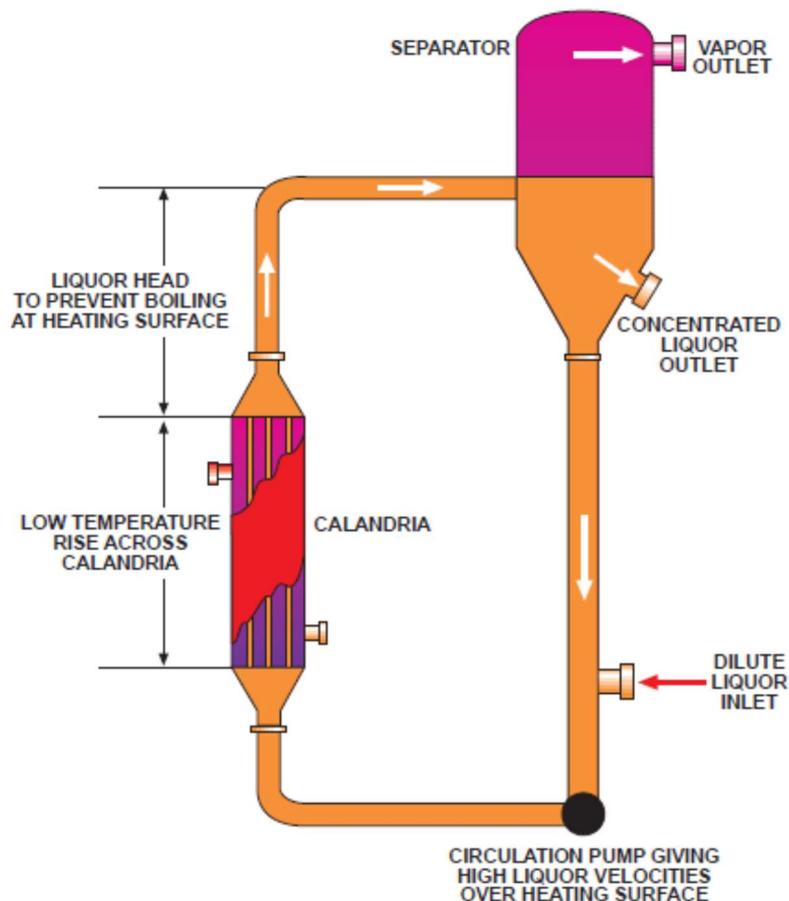


Ilustración 6. Esquema evaporador circulación forzada [1]

2.6. Evaporador de pared fina.

Los evaporadores de pared fina utilizan el mismo concepto que el de película descendente, es decir, lograr un menor espesor de pared a lo largo del tubo de intercambio. A partir de esa idea se desarrollaron estos equipos, en los que se han unido el evaporador y el intercambiador de calor. Su funcionamiento es el siguiente:

El equipo es alimentado por la parte superior. La alimentación cae sobre un plato que se encuentra girando ya que se encuentra unido al eje de un agitador. Por rebose, la alimentación cae por gravedad a lo largo de la pared. El eje tiene unas palas que se denominan rascadores que van creando una película fina a lo largo de la longitud del intercambiador. El vapor pasa por la camisa del intercambiador, de modo que con un modelo de intercambiador doble tubo con un agitador realizamos la evaporación. Este tipo de evaporadores se usan sobre todo cuando el fluido a evaporar es muy viscoso o de muy alto valor debido a que la película que crea es tan fina que permite la evaporación del agua a una temperatura inferior al resto de evaporadores ya expuestos. Hay que señalar que tienen una mayor complejidad constructiva y un mayor mantenimiento. A continuación se muestra un ejemplo de este tipo de equipos [8]:

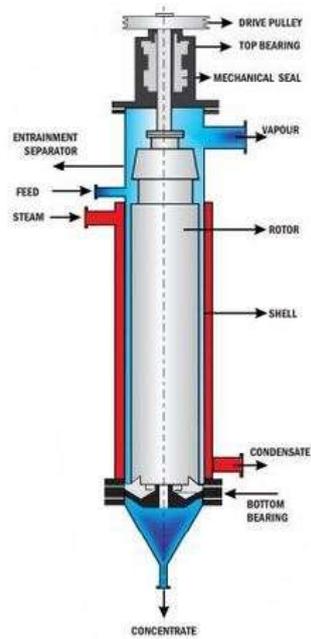


Ilustración 7. Esquema evaporador pared fina [8]

2.7. Evaporadores con intercambiadores de calor de platos.

Se desarrollaron como alternativa a los evaporadores en los que usaba el intercambiador de carcasa y tubo. Las diferencias y las ventajas que presentan los intercambiadores de placa son las siguientes:

- Accesibilidad a las superficies de intercambio de calor
- Versatilidad, ya que añadiendo o quitando etapas de intercambio aumentamos o disminuimos el área de intercambio del equipo
- Diseño más compacto

Por lo tanto, en todos los sistemas de evaporación anteriores es posible el introducir estos intercambiadores de calor en lugar de los de carcasa y tubos.

2.8. Condiciones operativas y características del producto.

A la hora de decantarnos en un proceso industrial por la colocación de un equipo de evaporación hay que conocer cuál de todas las tecnologías existentes es la que en principio puede adecuarse mejor a nuestro proceso, ya que no todos los evaporadores son aptos en todas las circunstancias operativas ni pueden manejar todo tipo de productos.

Por ello se hace imprescindible definir una serie de conceptos que nos ayuden a identificar qué características se han de tener en cuenta a la hora de elegir una u otra tecnología. Entre los más destacables se encuentran los que a continuación se detallan:

- Contemplar en el diseño el área mínima suficiente para conseguir la concentración necesaria.
- Conseguir separar de manera efectiva el vapor del líquido.
- Conocer las condiciones de calidad requeridas en el producto.
- Diseñar el proceso de manera eficiente energéticamente.
- Minimizar el ensuciamiento de los intercambiadores de calor.
- Construirlos en el material adecuado según el producto a procesar.

En la correcta elección de un equipo evaporativo hay que tener muy en cuenta las condiciones operativas del proceso, así como las características que tenga el producto a evaporar. A continuación, se presentan las de mayor peso a la hora de decidir por una u otra técnica [1,9].

2.8.1. Degradación del producto por temperatura

Existen multitud de productos que al estar sometidos a altas temperaturas sufren una degradación que los hace inservibles. Es el caso por ejemplo de productos alimenticios o productos farmacéuticos. Estos productos

exigen evaporaciones a bajas temperaturas y con tiempo de residencia cortos. Requieren combinar evaporadores de volumen pequeño que no trabajen a alta temperatura, es decir, con un alto vacío para así poder descender la temperatura de ebullición del producto.

2.8.2 Ensuciamiento

El ensuciamiento es un factor muy a tener en cuenta. Normalmente se produce por deposición de sólidos que o bien vienen en suspensión con la alimentación, por la precipitación de sólidos debido a que al concentrarse la alimentación disminuye la solubilidad o por la degradación del producto. La deposición a lo largo de los tubos de una película que vaya cada vez disminuyendo la transferencia de energía y la evaporación sea cada vez menor. Esto hace que el mantenimiento por limpieza sea frecuente si no se contempla desde el principio esta incidencia.

2.8.3. Formación de espumas.

La formación de espumas durante el proceso de evaporación es algo muy normal. El problema radica en que la formación de las mismas dificulta la separación del vapor y del líquido en el evaporador, haciendo que la eficiencia de separación descienda. Debe de preverse antes de cerrar el diseño ya que puede tener una solución sencilla a priori que luego puede ser muy complicado introducir en el equipo una vez cerrado el diseño.

2.8.4. Viscosidad

Es un factor muy importante que determina que unos evaporadores sean válidos para algunos productos y para otros no. El conocer cómo varía la

viscosidad del producto a lo largo de todo el proceso de evaporación es fundamental.

2.8.5. Requerimientos constructivos

Hay que pensar durante el diseño que materiales son los que van a emplearse dependiendo del producto que se quiera evaporar.

2.9. Mejores aplicaciones para cada tipo de evaporador

2.9.1. Evaporador batch

Este evaporador suele usarse hoy día para procesos en los cuáles la cantidad de solvente a retirar no es muy elevada y no se trata de un proceso que sea continuo. No importa la viscosidad del fluido.

2.9.2 Evaporador de circulación natural

Están indicados sobre todo para procesos limpios y soluciones estables frente a la temperatura debido a que por ser natural la circulación la transferencia de calor es menor que en el caso de usar una bomba para la impulsión de fluido.

2.9.3. Evaporador de circulación forzada

Es apto para fluidos viscosos (hasta 5000 cP) debido a que es una bomba la que impulsa el fluido. Debido a la velocidad del fluido por los tubos, el

ensuciamiento se reduce. Pero tienen como desventaja que son equipos caros, tanto en inversión de capital como en mantenimiento.

2.9.4. Evaporador de película descendente

Proporciona un alto coeficiente de transferencia de calor, lo que hace que sea de los más compactos. No es adecuado cuando el fluido tiene una viscosidad superior a 300 cP ni tampoco lo es para fluidos muy sucios o que pueden llegar a ensuciar rápidamente los tubos del intercambiador. A pesar de esto hay que señalar que es el más común en la industria ya que generalmente es el más económico y se tiene una eficacia aceptable. Otro hándicap es que tiene utilizar recirculación.

2.9.5. Evaporador de pared fina

Este evaporador puede trabajar sin problemas con fluidos viscosos. Es el que mayor transferencia útil de energía se tiene debido a su alto coeficiente de transferencia. Desde el punto de vista de la sensibilidad térmica del producto es el que opera con condiciones más suaves. Solo tiene dos desventajas frente a sus competidores que son su alto coste de operación y de mantenimiento ya que las palas rascadoras tienden a degradarse y hay que sustituirlas.

A modo de resumen a continuación aparece una tabla en la que viene recogida para un reconocimiento rápido que tecnología es la más idónea en función de los distintos parámetros anteriormente descritos [1,9]:

Elección de evaporador en función de las características del producto							
Tipo de evaporador	Proceso limpio	Alta capacidad	Sólidos	Suciedad	Espumas	Sensibilidad temperatura	Fluidos viscosos
Batch	X						X
Circulación natural	X						
película ascendente	X	X			X		
película descendente	X	X	X		X	X	
Circulación forzada	X	X	X	X	X		
Evaporador con intercambiador de platos	X	X	X	X	X	X	X
Evaporador pared fina	X	X	X	X	X	X	X

Tabla 1. Resumen elección evaporador en función del producto a evaporar

3. Proceso de evaporación.

En el punto anterior se ha analizado desde un punto vista conceptual los distintos tipos de evaporadores que existen en la industria. En este apartado se centra en describir el proceso de evaporación en un múltiple efecto, así como los detalles a tener en cuenta en la concentración del azúcar.

A la hora del diseño de un evaporador múltiple efecto para su aplicación a la concentración del azúcar extraído ya sea de caña de azúcar o de la remolacha, existen una serie de parámetros que han de tenerse en cuenta, como son los siguientes [13,14]:

- Temperatura máxima de trabajo:

Como es bien sabido, el azúcar al ser sometido a temperatura, tiene tendencia a caramelizarse. Esta cristalización provoca una pérdida en la cantidad de sacarosa presente en el azúcar, aparte de un oscurecimiento del mismo. Por lo tanto las recomendaciones existentes dicen que no se debe estar a una temperatura por encima de 130°C durante más de dos minutos para evitar que comience la cristalización del azúcar. Este valor es indicativo para la extracción de azúcar a partir de la remolacha. Dependiendo de la materia prima de partida, estas condiciones pueden variar. Sólo en el caso de aquellos evaporadores que presentan una tecnología de evaporación de película fina, la temperatura a la que se puede trabajar es algo mayor, pero tampoco es recomendable excederla.

- Punto de comienzo de la cristalización:

El proceso de cristalización no sólo se ve afectado por la temperatura. También se ve afectado por el brix, de manera que a medida que el brix va aumentando, también lo hace la probabilidad de que el producto cristalice. Para el caso de este proyecto, que trata de dilucidar la tecnología óptima desde el punto de vista técnico-económico del proceso de evaporación de azúcar blanca, se puede encontrar en la bibliografía que el valor óptimo de brix final está situado en torno al 50%-60%. Si se supera ese valor se corre riesgo de

cristalización por lo que este será otro de los límites a la hora del diseño de los equipos.

- Mínima temperatura de operación:

La temperatura mínima de operación la marca el vacío que se pueda conseguir en el equipo. El sistema de vacío no se tratará en este trabajo, ya que es una variable que afecta a todos los procesos. Se trabajará con presiones de operación en los evaporadores similares en todos los casos estudiados.

- Elevación del punto de ebullición [10]:

Cuando se tiene una solución en la que tenemos un soluto presente, se produce una elevación del punto de ebullición debido a la presencia del soluto, ya que éste ejerce una presión hidrostática en la superficie del fluido que provoca este fenómeno. En el caso en el que tenemos una solución formada por azúcar y agua el incremento de la temperatura de ebullición de la solución se comporta según la ecuación planteada por Hong en el año 1963,

$$EPB = \frac{2 * Brix}{100 - Brix}$$

Esta ecuación ha sido implementada en la hoja de cálculo diseñada en este trabajo.

3.1. Tren evaporación múltiple efecto.

El evaporador múltiple efecto fue desarrollado por Rilleux's a principios del siglo XIX. Por aquella época ya se utilizaban los evaporadores que usaban vapor como fluido calefactor. Este americano de origen francés desarrolló la idea de usar el vapor que se generaba en el evaporador como producto de la evaporación como fluido calefactor de otro evaporador. Pero se encontró con un escollo, ya que es imposible el evaporar un jugo de cualquier sustancia con su mismo vapor a la misma presión, para que la evaporación tenga lugar tiene

que haber una diferencia entre las temperaturas de los fluidos. Rilleux's consiguió solventar este problema estableciendo distintas presiones de trabajo para los evaporadores, de manera que el segundo evaporador trabajara a una presión menor que el primero para que así la mezcla hirviera a una temperatura menor que en el primer evaporador y conseguir aprovechar los vapores generados en el mismo. Un valor del ahorro energético que se obtiene puede estar cerca del 80% del gasto total, es decir, reutilizando los vahos producidos en las evaporaciones podemos reducir el consumo energético en un 80%.

Este sistema presenta la necesidad de tener que contar con un sistema de vacío, que hasta el momento, no había sido necesario. Pero cuenta por el contrario con una serie de ventajas que lo hizo en su momento ser el sistema industrial de evaporación que se impuso en todo el mundo, y son las siguientes [13,14]:

- 1) Aumenta la diferencia de temperatura entre el fluido calefactor y el fluido a evaporar. Esto conlleva un descenso de área de intercambio, que se refleja en un descenso en el coste de los intercambiadores y en el consumo de vapor vivo para al final tener un mismo brix.
- 2) Permite evaporar la mezcla a unas temperaturas menores, con lo que hay menos posibilidades de que el fluido resulte degradado por el efecto de la temperatura.

El evaporador múltiple efecto tiene varias configuraciones posibles, dependiendo si el flujo de vapor es hacia delante, hacia atrás o en paralelo. A continuación se muestra un esquema de cada configuración posible.

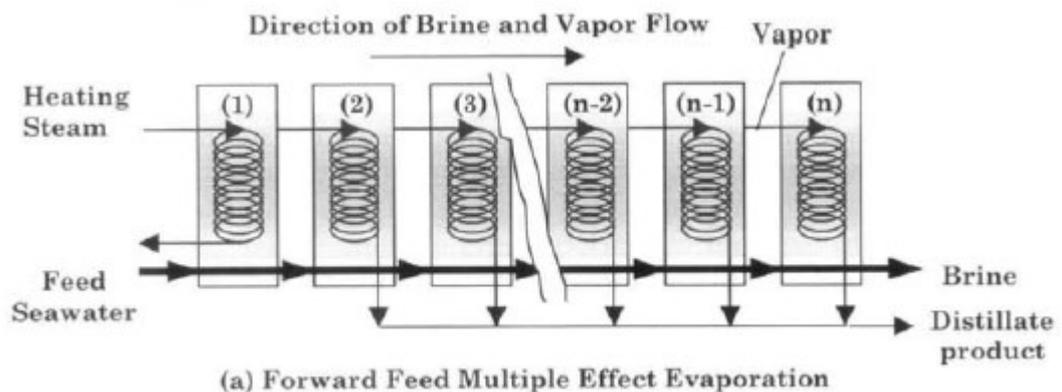


Ilustración 8. Esquema múltiple efecto sentido directo [13]

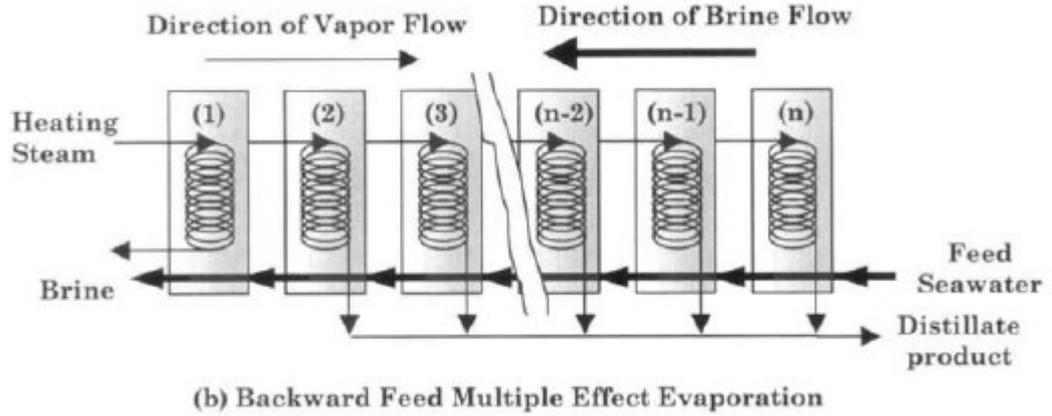


Ilustración 9. Esquema múltiple efecto sentido inverso [13]

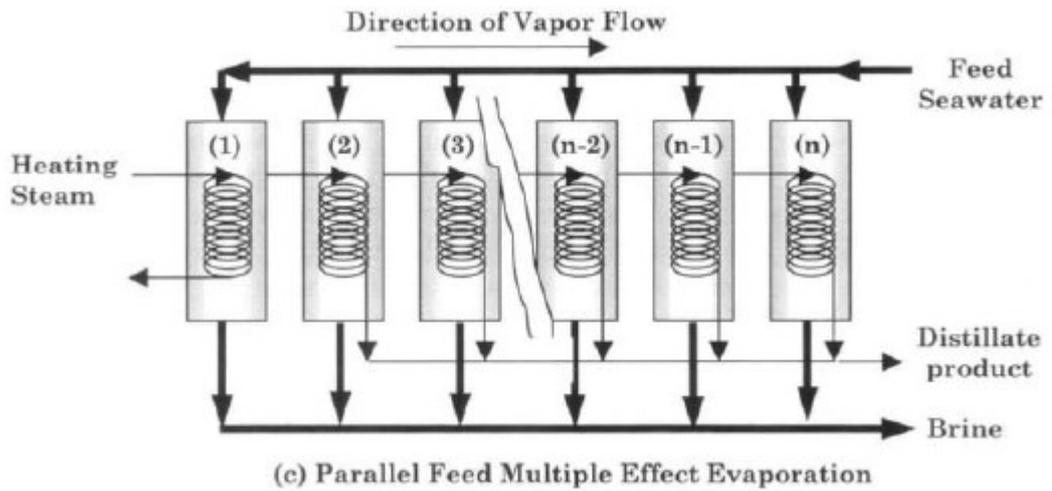


Ilustración 10. Esquema múltiple efecto sentido paralelo [13]

Todas ellas difieren entre sí en el sentido de flujo que lleva el vapor y el jugo a evaporar. Que se elija una u otra depende fundamentalmente de tres factores:

- 1) Temperatura a la que se quiere trabajar en los evaporadores.
- 2) Concentración del jugo
- 3) Tipo de jugo a evaporar

Para este trabajo se ha escogido un evaporador tipo flujo directo, es decir, vapor y jugo en el mismo sentido ya que así el vapor a mayor temperatura entra en contacto con el jugo en el evaporador que tiene menos posibilidades de cristalizar, ya que el azúcar es un producto muy sensible a la temperatura.

Los evaporadores elegidos para la simulación son evaporadores tipo falling film o película descendente. Estos evaporadores están compuestos por:

- Conjunto de tubos
- Espacio vapor
- Eliminador de niebla
- Espacio de recogida de jugo concentrado

3.2. Mejoras tecnológicas que se aplican a evaporadores múltiple efecto.

Para lograr mejorar la operación de un evaporador múltiple efecto existen dos tecnologías que son las más utilizadas a nivel industrial a día de hoy. Estas son, la compresión mecánica de vapor y la compresión térmica de vapor. A continuación, pasa a detallarse cada una de estas tecnologías [1,13].

3.2.1. Proceso de recompresión mecánica del vapor (MRV)

La recompresión mecánica (MRV) es el método idóneo para recuperar calor de una corriente gaseosa, utilizando el gas como fluido de trabajo de un compresor. Transforma la energía mecánica aportada al fluido en energía interna. Básicamente consiste en comprimir vapores de baja temperatura y presión con el fin de aprovechar a una temperatura mayor el calor liberado en la condensación de estos vapores. La energía mecánica aportada suele ser pequeña comparada con el calor que luego se obtiene en la condensación.

Supuso un gran avance para el ahorro energético en el proceso estudiado. Desde el punto de vista termodinámico la MRV es la tecnología óptima para la evaporación de agua. Depende del ratio de compresión elegido en el compresor, se puede reducir bastante el área de transferencia necesaria para la evaporación del solvente. El uso de esta tecnología permite, dependiendo del ratio de compresión, reducir entre 4 y 10 veces el área necesaria para la evaporación respecto a un evaporador múltiple efecto. Esto repercute directamente en el coste de inversión de los equipos, rebajándolos considerablemente. A continuación, se muestra un esquema en el que se integra un proceso MRV con un evaporador falling film, la misma configuración elegida para este proyecto, sólo que está representado un solo efecto [17]:

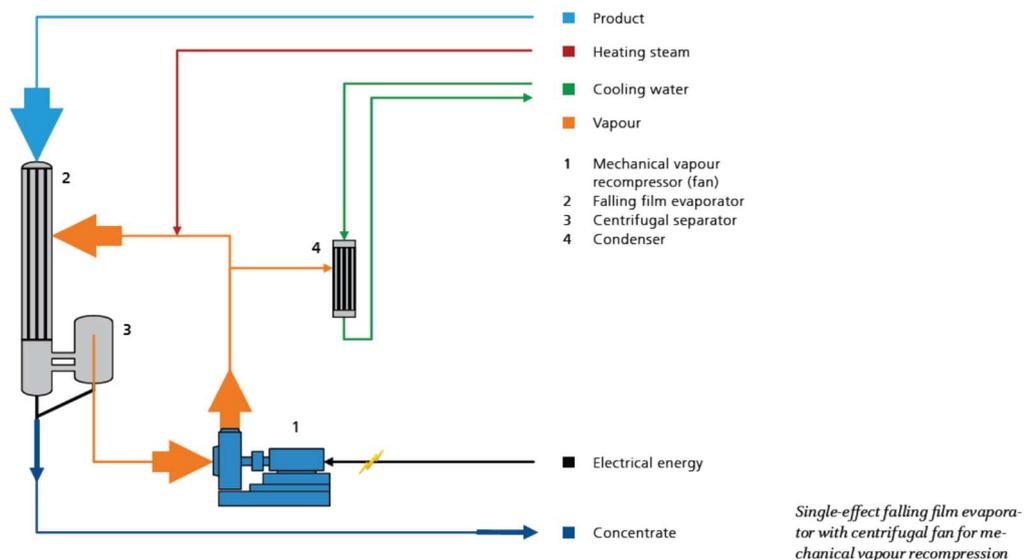


Ilustración 11. Esquema MRV en un proceso industrial

Pero la recompresión mecánica de vapores no sólo tiene aplicación en el proceso de evaporación, ya que en una columna de destilación se pueden comprimir los vapores de cabeza antes de ser devueltos a la columna como reflujo. Al comprimir los gases de cabeza, su temperatura de saturación se eleva. Si luego llevamos estos vapores al hervidor, condensan y se transfiere calor al producto de cola de la columna, con lo que lo conseguimos evaporar parcialmente. A continuación, estos vapores son inyectados de nuevo en la

columna. A diferencia de una bomba de calor por compresión de ciclo cerrado, éste es un proceso abierto en el que el fluido de trabajo es el vapor de cabeza de la columna. El vapor de cabeza una vez condensado se expande obteniéndose como resultado el producto destilado y el reflujo. Se puede llegar a conseguir un ahorro energético del 90% con este proceso.

A la hora de implantar una MRV, el coeficiente de operación, COP, es uno de los parámetros fundamentales para evaluar a la hora de decantarnos por esta tecnología. El COP de un sistema de recompresión se define como la relación entre el calor obtenido en el condensador y la energía mecánica consumida en la compresión. Al igual que en una bomba de calor de ciclo cerrado, el COP depende principalmente de la diferencia de temperaturas entre el foco frío y del foco caliente, que para el caso de un evaporador, son las temperaturas de cabeza y de cola. La ventaja que tiene la MVR frente a una bomba de calor de ciclo cerrado es la eliminación de uno de los intercambiadores, el evaporador, con lo que se puede trabajar con un menor salto de temperatura entre ambos focos, obteniéndose un COP más elevado. Para un rendimiento isentrópico de compresión del 65%, se puede alcanzar valores superiores a 10 para saltos térmicos entre ambos focos de 20°C, definida para un foco frío a 25°C y el foco caliente a la temperatura de condensación de los vapores.

Una primera evaluación económica de los costes de operación anuales de una MVR puede realizarse en términos del COP. La MRV puede ser competitiva frente a un sistema convencional de calentamiento si los costes de la electricidad son menores que los del combustible [18]:

$$W * c_{el} < Q * \eta_{cal} * c_{comb}$$

$$c_{el} \text{ (Coste electricidad)}$$

$$c_{comb} \text{ (Coste del combustible)}$$

El COP queda como:

$$COP = \frac{c_{el}}{c_{comb}}$$

Esta relación de costes unitarios puede llegar a tomar típicamente valores que están entre 3 y 4, de lo que se deduce que con MRV se pueden llegar a tener unos ahorros energéticos y económicos considerables. Evidentemente este criterio es necesario pero no suficiente para justificar la implantación de una MRV. Un análisis más detallado debe incluir además los costes de inversión y de mantenimiento de los equipos necesarios. La comparación de sistemas abiertos (MRV) y sistemas cerrados (bomba de calor) conduce a los siguientes resultados:

- 1) Desde un punto vista económico, es más atractivo el sistema abierto ya que se elimina un intercambiador de calor, lo que permite trabajar con un diferencial de temperaturas menor entre focos, como ya se ha mencionado
- 2) El sistema cerrado es más flexible desde el punto de vista operativo, pero tiene un mayor coste de inversión.
- 3) El sistema cerrado permite trabajar con fluidos contaminados y se pueden combinar fácilmente con otro tipo de procesos, además de tener al compresor más protegido.

Habría que considerar optar por una tecnología MRV cuando se quiere reducir el gasto de agua de refrigeración, ya sea por el coste o por la escasez de la misma. Al ya no utilizar agua para refrigerar, se puede variar las condiciones operativas del evaporador, pudiendo trabajar a temperaturas menores. Si en la cabeza no necesitábamos agua de refrigeración, en la cola se reduce la cantidad de vapor de baja presión que se necesita o reducir el consumo de combustible de la caldera.

Un factor a tener muy en cuenta es que el producto a manejar debe ser inmisible con el aceite lubricante del compresor. En caso que pueda haber mezcla, es necesario colocar separadores específicos.

3.2.1.1. Aplicaciones MRV en procesos de evaporado y hervido

El uso de la RMV en los procesos de evaporación, como en el proceso de secado tiene las misma implicaciones energéticas puesto que el calor latente

de vaporización requerido para evaporar el agua de la alimentación se recupera cuando se recondensa el vapor, el único gasto energético que existe sería el gasto del compresor siempre que la diferencia de temperatura entre el vapor que se obtiene y el líquido a alimentar no sea mayor de 7°C. El gasto energético del compresor suele rondar los 70 Kj/kg [19].

La tecnología MRV se utiliza para tres tipos de procesos:

- Concentración de productos.
- Reducción el líquido de un efluente
- Recuperación de agua

Las principales aplicaciones comerciales de la tecnología MVR son:

- La industria del papel
- La concentración de licores
- La industria química.

Como anteriormente se ha mencionado, tiene su mayor aplicación en las columnas de destilación y en los procesos de evaporación. La empresa Monsanto Chemicals fue la primera que usó la bomba de calor aplicada a las torres de destilación. Esto no era exactamente una MVR convencional, ya que ellos utilizaban un circuito de vapor cerrado para transportar la energía del condensador al reboiler de la columna.

Posteriormente la empresa British Petroleum la que implanto una MRV en sus procesos utilizando como fluido de trabajo del compresor los vapores que se producían en la columna. La mayor modificación que sufrieron sus columnas fue el incremento de la presión de trabajo para reducir en la medida de lo posible el tamaño del compresor necesario en el proceso y el diseño especial del cambiador de calor ya que tenían una restricción de 20°C entre en foco caliente y el frío para que la columna funcionara correctamente. Solventaron los problemas técnicos surgidos fácilmente y recuperaron sus inversiones en dos años.

3.2.1.2. Tipos de compresores para MRV

En principio todos los tipos de compresores podrían usarse para esta tecnología, lo que sí es cierto es que hay algunos tipos de compresores que se adaptan mejor a este proceso. A nivel industrial, los más utilizados son:

- Ventiladores o soplantes
- Compresor centrífugo
- Compresor tipo roots

En el gráfico que aparece a continuación pretende orientar al lector sobre qué el rango de aplicación de cada uno de los principales tipos de compresores empleados en el proceso de recompresión mecánica [17]:

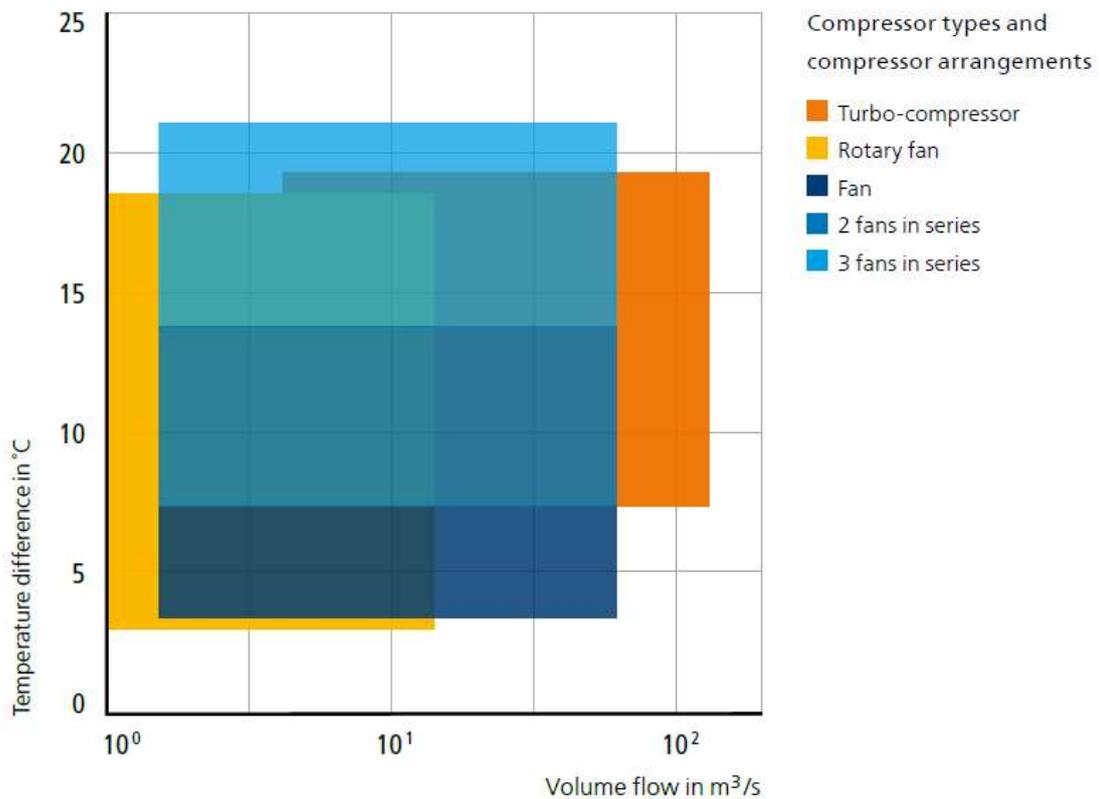


Ilustración 12. Tipo de compresor dependiendo condiciones de proceso

En la gráfica se observa que en aquellas aplicaciones en los que hay que mover caudales vapor menores y con menor saltos térmicos, los compresores indicados para su utilización son las soplantes, ya sean solas o en serie. Para aplicaciones con mayores caudales y mayores saltos térmicos deben utilizarse compresores tipo root o compresores centrífugos.

3.2.1.3. Análisis de costes MRV

Normalmente el coste de colocar un compresor en una instalación de evaporadores múltiple efecto es alto. Aparte lleva asociado un mantenimiento del equipo llevado a cabo por personal especializado. Pero en la mayoría de los casos tiene un periodo de pay-back de entre 1 y 3 años, dependiendo del proceso en el cuál se aplique [17].

Pasando a ver su aplicación directa en los procesos de evaporación múltiple efecto cabe señalar que este proceso consiste en comprimir el vapor producido en los evaporadores mediante el uso de un compresor y utilizarlos como fluido calefactor para evaporar el jugo de entrada al evaporador.

El proceso consta de los siguientes pasos:

- 1) Uso de vapor para comenzar la evaporación
- 2) Una vez se comienza a generar vapor, entra al compresor, que al subir su presión, aumenta la entalpía del vapor, que es reintroducido al evaporador.
- 3) A medida que se produce mayor cantidad de vapor, la entrada de vapor saturado al sistema es menor y se va sustituyendo por el vapor de salida del compresor.

Esto permite estar recirculando la cantidad de vapor necesaria para no tener que usar vapor de planta en los evaporadores. La energía que necesita el compresor es proporcional al salto de presión y temperatura necesitado y al área del evaporador. Esto hace que un aumento del área de intercambio en el evaporador haga que se disminuya casi proporcionalmente la potencia

requerida por el compresor. En este caso depende de los costes el que se elija una opción o la contraria. En prácticamente todos los casos el coste de inversión a realizar a la hora de implantar industrialmente un proceso MRV es el más alto, pero se amortiza en un plazo relativamente corto debido fundamentalmente al ahorro de vapor motriz. Esto se muestra en la siguiente gráfica:

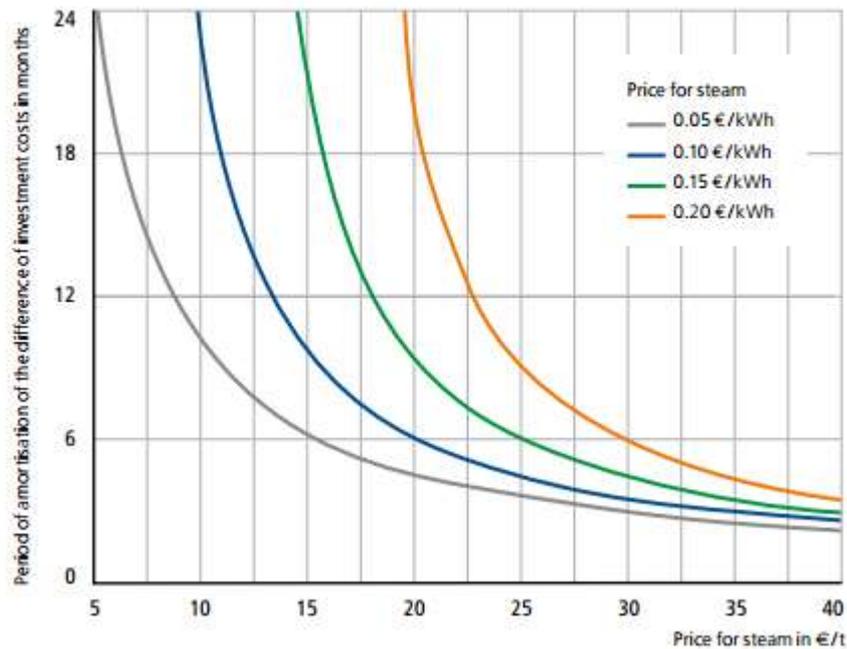


Ilustración 13. Coste MRV en función coste de vapor

En el gráfico se observa cómo en el caso más desfavorable, con un precio de compresión de 0,05 €/KWh y con un precio de la tonelada de vapor de 5€/t, en **dos años** se tendría recuperada la inversión. Esta gráfica está realizada para una instalación de un evaporador múltiple efecto de 4 efectos falling film, frente al coste de un simple efecto con MRV, aunque hay que señalar que no está contemplado ningún coste adicional, como pueden ser el mantenimiento del equipo, la criticidad del equipo o la obra civil. Estos parámetros si serán tenidos en cuenta en este estudio para poder realizar un análisis lo más exacto posible de las alternativas estudiadas. Si se define el salto entálpico que se desee en el equipo mediante el salto de presión queda definida la potencia necesaria el equipo de compresión [17].

3.3. Proceso de termocompresión (TVR)

El elemento clave de la recompresión térmica de vapor es el **eyector**. Este componente es de amplia aplicación en la industrial en todos aquellos procesos en que se requiere arrastrar o comprimir una corriente fluida sin utilizar un compresor o una bomba de aspiración. Ejemplos de estas aplicaciones pueden ser procesos tales como la purga de condensados o en instalaciones frigoríficas. En todos estos casos utilización de eyectores presenta como ventajas su bajo coste y larga vida de operación, que es prácticamente indefinida [16].

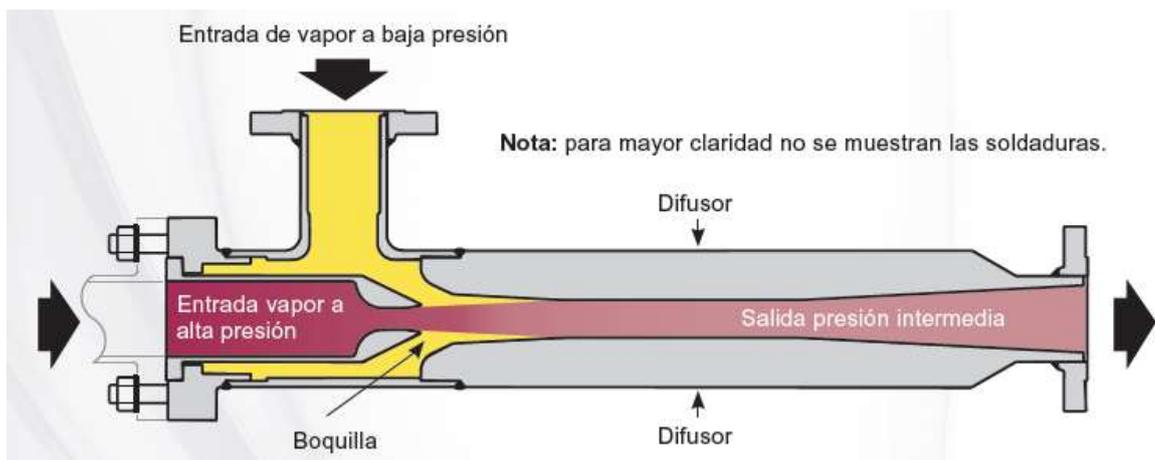


Ilustración 14. Termocompresor simple

Un eyector (Ilustración 14) es un dispositivo que utiliza la cantidad de movimiento y la energía cinética de una corriente de fluido vivo o motriz para arrastrar o comprimir una segunda corriente fluida.

El fluido que llega a más alta presión ejerce de fluido motriz, que al pasar a través de una boquilla y transforma su presión en alta velocidad. El segundo fluido entra en la zona de succión. Ambas corrientes se mezclan en un punto de baja presión. Tras la mezcla, la corriente avanza por la boquilla, en la que se transforma la velocidad de la corriente en presión, resultando una corriente con

una presión situada entre la corriente de mayor presión y la de menor presión. Se puede realizar un cálculo aproximado de un eyector aplicando los siguientes criterios [20]:

- 1) El fluido de mayor presión se expande isentrópicamente en la boquilla, con lo que la energía debida a la presión del fluido se transforma en energía cinética.
- 2) Ambos fluidos se mezclan a la presión de entrada de la corriente de menor presión.
- 3) La mezcla de los dos fluidos entra al difusor en el que la energía cinética se transforma en presión con una eficiencia de entre 65 y el 95%. A menor velocidad de entrada al difusor y mayor tamaño del mismo, tenemos una mayor eficiencia.
- 4) El ratio de compresión suele estar comprendido entre valores de 1,05 a 3.

3.3.1. Tipos de termocompresores.

Los principales tipos de termocompresores son los siguientes [16,20]:

- 1) Etapa simple: este eyector no tiene partes móviles y es el de construcción más sencilla. Ideal para presiones moderadas. Este modelo es el representado en la Ilustración 14.
- 2) Eyector con actuador: es un modelo más complejo que el anterior, ya que el actuador regula la entrada de vapor vivo al eyector y con esto se consigue una mayor capacidad de regulación de la carga. Un esquema de este equipo sería el siguiente:

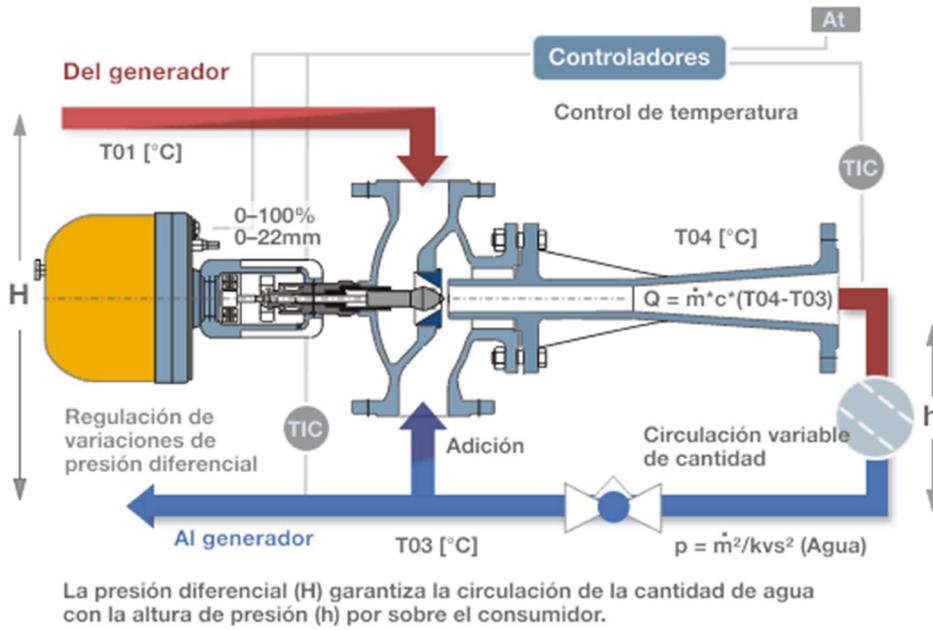


Ilustración 15. Termocompresor con actuador

- 3) Eyector de boquilla múltiple: este eyector tiene un tamaño mayor a los anteriores. Puede trabajar con un vapor vivo a menor presión que los anteriores y generalmente es el equipo de mayor eficiencia de los tres. Suelen tener un recubrimiento externo por el que pasa vapor para evitar la formación de hielo o agua en el interior del mismo. La siguiente imagen viene a representar este tipo de equipos:



Ilustración 16. Termocompresor de boquilla múltiple

Como aplicaciones típicas de la termocompresión se pueden citar los procesos de destilación y evaporación en los que se necesita que el vapor termocomprimido tenga una temperatura superior entre 10 y 20 K que el producto a evaporar. Sin embargo hay que observar que las posibles aplicaciones están limitadas, por el hecho de que los productos a comprimir se mezclan con el vapor motriz. En el caso de la destilación se realiza la recompresión térmica de los vapores de cabeza de una columna de destilación si se tiene vapor motriz, tal como ocurre en el caso de la recompresión mecánica de vapor. Para ello se comprime el vapor de vapor de agua de alta presión, lo que en procesos de destilación solamente es aceptable, en el caso en que el destilado también contenga agua.

En el caso de aplicaciones a procesos de evaporación la termocompresión es mucho más atractiva, ya que la evaporación de agua para la concentración o el secado de un producto no hay problemas entre la mezcla del agua y el vapor a alta presión si el solvente a retirar es agua. En evaporadores de múltiple efecto el vapor de agua se puede recomprimir mediante un eyector utilizando vapor de alta o media presión con el fin de reutilizar los vahos procedentes de la primera etapa.

La capacidad de un eyector se puede controlar hasta un cierto grado mediante la reducción de presión o estrangulamiento del vapor motriz, o bien utilizando una tobera de área variable. Se puede también cubrir un amplio intervalo de capacidades asociando eyectores, o bien conectando y desconectando los eyectores individuales, si hay variación de carga.

En aplicaciones en las que se ha implantado un eyector para aprovechar los vahos de un proceso, se puede alcanzar un COP de 2, pero típicamente se sitúa entre valores de 1,1 y 1,5 para saltos de temperaturas pequeños entre el foco frío y el foco caliente. En la tabla siguiente aparece recogida una comparación entre dos evaporadores múltiples, el primero de ellos sin termocompresión y el segundo de ellos con un termocompresor y se refleja el gasto de vapor específico [18]:

Números de efectos	1	2	3	4	5
Consumo específico de vapor sin RTV	1,1	0,55	0,4	0,3	0,24
Consumo específico de vapor con RTV	0,4	0,33	0,26	0,21	0,18

Tabla 2. Comparación consumo de vapor específico en la termocompresión

La tecnología de recompresión térmica permite disminuir la cantidad de vapor específico consumido en un valor cercano al 50% dependiendo de las condiciones del proceso. Esta tecnología es relativamente simple de diseñar, ya que sólo se consume vapor motriz y que no tiene partes móviles.

La limitación principal de la compresión térmica del vapor es su falta de flexibilidad para trabajar con distintas cargas, a causa fundamentalmente del limitado rango de operación de un eyector de una cierta capacidad.

En determinadas condiciones tales como una temperatura de ebullición no muy alta y una presión no inferior a la presión atmosférica la compresión mecánica del vapor es la mejor y la opción más económica. Si comparamos los consumos de vapor específicos por tonelada de agua evaporada entre las distintas tecnologías encontramos la siguiente tabla [18]:

Sistema de evaporación	Vapor (t)	Electricidad (Kwh)
1 efecto básico	1,2	5
1 efecto + termocompresión	0,45	5
3 efectos clásicos	0,4	5
3 efectos + termocompresión	0,17	5
Compresión mecánica del vapor	-	30

Tabla 3. Comparación consumos energéticos MRV y TVR

4. Caso base para el estudio económico del proyecto

En este apartado se presenta el caso de partida y el método seguido para su resolución. El proceso consta de un evaporador múltiple efecto con 4 evaporadores tipo falling film. El brix de entrada es del 12% y se desea salir del evaporador con un brix del 55%. Se van a tratar 50 t/h de jugo y para ello se dispone en la planta de vapor con las características que se presentan en la tabla adjunta [21]:

Caso base de cálculo	
Nº Efectos	4,00
Brix entrada	12,00
Brix de salida	54,99
Caudal de jugo a evaporar (kg/h)	50000,00
Temperatura de vapor motriz (°C)	140,00
Temperatura del jugo a evaporar (°C)	98,00
Presión de vapor motriz (Kpa)	361,20
Factor Pérdidas energéticas	0,97

Tabla 4. Caso base de cálculo

A continuación, se expone el método de cálculo seguido en la resolución de tanto el caso base como la aplicación a este caso de las tecnologías de compresión, tanto la térmica como la mecánica.

4.1. Cálculo evaporador múltiple efecto.

El proceso iterativo seguido para el cálculo del evaporador es el siguiente:

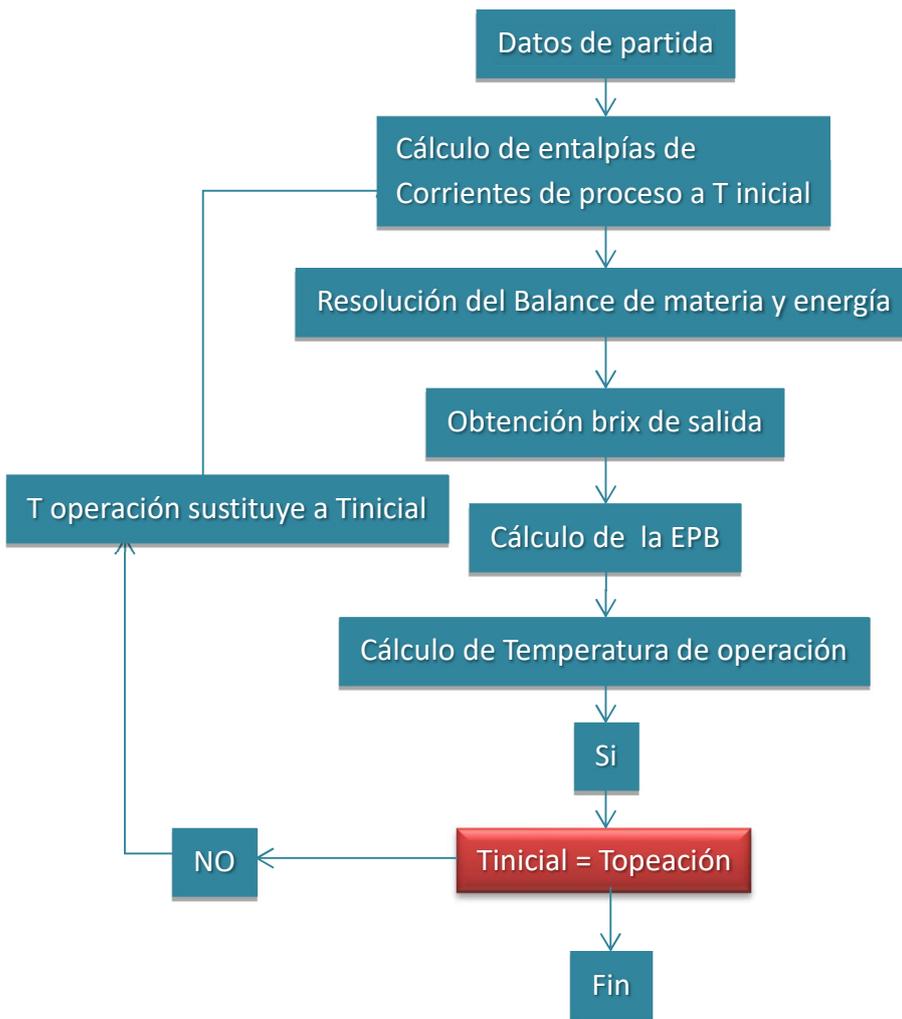


Ilustración 17. Esquema de cálculo tren de evaporación

El proceso de cálculo es el siguiente:

- 1) Partiendo de los datos iniciales expuestos anteriormente se procede al cálculo de las entalpías de las corrientes del siguiente modo:

- a. Las entalpías de las corrientes de vapor se obtienen de la hoja en la que se encuentran recogidas las entalpías de saturación a distintas presiones y temperaturas.
- b. La entalpía del jugo se obtiene a partir del cálculo de su calor específico (cp) y la temperatura de la corriente. El cp de la solución agua y azúcar se obtiene a partir del siguiente gráfico:

THERMOPHYSICAL PROPERTIES OF SOYBEAN MOLASSES

A.

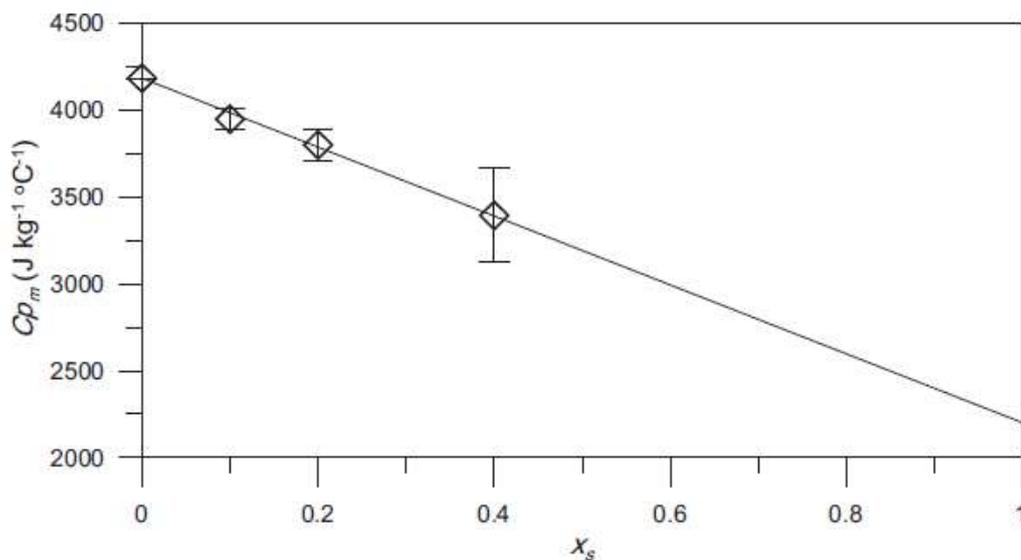


Ilustración 18. Relación cp de solución agua y azúcar

Del anterior gráfico se obtiene la ecuación para el cálculo de cp en función del brix de la corriente, que corresponde con la ecuación de una recta [10]:

$$cp_{jugo} \left(\frac{Kj}{Kg} \right) = \frac{4180 - (1980 * Brix/100)}{1000}$$

- 2) Con las entalpías de las corrientes calculadas, se procede a la resolución de los balances de materia y energía:

$$F = L + V$$

$$M_{vapor} * H_{vapor;sat} + F * H_F = L * H_L + V * H_V + M_{vapor} * H_{liq;sat} + Pérdidas$$

en la que cada término tiene como significado:

M_{vapor} : Masa de vapor saturado que alimenta al evaporador múltiple efecto

$H_{vapor;sat}$: Entalpía del vapor saturado

F : Corriente de jugo que va a ser evaporada

H_F : Entalpía de la corriente de entrada

L : Corriente de líquido salida del evaporador

H_L : Entalpía de la corriente líquida de salida del evaporador

V : Corriente de vapor generada en el evaporador

H_V : Entalpía de vapor saturado generada en el evaporador

$H_{liq;sat}$: Entalpía del vapor calefactor una vez sale líquido del reactor

$Pérdidas$: Factor de pérdidas que recoge la energía perdida a través del calorifugado de líneas y equipos.

- 3) Resuelto el balance de materia y energía, se obtiene la cantidad de vapor que se genera en el evaporador, y por lo tanto se puede calcular el brix de la corriente de salida mediante un balance de materia:

$$F * brix_{ent} = L * brix_{sal}$$

- 4) Con el brix de salida del evaporador, se calcula el incremento de la temperatura del punto de ebullición (EPB), mediante la fórmula:

$$EPB = 2 * \frac{brix}{100 - brix}$$

$$T_{\text{evaporador}} = T_{\text{inicial}} + EPB$$

- 5) Tras calcular la nueva temperatura de trabajo del evaporador, se vuelven a calcular las entalpías de las corrientes y así se entra en un proceso iterativo que se detiene cuando el brix de salida es constante.
- 6) Con el brix de salida del evaporador calculado, se utiliza como brix de entrada del segundo evaporador. El vapor generado en el primer efecto se utiliza como fluido calefactor en el segundo y se vuelve a realizar todo el proceso de cálculo, realizando las iteraciones necesarias para el cálculo de los 4 efectos. Hay que suponer una temperatura de trabajo de este segundo evaporador para el cálculo de las entalpías de las corrientes y volver a realizar los cálculos descritos en los puntos 4 y 5. Los balances de materia y energía en el caso del segundo evaporador serían:

$$L_1 = V_{\text{eva2}} + L_2$$

$$L_1 * \text{Brix}_1 = L_2 * \text{Brix}_2$$

$$V_{\text{evap1}} * H_{\text{vapor eva1}} + L_1 * H_{L1} = L_2 * H_{L2} + V_{\text{eva2}} * H_{\text{vapor eva2}} + V_{\text{evap1}} * H_{\text{liq;sat evap1}} + \text{Pérdidas}$$

Estos mismos balances son los aplicados en el resto de efectos. Tras realizar un proceso iterativo, se obtienen los brix de salida de cada evaporador así como sus temperaturas y presiones de trabajo de cada efecto.

- 7) Con los brix de salida calculados, se pasa al cálculo de las áreas necesarias para cada evaporador. Se ha supuesto un coeficiente global de transferencia de calor obtenido a partir de fuentes consultadas en la bibliografía.

El balance utilizado para la resolución es:

$$M_{\text{vapor}} * H_{\text{vapor}} = U * A * DTLM$$

Siendo:

U : Coeficiente global de transferencia de energía

A : Área del evaporador

$DTLM$: Diferencia logarítmica media de las temperaturas de las corrientes de entrada y salida del evaporador.

La herramienta de cálculo nos permite resolver el área de cada evaporador necesaria para que el brix de salida del evaporador múltiple efecto sea próximo a 55%. El coeficiente global de transferencia de energía es un parámetro cuya importancia es directamente proporcional al área de intercambio y por lo tanto a la inversión económica necesaria para la adquisición de estos equipos. Por lo tanto, será uno de los parámetros cuya influencia será estudiada en el apartado de análisis de sensibilidad de parámetros fundamentales.

Una vez realizada la simulación del tren de evaporación correspondiente al caso base de cálculo, los resultados son los mostrados en la tabla adjunta:

Nº Efectos	4,00
Brix de entrada	4,00
Brix de salida	12,00
Caudal de jugo a evaporar (kg/h)	50,01
Caudal vapor motriz (kg/h)	50000,00
Temperatura de vapor motriz (°C)	11400,00
Temperatura del jugo a evaporar (°C)	140,00
Presión de vapor motriz (Kpa)	98,00
Factor Pérdidas energéticas	360,70
Cálculo del tren de evaporación	
Evaporador 1	
Caudal de vapor generado (kg/h)	10389,58
Brix de salida	15,15
Temperatura de operación (°C)	103,36
Presión de operación (Kpa)	113,9
Evaporador 2	
Caudal de vapor generado (kg/h)	9856,06
Brix de salida	20,17
Temperatura de operación (°C)	90,51
Presión de operación (Kpa)	71,46
Evaporador 3	
Caudal de vapor generado (kg/h)	9154,46
Brix de salida	29,13
Temperatura de operación (°C)	78,82
Presión de operación (Kpa)	45,12
Evaporador 4	
Caudal de vapor generado (kg/h)	8602,07
Brix de salida	50,01
Temperatura de operación (°C)	57,00
Presión de operación (Kpa)	17,32

Tabla 5. Resultado evaporador múltiple efecto

4.2. Evaporador múltiple efecto con termocompresión del vapor (TVR).

En este apartado se resolverá el evaporador de múltiple efecto combinado con un eyector de vapor. Este eyector se ha diseñado a partir de datos de un fabricante de eyectores, KADANT. Este fabricante proporciona en su catálogo información para que el usuario pueda ver qué eyector es el necesario para según qué aplicación. En este proyecto se diseñará el eyector de vapor para que sea usado en el **primer evaporador**. A continuación, se muestran los parámetros de diseño del mismo [20]:

- Presión de succión, $P_s = 112,3 \text{ kPa}$ (presión de trabajo del evaporador 1)
- Presión de descarga, $P_d = 120 \text{ KPa}$
- Presión de vapor motriz, $P_m = 361,6 \text{ KPa}$
- Ratio de compresión, $C = (P_d/P_s)$,

$$C = \frac{P_d}{P_s} = \frac{120}{112,3} = 1,06$$

- Ratio de expansión, $E = (P_m/P_s)$,

$$E = \frac{P_m}{P_s} = \frac{361,6}{112,3} = 3,21$$

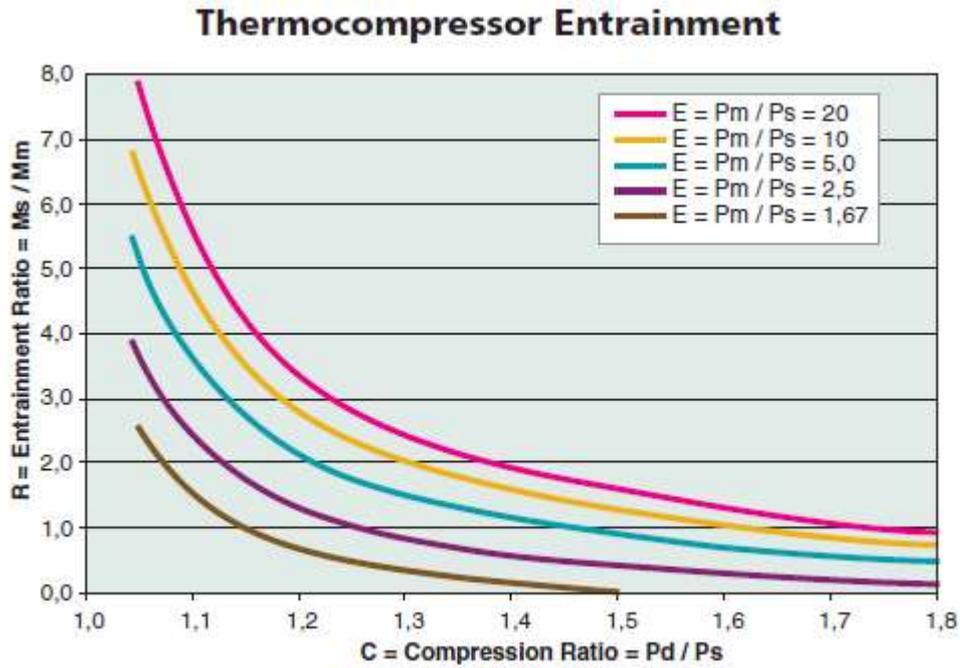


Ilustración 19. Gráfico comportamiento eyector KADANT [20]

A partir de la gráfica anterior se obtiene R , la relación entre el vapor motriz, Mm y el vapor succionado, Ms que el eyector nos permite trabajar. Existen varias curvas en función del ratio de expansión que se tenga en el proceso. En nuestro caso, para el valor de $E = 3,21$ no existe curva, por lo tanto se tiene que interpolar un valor entre las dos curvas más próximas.

Se ha realizado el ajuste mediante una herramienta informática de las gráficas, siendo el resultado el que aparece a continuación:

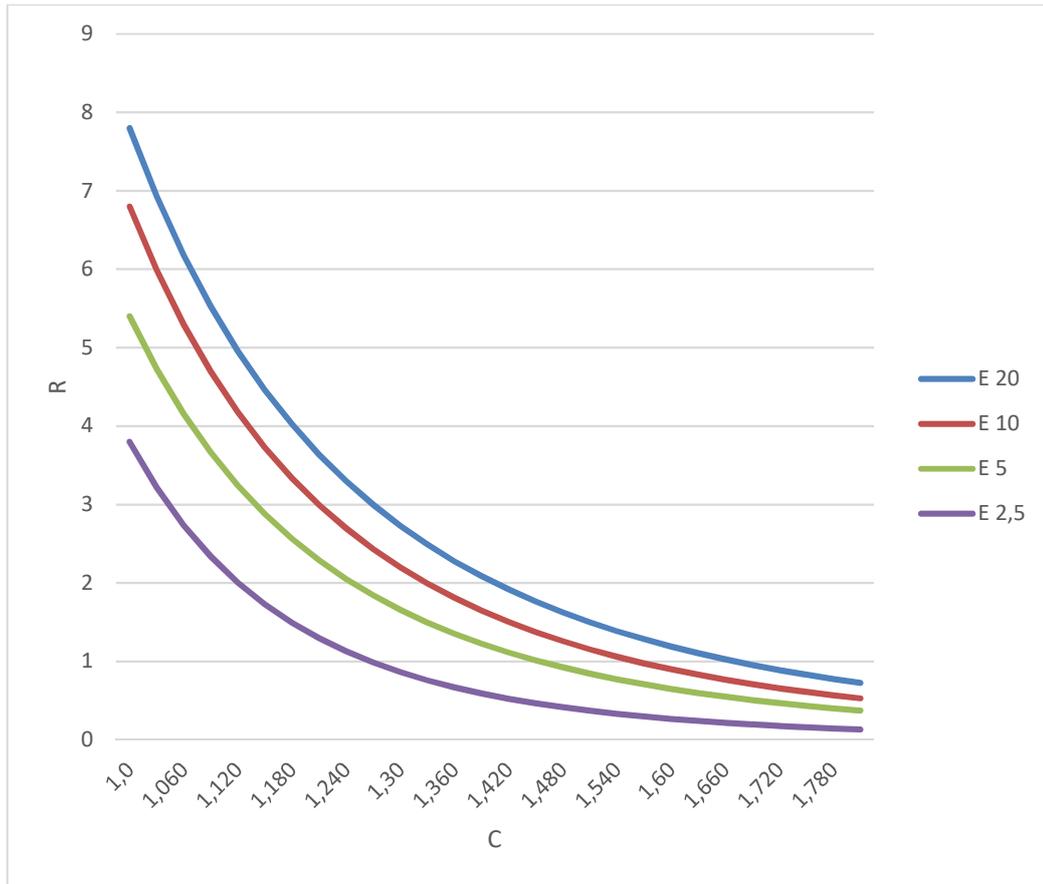


Ilustración 20. Gráfico extrapolado de curvas de KADANT

Las ecuaciones que corresponden con cada una de las líneas representadas en la gráfica son:

$$E = 20 ; R = 7,8 * C^{-4}$$

$$E = 10; R = 6,8 * C^{-4,3}$$

$$E = 5; R = 5,4 * C^{-4,5}$$

$$E = 2,5; R = 3,8 * C^{-5,4}$$

Como se observa, la tendencia en el comportamiento de las curvas es similar en todos los casos. Esto ha permitido implementar una secuencia de cálculo que permite interpolar el valor deseado. Esto se mostrará en el anexo de cálculo del eyector. De esta forma, los resultados obtenidos son:

$$E = 3,2$$

$$R = \frac{M_s}{M_m}$$

M_m ; Masa vapor motriz

M_s ; Masa de vapor succionada

$$R = 4,56$$

El balance de materia en el primer evaporador considera que el fluido calefactor es en este caso el vapor que aporta en este caso el eyector a la presión de descarga y considerándolo saturado:

$$M_{vapor_eyector} * H_{vapor;sat\ eyector} + F * H_F = L * H_L + V * H_V + M_{vapor} * H_{liq;sat} + Pérdidas$$

Se ha tenido en cuenta en el diseño del eyector de vapor los siguientes parámetros recomendados por el fabricante:

- El ratio de compresión máximo (C) es de 1,8
- El ratio de expansión mínimo es de 1,4 y el máximo es de 20

Nuestro eyector está dentro de estos parámetros límites marcados por el fabricante. El resultado del cálculo del eyector es el mostrado en la tabla contigua:

Cálculo del eyector	
Ps (Kpa)	116,30
Pd (Kpa)	120,00
C (pd/ps)	1,03
E (pm/ps)	3,10
R	5,31
Mm (kg/h)	5460,00
Ms(kg/h)	28972,53
M total(kg/h)	34432,53

Tabla 6. Resultados eyector

En este caso, el cálculo de los evaporadores es similar al anterior. A continuación se muestran los resultados del balance de materia y energía:

Evaporador múltiple efecto con eyector	
Nº Efectos	4,00
Brix de entrada	12,00
Brix de salida	50,08
Caudal de jugo a evaporar (kg/h)	50000,00
Caudal vapor motriz (kg/h)	5460,00
Temperatura de vapor motriz (°C)	140,00
Temperatura del jugo a evaporar (°C)	98,00
Presión de vapor motriz (Kpa)	360,70
Factor Pérdidas energéticas	0,90
Cálculo del tren de evaporación	
Cálculo del tren de evaporación	
Evaporador 1	
Caudal de vapor generado (kg/h)	31137,03
Brix de salida	31,81
Temperatura de operación (°C)	103,93
Presión de operación (Kpa)	116,3
Evaporador 2	
Caudal de vapor generado (kg/h)	2248,20
Brix de salida	36,11
Temperatura de operación (°C)	79,43
Presión de operación (Kpa)	73,1
Evaporador 3	
Caudal de vapor generado (kg/h)	2246,86
Brix de salida	41,76
Temperatura de operación (°C)	91,13
Presión de operación (Kpa)	46,23
Evaporador 4	
Caudal de vapor generado (kg/h)	2385,92
Brix de salida	50,08
Temperatura de operación (°C)	57,01
Presión de operación (Kpa)	17,32

Tabla 7. Resultados evaporador múltiple efecto con termocompresión

4.3. Evaporador múltiple efecto con recompresión mecánica de vapor (MVR).

En este apartado se resolverá el evaporador múltiple efecto con la instalación de un compresor que utiliza el vapor producido en el primer efecto para recomprimirlo e introducirlo nuevamente al evaporador. Con esto se logra aumentar la entalpía de ese vapor hasta que tenga una energía suficiente para no tener que utilizar vapor motriz o vapor vivo en el proceso de evaporación. Como se ha mencionado en el apartado 3 de este trabajo, se necesita vapor vivo para la puesta en marcha de la instalación, pero una vez que el evaporador va estando en régimen de funcionamiento, ese vapor motriz es sustituido por el vapor comprimido que genera el compresor.

Se ha diseñado el MVR para dos tipos de compresores distintos. El primero de ellos que se analizará en este apartado es un compresor lobular (root) y el segundo caso se ha elegido un compresor centrífugo.

4.3.1. MRV con compresor lobular (root)

El compresor lobular es de tipo alternativo, por lo que la ecuación utilizada para el cálculo del mismo ha sido [15]:

$$\frac{v_1}{v_2} = \left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{1}{\gamma}}$$
$$T_2 = T_1 * \left[\frac{P_2}{P_1}\right]^{(\gamma - 1/\gamma)}$$

donde:

T_1 es la temperatura del vapor de succión

T_2 es la temperatura del vapor comprimido

p_1 es la presión de succión (del evaporador)

p_2 presión de impulsión

y coeficiente de dilatación adiabática, para el caso del vapor se considera un valor medio de 1,31

El proceso de cálculo ha sido el siguiente:

- 1) Se elige una presión de impulsión p_2
- 2) Se calcula T_2
- 3) Para T_2 y p_2 se calcula la entalpía del vapor comprimido

Teniendo la entalpía del vapor, la herramienta de cálculo permite ir disminuyendo el caudal de vapor motriz e ir aumentando el caudal de vapor comprimido en el primer efecto.

Existen dos parámetros a tener en cuenta, y son tanto el caudal de vapor que se recomprime como la presión de impulsión. A mayor relación de compresión, mayor entalpía de salida tiene el vapor, pero a su vez la potencia requerida en los compresores es mayor, lo que incrementa su coste. A medida que se va aumentando la relación de compresión, el uso de vapor motriz se reduce. Se ha tomado como criterio la relación de compresión que posibilita que el caudal de vapor generado en la evaporación sea mayor que el vapor necesario para evaporarlo, ya que es no se puede reintroducir al evaporador más que el caudal de vapor generado en el mismo.

Bajo las premisas anteriores, el resultado del compresor lobular es:

Compresor roots	
Y	1,31
P1(kpa)	120,80
P2(kpa)	785
T1, °C	105,00
Q1, m3/s	7,91
T2, °C	315.16
Potencia (Kw)	5961

Tabla 8. Resultados compresor root

Con el uso de MRV sólo tiene sentido el simular un solo efecto, y ya no tendría caso el hablar de un tren de evaporación y pasaríamos a simular un simple efecto con el sistema de recompresión.

El balance de materia y energía es el mostrado a continuación:

$$M_{vapor\ recomprimido} * H_{vapor\ recomprimido} + F * H_F$$

$$= L * H_L + V * H_V + V_{sangrado} * H_v + M_{vapor} * H_{liq;sat} + Pérdidas$$

donde:

$$M_{va\ recomprimido} = V + V_{sangrado}$$

El balance de materia del simple evaporador queda de la forma:

Evaporador múltiple efecto con MRV compresor lobular	
Nº Efectos	1
Brix entrada	12,00
Brix de salida	55,06
Caudal de jugo a evaporar (kg/h)	50000,00
Caudal vapor motriz (kg/h)	0,00
Temperatura de vapor motriz (°C)	140,00
Temperatura del jugo a evaporar (°C)	98,00
Presión de vapor motriz (Kpa)	361,20
Factor Pérdidas energéticas	0,97
Evaporador	
Caudal de vapor generado (kg/h)	38014,44
Brix salida	50,06
Temperatura de operación (°C)	105,00
Presión de operación (Kpa)	120,8
Vapor sangrado (kg/h)	14,44

Tabla 9. Resultados evaporador con MVR root

4.3.2 MRV con compresor centrífugo

Para realizar la comparación entre distintos sistemas de compresión, se ha elegido un compresor centrífugo para diseñar también el sistema de recompresión mecánica.

Para el diseño del compresor centrífugo se han utilizado las siguientes expresiones [15]:

$$\frac{P_2}{P_1} = \left(\frac{V_1}{V_2}\right)^\gamma = \left(\frac{T_2}{T_1}\right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}}$$

$$P_{comp} = \left\{ \left(\frac{\gamma}{\gamma-1}\right) * P_1 * 100000 * Q_1 * \left[\left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\left(\gamma - \frac{1}{\gamma}\right)} - 1 \right] \right\} / 1000$$

$$T_2 = T_1 * [P_2/P_1]^{(\gamma - 1/\gamma)}$$

Al igual que en el apartado anterior, se elige como relación compresión aquella que produce que el caudal de corriente evaporada sea mayor que el caudal de vapor recomprimido para poder así mantener el proceso evaporativo en continuo. De esta forma, tras simular el compresor centrífugo los resultados obtenidos son los siguientes:

Compresor centrífugo	
Y	1,31
P1(kpa)	120,80
P2(kpa)	880
T1, °C	105,00
Q1, m3/s	7.91
T2, °C	332,36
Potencia (Kw)	2418

Tabla 10. Resultado compresor centrífugo

Con este compresor, el balance de materia y energía aplicado en el procedimiento de cálculo es similar al apartado anterior de este trabajo. Los resultados han sido:

Evaporador múltiple efecto con MRV compresor centrífugo	
Nº Efectos	4,00
Brix entrada	12,00
Brix de salida	55,06
Caudal de jugo a evaporar (kg/h)	50000,00
Caudal vapor motriz (kg/h)	0,00
Temperatura de vapor motriz (°C)	140,00
Temperatura del jugo a evaporar (°C)	98,00
Presión de vapor motriz (Kpa)	361,20
Factor Pérdidas energéticas	0,97
Evaporador	
Caudal de vapor generado (kg/h)	37999,84
Brix salida	49,94
Temperatura de operación (°C)	105,00
Presión de operación (Kpa)	120,40
Vapor sangrado (kg/h)	40

Tabla 11. Resultados evaporador con MRV centrífugo

A continuación se muestra una tabla comparativa para que sean más fácilmente visibles las diferencias entre los distintos procesos:

	Evaporador múltiple efecto	Evaporador múltiple efecto con eyector	Evaporador múltiple efecto con MRV roots	Evaporador múltiple efecto con MRV centr
Nº Efectos	4,00	4,00	4,00	4,00
Brix entrada	12,00	12,00	12,00	12,00
Brix de salida	50,01	50,08	50,06	49,94
Caudal de jugo a evaporar (kg/h)	50000,00	50000,00	50000,00	50000,00
Caudal vapor motriz (kg/h)	11400,00	5460,00	0,00	0,00
Temperatura de vapor motriz (°C)	140,00	140,00	140,00	140,00
Temperatura del jugo a evaporar (°C)	98,00	98,00	98,00	98,00
Presión de vapor motriz (Kpa)	360,70	360,70	360,70	360,70
Factor Pérdidas energéticas	0,90	0,90	0,90	0,91
Cálculo del tren de evaporación				
Evaporador 1				
Caudal de vapor generado (kg/h)				
Brix salida	10389,58	31137,03	38014,44	37999,84
Temperatura de operación (°C)	15,15	31,81	50,06	49,94
Presión de operación (Kpa)	103,36	103,93	105,00	105,00
Vapor de sangrado (kg/h)	113,9	116,3	120,8	120,40
Evaporador 2			14,44	40
Caudal de vapor generado (kg/h)				
Brix salida	9856,06	2248,20		
Temperatura de operación (°C)	20,17	36,11		
Presión de operación (Kpa)	90,51	79,43		
Evaporador 3	71,46	73,1		
Caudal de vapor generado (kg/h)				
Brix salida	9154,46	2246,86		
Temperatura de operación (°C)	29,13	41,76		
Presión de operación (Kpa)	78,82	91,13		
Evaporador 4	45,12	46,23		
Caudal de vapor generado (kg/h)				
Brix salida	8602,07	2385,92		
Temperatura de operación (°C)	50,01	50,08		
Presión de operación (Kpa)	57,00	57,01		

Tabla 12. Tabla resumen resultados evaporadores con distintas tecnología

Las principales conclusiones que pueden obtenerse a partir de la tabla anterior son:

- 1) En un evaporador múltiple efecto, el uso de un eyector de vapor reduce el consumo de vapor principal en un 52%. Esto corrobora la información encontrada en la bibliografía.
- 2) El uso de la tecnología MRV permite poder trabajar con un solo evaporador, que va a tener un mayor tamaño, pero aparte del ahorro de tres equipos hay que tener en cuenta el ahorro en líneas de proceso, instrumentación, control y personal necesario para este tipo de instalaciones.
- 3) Ambos compresores tienen un comportamiento similar en estas condiciones. Es importante señalar que puede tener la posibilidad de generar un exceso de vapor que puede ser utilizado en otra parte de la fábrica si fuera necesario, con tan sólo variar la relación de compresión.

5. Análisis económico.

En este apartado se desarrolla todo el estudio económico que se ha llevado a cabo a la hora de obtener una valoración de cada proceso. Se estudiará la viabilidad de las distintas alternativas calculadas para una vida útil de las instalaciones de 10 años. El método de análisis económico seguido será el método de GUTHRIE. Este método se basa en calcular el coste de una instalación según la siguiente descomposición de factores económicos:

$$CT = CINV + CSERV + CPROD + CA$$

donde

CT es el coste total de la planta

CINV es el coste de inversión a realizar

CSERV es el coste de los servicios necesarios para que la planta funcione

CPROD es el coste de producción asociado a la obtención de un producto en una planta química

CA es el coste asociado al arranque de la planta

Se seguirá el siguiente orden:

- 1) Cálculo del coste de inversión de las distintas tecnologías
- 2) Cálculo del coste de servicios en cada uno de los casos
- 3) Cálculo del coste de producción asociado a cada caso evaluado

5.1. Cálculo del coste de inversión a realizar.

El coste de inversión a realizar engloba a su vez a distintas partidas económicas, que son:

- 1) Coste de los equipos
- 2) Costes del terreno
- 3) Costes de contingencias comunes
- 4) Costes de honorarios del contratista

Excepto el coste de los equipos, en la metodología de análisis propuesto por GUTHRIE, todos los costes son calculados como un porcentaje del coste total de los equipos.

El cálculo de los equipos necesarios en cada caso se realizará según la metodología de cálculo del coste del equipo en módulo desnudo. GUTHRIE proporciona unas tablas con unos parámetros para el cálculo de numerosos equipos industriales, pero dichos parámetros han sido obtenidos para unas condiciones específicas y para un material específico. Para su extrapolación a condiciones distintas se usan los parámetros que él denomina “parámetros correctores del módulo desnudo”. En nuestro caso, los equipos cuyos costes queremos calcular son los evaporadores y los compresores.

5.1.1. Cálculos de costes de los equipos.

El cálculo del coste de los equipos se realiza con la siguiente expresión:

$$C_{BM}^0 = C_i^0 * F_{BM}^0$$

Siendo:

C_{BM}^0 : Coste de módulo desnudo

C_i^0 : Coste de compra del equipo

F_{BM}^0 : Factor de módulo desnudo

El cálculo del factor de módulo desnudo se realiza a partir de la siguiente expresión:

$$F_{BM}^0 = (B_1 + B_2 F_M F_P)$$

donde,

F_M y F_P : factor de corrección debido al tipo de material y factor de corrección debido a la presión respectivamente

B_1 y B_2 : son factores que dependen del tipo de equipo que se esté analizando.

Puede darse el caso que no tengamos valores de B_1 y B_2 para determinados equipos que se encuentren en el proyecto, pero para esos casos se nos proporciona directamente el factor de módulo desnudo de dicho equipo.

El cálculo de C_i^0 se obtiene con la siguiente expresión:

$$\log c_i^0 = K_1 + K_2 * \log(X) + K_3 * (\log X)^2$$

siendo K_1 , K_2 y K_3 constantes que dependen del tipo de equipo y X el parámetro con el que se evalúa dicho equipo, ya sea el área, el volumen o la potencia del mismo. En el caso de este trabajo, los evaporadores se calculan a partir de su área de intercambio y los compresores a partir de la potencia de los mismos.

Una vez se tiene el coste del equipo hay que actualizar su valor a día de hoy, ya que las correlaciones han sido obtenidas para un año determinado. Para ello se utiliza el CEPCI de referencia del año de la correlación. Las correlaciones usadas corresponden con el año 2001, y el CEPCI que se utiliza es el correspondiente al mes de noviembre del 2017. La expresión utilizada es [26]:

$$\frac{C_2}{C_1} = \frac{I_2}{I_1}$$

Los valores CEPCI utilizados para la corrección de los costes se muestran en la siguiente tabla:

Valores CEPCI inflación	
2001	394,7
2017	582,01

Tabla 13. Valores CEPCI referencia

Otros parámetros que han sido tenidos en cuenta para el cálculo de los equipos han sido:

- El número de equipos de reserva. Este factor es muy importante ya que a la hora de implantar en un proceso industrial un equipo crítico para el funcionamiento de la misma, se hace por duplicado o triplicado, dependiendo de la importancia del mismo
- Rendimiento mecánico y eléctrico de los compresores, que afectan a la energía consumida para la compresión.
- Número de horas de funcionamiento, que se han considerado 8000 horas, que son las horas que suele trabajar un proceso industrial anualmente.
- Coste de mantenimiento para los compresores. Los compresores son equipos sometidos a un desgaste, por lo que se ha estimado una partida de gasto anual que depende del coste del compresor y de la cantidad de compresores en funcionamiento. Se estima un coste anual del 5% del coste eléctrico anual.

De esta manera, los datos utilizados para calcular el coste de los equipos son:

Tipo de compresor	K_1	K_2	K_3	F_{BMCS}	F_{BMSS}	F_{BMNi}	$W_{min}(kW)$	$W_{max}(kW)$
Centrífugo	2,2891	1,3604	-0,1027	2,7	5,8	11,5	450	3000
Lobular	2,2891	1,3604	-0,1027	3,8	8,0	15,9	450	3000

Tabla 14. Parámetros de cálculo para el coste de compresores

Para el caso del evaporador los parámetros utilizados son:

Evaporator Types	K_1	K_2	K_3	$A_{min}(m^2)$	$A_{max}(m^2)$	$P_{max}(bar)$	C_1	C_2	C_3
Falling Film	3,9119	0,8627	-0,0088	50	500	150	0,1578	-0,2992	0,1413

Tabla 15. Parámetros de cálculos de los evaporadores

Como se puede observar, los compresores se calculan a partir de su potencia, y los evaporadores a partir del área de intercambio, dentro cada uno de los límites de las correlaciones. Los resultados son:

Evaporadores. Áreas de intercambio	Total	1º Efecto	2º Efecto	3º Efecto	4º Efecto
4 efectos	683,54	78,80	219,59	251,08	134,07
4 efectos con eyector	455,17	219,45	83,22	98,52	53,98
4 efectos con MVR comp centrifugo	315,62	315,62			
4 efectos con MVR comp roots	315,78	315,78			

Tabla 16. Áreas de intercambio calculadas para $U=2Kw/m^2$

Coste de los evaporadores	Total	1º Efecto	2º Efecto	3º Efecto	4º Efecto
4 efectos	4.470.661 €	215.938 €	318.886 €	335.621 €	264.241 €
4 efectos con eyector	3.787.929 €	318.811 €	220.457 €	235.038 €	187.097 €
4 efectos con MVR comp centrifugo	1.443.113 €	366.272 €			
4 efectos con MVR comp roots	1.443.394 €	366.344 €			

Tabla 17. Coste de los equipos de evaporación

	Coste compresor centrifugo	Coste compresor roots
	6.831.876 €	6.765.932 €
Potencia compresor (kw)	792,77	608,08
Material acero inox	5,83	5
Número de compresores necesarios	4	6
Equipos reservas	1	1
Rendimiento mecánico	0,92	0,92

Tabla 18. Coste de los compresores

Para el coste del eyector se ha utilizado la siguiente ecuación (Steam ejectors and vacuum pumps ,Pikulik and Diaz, 1979):

$$Coste_{eyector} = 11 * f_1 * f_2 * F_3 * X^{0.41}$$

Tipo	f_1	Nº etapas	f_2	Material	f_3
Sin condensador	1	1	1	Acero al carbono	1
Condensador superficial	1.6	2	1.8	Acero inoxidable	2
Condensador barométrico	1.7	3	2.1	Hastelloy	3
2 condensadores superficiales	2.3	4	2.6		

Tabla 19. Tabla parámetros cálculo del coste del eyector

Coste eyector	9.672 €
N eyectores	1
Material: Acero inox.	2
No condensador	1
Nº etapas 1	1
X (Factor basado en la cantidad de vapor y presión de succión)	0,73

Tabla 20. Coste del eyector

5.2. Resto de costes fijos.

A continuación, se muestra en la siguiente tabla el cálculo de restos de costes fijos considerados:

		4 efectos	4 efectos con eyector	4 efectos con MVR comp centrífugo	4 efectos con MVR con compresor roots
Coste terreno	6% Cequijos	268.240 €	268.240 €	268.240 €	268.240 €
Coste edificios	15 % Cequijos	670.599 €	670.599 €	670.599 €	670.599 €
Coste contingencias comunes	15 % Cequijos	670.599 €	670.599 €	670.599 €	670.599 €
Coste contratista	3% Cequijos	134.120 €	113.908 €	248.250 €	246.280 €

Tabla 21. Restos de Costes fijos

Hay que señalar que el coste de los terrenos para todos se ha considerado que es similar, es decir, ubicados en una parcela de similar tamaño. Igual se ha obtenido el coste de los edificios y las contingencias comunes. Todos estos costes se basan en el coste de equipos del evaporador múltiple efecto.

5.3. Coste de servicios

Este coste lleva asociado el consumo de vapor y electricidad de la planta. A continuación se detalla cómo se han calculado el coste de cada servicio.

5.3.1. Coste de vapor

El coste del vapor se ha calculado según la tarifa que tiene regulada el Gobierno de España para el año 2016. A continuación se muestra de las tarifas posibles la que puede adaptarse a este tipo de industria:

Peaje P>4 bar. Consumidores industriales con carácter interrumpible	c€/kWh día/mes	Δ (*)	c€/kWh	Δ (*)	Término variable C€/kWh
3.5 Consumo > 8 GWh/año	5,9258	0,00%	0,2010	0,00%	Varía según oferta de la compañía

Tabla 22. Tarifa precios para gas natural

Los principales motivos para la elección de esta tarifa son:

1. Me permite tener un consumo alto de energía, es decir, no existe límite en el consumo. Para la industria es importante garantizarse una capacidad de consumo alta para abastecer tanto las necesidades a día de hoy como las futuras.
2. Me garantiza un consumo ininterrumpido, ideal para consumidores industriales.

Según queda reflejado en la tabla, el coste del vapor es aproximadamente de:

$$Coste_{vapor} = 0,0592 + 0,00201 \approx 0,06 \text{ c€/Kwh}$$

No se ha incluido el cálculo de la caldera, ya que es necesaria en todas las instalaciones, con lo cual no aporta aportada nada novedoso al cálculo de los costes totales

Estos valores en un apartado posterior serán analizados estos precios en un análisis de sensibilidad para ver cómo afecta que cambien al coste final de los procesos.

En la siguiente tabla se muestra el coste en vapor vivo de cada uno de los procesos:

Costes de vapor vivo	4 efectos	4 efectos con eyector	4 efectos con MVR comp centri.	4 efectos con MVR con comp. roots
Cantidad de vapor (kg/h)	10.780,00	5.155,00	0	0
Coste de vapor	3.463.812 €	1.656.396 €	0 €	0 €
Cantidad de combustible/cantidad de vapor	0,087			
PCI combustible (Kj/kg)	39000			
Densidad GNL (P=atm; T=25°C) (kg/m3)	0,71			
Rendimiento caldera	0,89			
Entalpía de vaporización del agua (T=140 °C) (Kj/kg)	2144,8			
Coste GNL (€/m3)	0,4			
Números de horas de funcionamiento	8000			
Precio gnl en energía (€/kwh)	0,06			

Tabla 23. Coste de vapor de servicios

Como puede observarse en la tabla, la recompresión mecánica de vapor no hay gasto de vapor vivo una vez se encuentra el proceso en estado estacionario, como se ha mencionado en apartados anteriores en este trabajo.

5.3.2. Coste de electricidad.

Al igual que el coste de vapor de servicio, el coste eléctrico se obtiene a partir de las tarifas reguladas que se encuentran en la legislación española.

Dentro de las distintas posibles tarifas, se considera la industria azucarera como un gran consumidor de energía, con lo que entra dentro del tipo contrato que corresponde con la tarifa 6. A continuación se recogen las tarifas aplicables [23]:

TARIFA ALTA TENSIÓN: 6 PERIODOS TARIFARIOS											
TARIFA 6.1A (≥ 1 KV y < 30 KV) (**)				TARIFA 6.1B (≥ 30 KV y < 36 KV) (**)				TARIFA 6.2 (≥ 36 KV y < 72 KV)			
TP €/kW y año	Δ (*)	TE €/kWh	Δ (*)	TP €/kW y año	Δ (*)	TE €/kWh	Δ (*)	TP €/kW y año	Δ (*)	TE €/kWh	Δ (*)
P1	39,139427		P1	0,026674		P1	31,020989		P1	0,021822	-6,67%
P2	19,586654		P2	0,019921		P2	15,523919		P2	0,016297	-6,67%
P3	14,334178	0,00%	P3	0,010615	0,00%	P3	11,360932	-6,67%	P3	0,008685	-6,67%
P4	14,334178		P4	0,005283		P4	11,360932		P4	0,004322	-6,67%
P5	14,334178		P5	0,003411		P5	11,360932		P5	0,002791	-6,66%
P6	6,540177		P6	0,002137		P6	5,183592		P6	0,001746	-6,68%
TARIFA 6.3 ($\geq 72,5$ KV y < 145 KV)				TARIFA 6.4 (≥ 145 KV)				TARIFA 6.5 (Conexiones Internacionales)			
TP €/kW y año	Δ (*)	TE €/kWh	Δ (*)	TP €/kW y año	Δ (*)	TE €/kWh	Δ (*)	TP €/kW y año	Δ (*)	TE €/kWh	Δ (*)
P1	18,916198		P1	0,015048		P1	13,706285		P1	13,706285	
P2	9,466286		P2	0,011237		P2	6,859077		P2	6,859077	
P3	6,927750	0,00%	P3	0,005987	0,00%	P3	5,019707	0,00%	P3	5,019707	0,00%
P4	6,927750		P4	0,002979		P4	5,019707		P4	5,019707	
P5	6,927750		P5	0,001924		P5	5,019707		P5	5,019707	
P6	3,160887		P6	0,001206		P6	2,290315		P6	2,290315	

Tabla 24. Tarifas aplicables a grandes consumidores

Como hay 5 posibles tarifas, vamos a analizar las dos en las que la situación es opuesta, la más económica y la de mayor coste. Estas tarifas corresponden con la **6.1.A** y la tarifa **6.5**. Estas tarifas cuentan con tarificación horaria, es decir, depende de la hora del día en el que se consuma la electricidad, el precio varía. La tarificación horaria es la siguiente a lo largo del año [22]:



Tabla 25. Tabla tarificación horaria de las tarifas eléctricas clase 6

Para poder calcular cada periodo de tarificación horaria se ha realizado el porcentaje que dicho periodo representa en un año. Con ese porcentaje y los precios de cada periodo se obtiene la siguiente tabla para cada tarifa:

Tarifa 6.1A	Porcentaje de tiempo en esta tarifa	Coste término potencia contratada (€/año)	Coste consumo anual (€/año)	Coste total (€/kwh)
P1	10,42	12939,34	70510,52	
P2	14,58	9055,78	73682,90	
P3	7,29	3313,66	19631,14	
P4	12,15	5524,14	16287,79	
P5	16,67	7577,33	14424,98	
P6	38,89	8065,58	21083,39	
Total	100	46475,83	215620,73	0,010331

Tabla 26. Cálculo precio tarifa 6.1

Tarifa 6.5	Porcentaje de tiempo en esta tarifa	Coste término potencia contratada (€/año)	Coste consumo anual (€/año)	Coste total Kwh (€/kwh)
P1	10,42	4528,93	22376,53	
P2	14,58	3171,26	25972,66	
P3	7,29	1160,42	7443,74	
P4	12,15	1934,51	7044,79	
P5	16,67	2653,52	6237,72	
P6	38,89	2824,50	10043,47	
Total		16273,12	79118,90	0,003760

Tabla 27. Cálculo precio tarifa 6.5

Con la tarifa 6.1 A, los costes de la compresión son los siguientes:

	Compresor centrífugo	Compresor roots
Coste compresor	6.817.843 €	6.528.547 €
Potencia compresor (kw)	1585,54	1824,23
Material acero inox.	5,83	5
Coste mantenimiento	26.210 €	33.426 €
Número de compresores necesarios	2	2
Equipos reservas	1	1
Rendimiento mecánico	0,92	0,92
Coste eléctrico anual	262.097 €	334.262 €
Precio electricidad (€/kwh)	0,010331	0,010331
Números de horas de funcionamiento	8000	8000

Tabla 28. Coste equipos compresión tarifa 6.1.A

Con la tarifa 6.5, los costes de la compresión son los siguientes:

	Compresor centrífugo	Compresor roots
Coste compresor	6.817.843 €	6.528.547 €
Potencia compresor (kw)	1585,54	1824,23
Material acero inox.	5,83	5
Coste mantenimiento	9.539 €	10.975 €
Número de compresores necesarios	2	2
Equipos reservas	1	1
Rendimiento mecánico	0,92	0,92
Coste eléctrico anual	121.602 €	143.179 €
Precio electricidad (€/kwh)	0,00376	0,00376
Números de horas de funcionamiento	8000	8000

Tabla 29. Coste equipos compresión tarifa 6.5

Teniendo los costes calculados, a continuación, se presenta una tabla resumen de los costes de cada tecnología estudiada en este proyecto:

	Evaporador 4 efectos	Evaporador 4 efectos con eyector	Evaporador MVR comp centrifugo	Evaporador compresor root
Inversión inicial	4.470.661 €	3.796.923 €	8.260.956 €	7.971.940 €
Coste de operación anual tarifa 6.1	3.463.812 €	1.656.396 €	288.306 €	367.688 €
Coste total	6.214.219 €	5.520.269 €	10.118.223 €	9.820.537 €
Coste de operación anual tarifa 6.5				
Inversión inicial	4.470.661 €	3.796.923 €	8.260.956 €	7.971.940 €
Coste de operación anual tarifa 6.5	3.463.812 €	1.656.396 €	121.602 €	143.179 €
Coste total	6.214.219 €	5.520.269 €	10.118.223 €	9.820.537 €

Tabla 30. Resumen costes de cada tecnología

6. Análisis de sensibilidad.

En este apartado se va a realizar un análisis de sensibilidad sobre los cálculos económicos realizados en el apartado anterior para poder así ver cómo pueden variar los resultados obtenidos en función de distintos escenarios posibles que pueden darse en un futuro próximo.

Las variables principales que se estudiarán en este análisis son el precio de los combustibles utilizados para poder llevar a cabo los procesos y el precio de la electricidad consumida en los procesos.

Los parámetros que son sometidos a análisis son:

- Coste eléctrico.

El coste eléctrico incluye la cantidad de electricidad que es consumida por los equipos MRV. La evolución esperada del precio de la electricidad en Europa se mostrará en un apartado posterior de este punto y a partir de la misma se realizará el análisis de la evolución esperada de dicho coste.

- Coste gas natural.

El coste del gas natural representa el consumo de gas que se realiza en el proceso TVR. Al igual que ocurre con el coste eléctrico, se aplicará en función de la evolución del precio suministrado por organismos oficiales.

- Coeficiente de transferencia de energía.

Esta variable se ha supuesto en valores medios obtenidos a partir de datos bibliográficos especializados. No obstante, se estudiará como el cambio en esta variable puede afectar a la economía final del proceso. Este valor está muy condicionado por la limpieza del equipo, con lo cual se supondrá cómo afecta su decrecimiento en el tiempo.

El periodo de estudio de este análisis comprende desde la actualidad hasta el año 2025, debido a que en el escenario económico actual, las empresas han cambiado de criterios a la hora de decantarse por la realización de una inversión, acortando los periodos de amortización de las mismas.

Tiempo atrás, los estudios realizados abarcaban normalmente 25 años de vida útil de las instalaciones, pero hoy día la industria realiza inversiones cuyos retornos inmediatos o de como mucho 5 o 6 años. Esto se debe fundamentalmente a dos razones principales:

- La inestabilidad económica, que ya se ha hecho mención.
- La inestabilidad legislativa, ya que tenemos cierta inestabilidad a la hora de tener un marco legislativo industrial duradero en el tiempo en el que exista un consenso por parte de todas las fuerzas políticas.

6.1. Evolución del precio del gas natural.

Tras consultar Eu Energy, Transport And Ghg Emissions Trends To 2050 Reference Scenario 2013, realizado por European Commission Directorate-General for Energy, Directorate-General for Climate Action and Directorate-General for Mobility And Transport [24], el precio del gas natural para Europa se comportará de manera aproximada a lo mostrado en la siguiente gráfica:

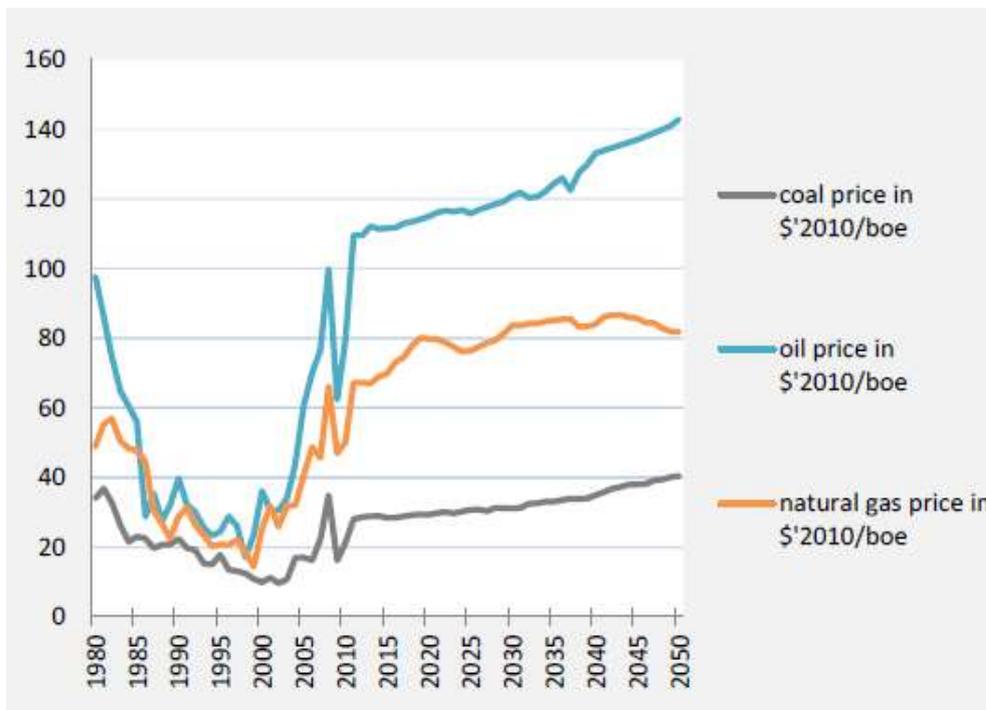


Ilustración 21. Evolución del precio del gas natural

En ella podemos observar el precio esperado de los combustibles fósiles en Europa en unidades de \$ 2010/boe. Según este gráfico desde el año 2016 a 2030 el precio del gas natural se va a incrementar de 65 a 80 \$ 2010/boe.

Transformando estos valores a unidades €/Kwh, se obtiene que:

$$65 \frac{\$ 2010}{boe} * \frac{1 boe}{1699,41 Kwh} = 0,0382 \frac{\$ 2010}{Kwh} = 3,8 \frac{cts \$ 2010}{Kwh}$$

$$80 \frac{\$ 2010}{boe} * \frac{1 boe}{1699,41 Kwh} = 0,047 \frac{\$ 2010}{Kwh} = 4,7 \frac{cts \$ 2010}{Kwh}$$

Estos valores no corresponden con el valor legislado en España ya que son valores basados en estimaciones, pero sí son válidos para ver la tendencia del precio, con lo que el incremento esperado es de:

$$\%Incremento = \frac{4,7}{3,8} * 100 - 100 = 23,7\%$$

Por lo tanto, el precio del gas natural esperado para el año 2025 será de:

$$0,06 * 1,237 = 0,074 \text{ cts } \text{€}/Kwh$$

6.2. Evolución precio de la electricidad.

La evolución según la agencia europea de la energía del precio de la electricidad es la mostrada a continuación [25]:

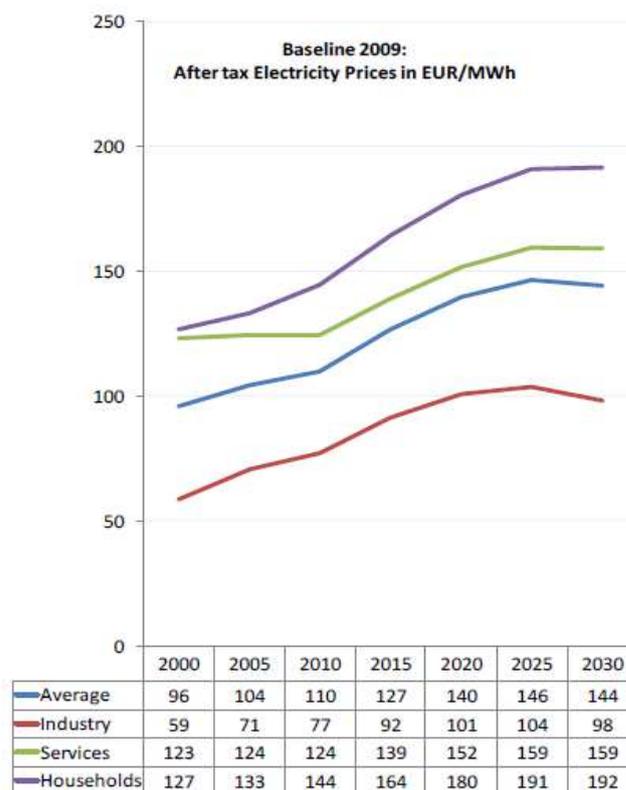


Ilustración 22. Evolución esperada del precio de la electricidad en Europa

En la gráfica se muestra la evolución esperada del precio de la electricidad para distintos sectores. El sector que es del interés de este trabajo es el sector industrial. Estos precios no son aplicables en este trabajo, ya que no son para grandes consumidores. La industria del azúcar es intensiva en consumo de energético, con lo que este tipo de industrias tienen contratos de alta tensión y cuentan con centros de transformación propios. Aunque sí vamos a asumir que la tendencia en la evolución del coste será la seguida por el coste de la electricidad en la industria.

La evolución esperada del precio de la electricidad en la industria es, tal y como muestra la gráfica, que incremente el precio del kwh, en el siguiente valor de la actualidad al año 2025:

$$\% \text{ incremento precio electricidad} = \frac{104 * 100}{92} * 100 = 13\%$$

Con lo que el precio del kwh previsto para el 2025 para la tarifa 6.1 A será de:

$$\text{coste } kwh_{6.1 A 2025} = 0,010331 * 1,13 = 0,01167(\text{€/kwh})$$

El coste del kwh asumiendo la previsión de crecimiento anterior para la tarifa 6.5 será:

$$\text{coste } kwh_{6.5 2025} = 0,00376 * 1,13 = 0,00425(\text{€/kwh})$$

En la siguiente tabla resumen aparecen los precios a tener para el análisis de sensibilidad de las tecnologías ante una evolución de los precios energéticos:

	Actual	Futuro (2025)
Coste kwh tarifa 6.1 A (€/kwh)	0,010331	0,01167
Coste kwh tarifa 6.5 (€/kwh)	0,00376	0,00425
Coste kwh GN (€/kwh)	0,06	0,074

Tabla 31. Precio €/kwh eléctrico actual y futuro

Hecho esto, a continuación se plantean distintos casos para analizar en cada uno de ellos que alternativa tecnológica es mejor, es decir, cuál de los procesos es económicamente más atractivo.

6.3. Caso 1: Rentabilidad TVR frente MVR para costes actuales.

En este primer caso se plantea analizar la rentabilidad del proceso TVR frente al MRV con los costes energéticos actuales, si éstos se mantuvieran constantes en el tiempo.

Los costes de servicios considerados son:

Costes	€/kwh
Coste Gas Natural	0,06
Coste eléctrico tarifa 6,1 A centrifugo	0,010331
Coste eléctrico tarifa 6,5 A Centrifugo	0,003760

Tabla 32. Costes de servicios para rentabilidad caso 1

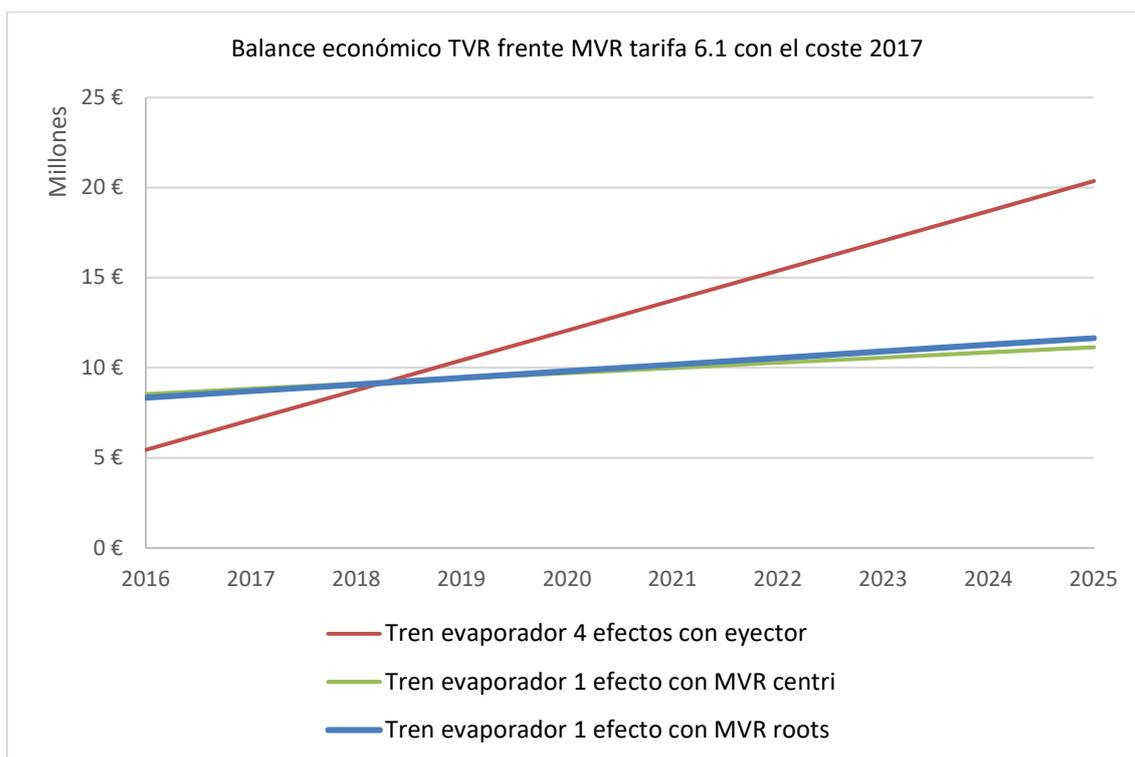


Ilustración 23. Comparación costes actuales TVR - MVR tarifa 6.1

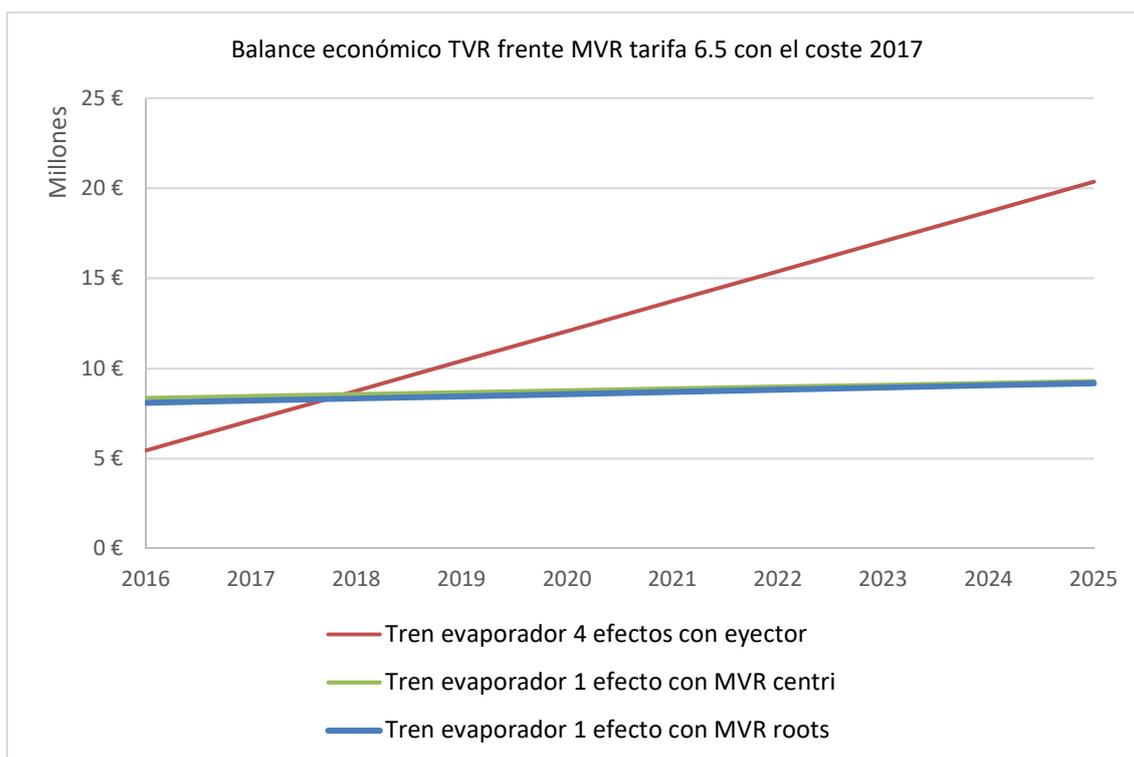


Ilustración 24. Comparación costes actuales TVR-MRV tarifa 6.5

Si comparamos ambas gráficas se observa que:

- Con la tarifa 6.1A la termocompresión es rentable durante más tiempo que si tenemos la tarifa 6.5
- Con la tarifa 6.1A, la termocompresión es más rentable que la compresión mecánica en los primeros 2 años y medio, dependiendo del compresor elegido, siendo el compresor centrífugo el que tiene menor coste.
- Con la tarifa 6.5 menos de 2 años la compresión mecánica tiene unos costes menores que la termocompresión. Esto corrobora lo encontrado en la bibliografía sobre este proceso industrial.

Tras este análisis se puede concluir que si los costes operativos se mantienen en el tiempo, la compresión mecánica en no más de 2 años y medio tiene unos costes operativos menores, por lo tanto, representan menos mermas a restar a los beneficios de la empresa. Este escenario puede

presentarse si la empresa negocia un precio fijo con las empresas suministradoras de servicios.

6.4. Caso 2: Rentabilidad TVR frente a MRV con costes actualizados anuales.

Planteamos ahora el escenario de aumento de costes energéticos para el gas natural como la electricidad. Se ha considerado que el coste en cada año es proporcional y aumentan progresivamente desde la actualidad hasta el año 2025. Así, se puede obtener el tiempo en el que una tecnología es rentable o comienza a ser más económica que su competidora. Para el caso de que la compañía cuente con una tarifa eléctrica similar a la tarifa 6.1 A y 6.5, el resultado que se obtendría sería el mostrado a continuación. Lo que se muestra son los costes totales de las tecnologías TVR y MRV contando con los incrementos de precio de la electricidad y del gas natural según previsiones de las agencias europeas.

Esto se representa en las dos siguientes gráficas que aparecen a continuación. En la primera de ellas se representa cuáles son los costes de la termocompresión frente a la compresión mecánica utilizando un compresor centrífugo:

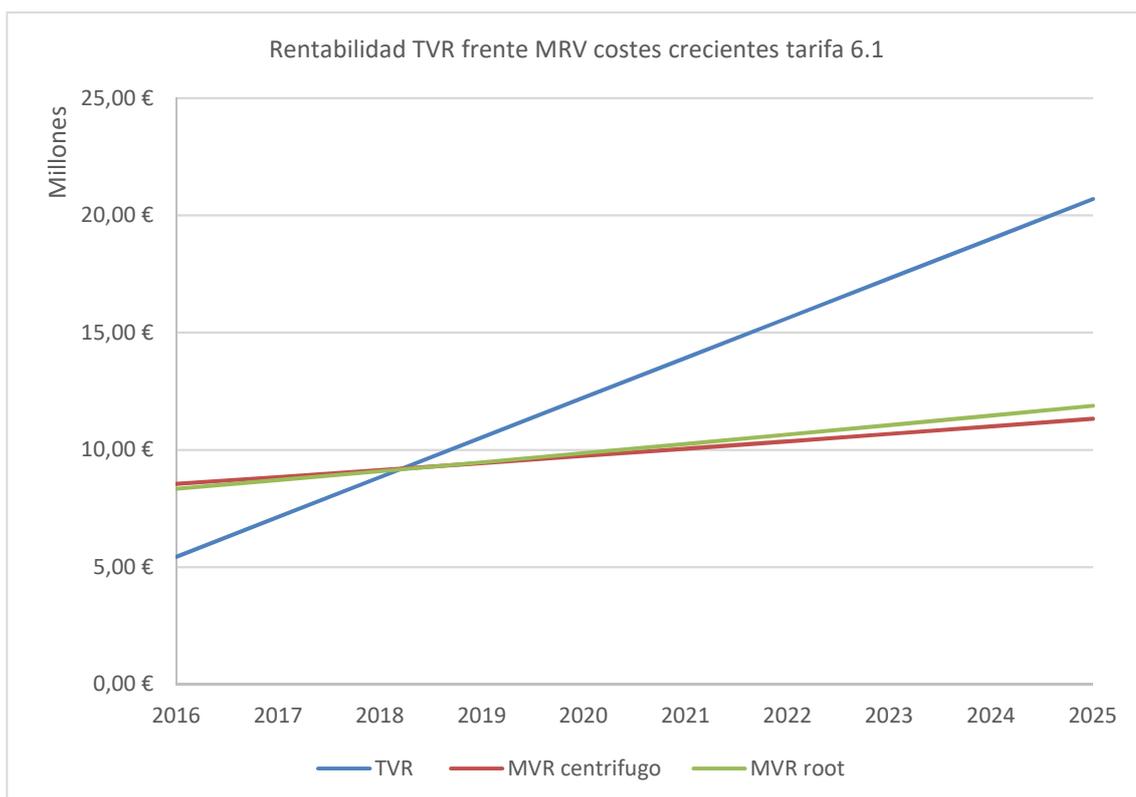


Ilustración 25. Rentabilidad TVR frente MVR tarifa 6.1A con costes crecientes

Si la tarifa eléctrica que se dispone es la tarifa 6.1A, en un horizonte de 5 años, la tecnología MRV es más rentable que la tecnología TVR. Para la tarifa 6.5 este tiempo se ve acortado a 3 años.

Si el compresor representado es el lobular, se obtiene:

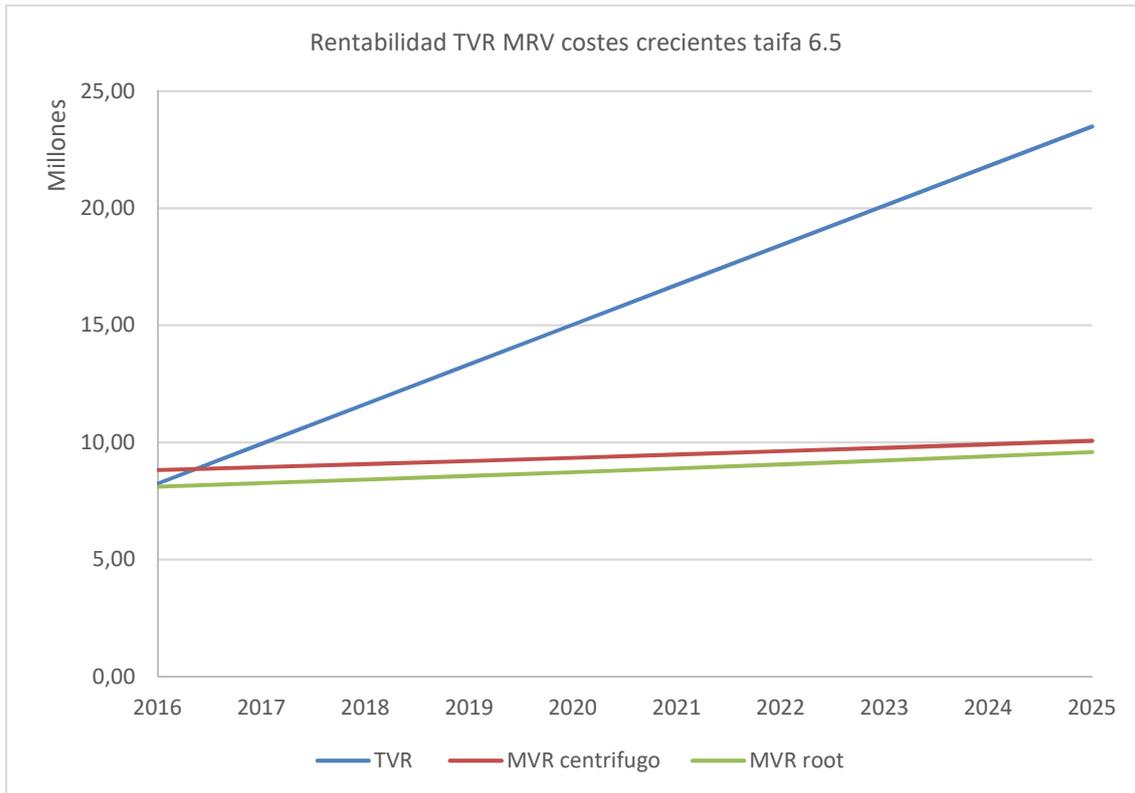


Ilustración 26. Rentabilidad TVR frente MRV Tarifa costes crecientes

En este caso, el tiempo para la tarifa 6.1A se reduce a 4 años, mientras que para la tarifa 6.5 se mantiene en 3 años aproximadamente.

A modo de resumen, los tiempos calculados en los que la tecnología MRV comienza a ser rentable frente la tecnología TVR son:

	Nº años a costes 2017 tarifa 6.1A	Nº años a costes 2017 tarifa 6.5
Centrifugo	2,5	2
Roots	2,5	2

	Nº años a costes crecientes tarifa 6.1A	Nº años a costes crecientes tarifa 6.5
Centrifugo	2	0,75
Roots	2	0,25

Tabla 33. Resumen tiempo rentabilidad TVR frente a MRV

En todos los años de funcionamiento que excedan de los recogidos en la tabla anterior, las tecnologías de recompresión mecánica tiene unos costes menores que la termocompresión.

6.5 Análisis del cambio de coeficiente global de transferencia.

La modificación del coeficiente global de transferencia de energía es un parámetro que también ha de someterse a un estudio de sensibilidad, ya que hace que las áreas de transferencia de los equipos se vean modificadas, y por lo tanto, los costes de los equipos.

En este trabajo se ha considerado un coeficiente de transferencia conservador para este tipo de equipos. Se ha considerado un valor de $2 \text{ Kw}/\text{m}^2\text{k}$, cuando este tipo de evaporadores según bibliografía suele tener un valor del coeficiente de transferencia de energía entre 2 y $8 \text{ Kw}/\text{m}^2\text{k}$.

Hay que tener muy en cuenta que el coeficiente de transferencia de energía es un factor que se ve alterado durante la propia operación del equipo, ya que los equipos se ensucian debidos a depósitos que se van produciendo en los tubos de los equipos. Esto hace que cada cierto tiempo se tengan que limpiar interiormente para que el valor de este coeficiente no caiga a valores inaceptables para la operación. Se han calculado los costes totales de cada tecnología para cada tarifa de luz eléctrica considerada y para cada tarifa de gas.

El análisis se ha realizado a partir del cálculo de las áreas de transferencia con los coeficientes globales de energía modificados. A este coste se le ha aplicado el coste de los equipos y el coste operativo de los mismos en cada caso. En el anexo de Tablas aparecen las tablas a partir de las cuales se han obtenido las gráficas que aparecen a continuación.

Por lo tanto, se han supuesto los siguientes valores de U:

- $U = 4 \text{ Kw}/\text{m}^2\text{k}$
- $U = 8 \text{ Kw}/\text{m}^2\text{K}$
- $U = 1 \text{ Kw}/\text{m}^2\text{K}$

Para el primer caso, $U = 4 \text{ KW}/\text{m}^2\text{K}$, la rentabilidad de MVR frente TVR es:

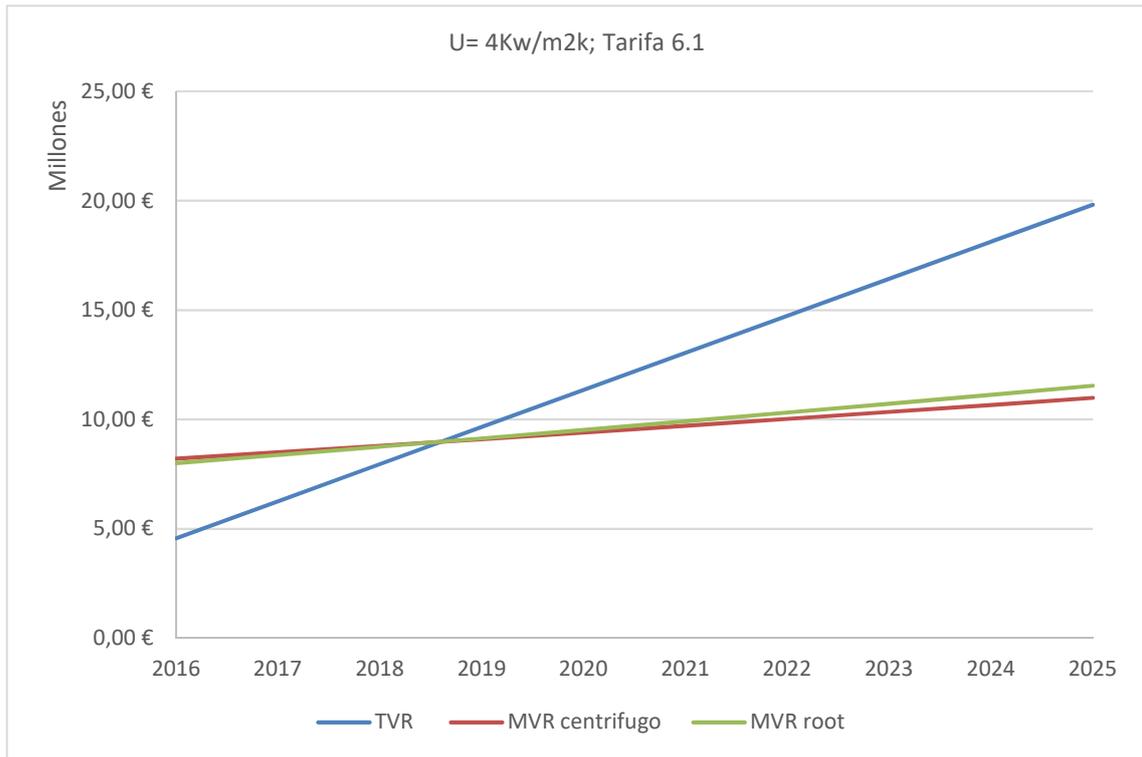


Ilustración 27. Costes con $U=4Kw/m^2K$ con tarifa 6.1A

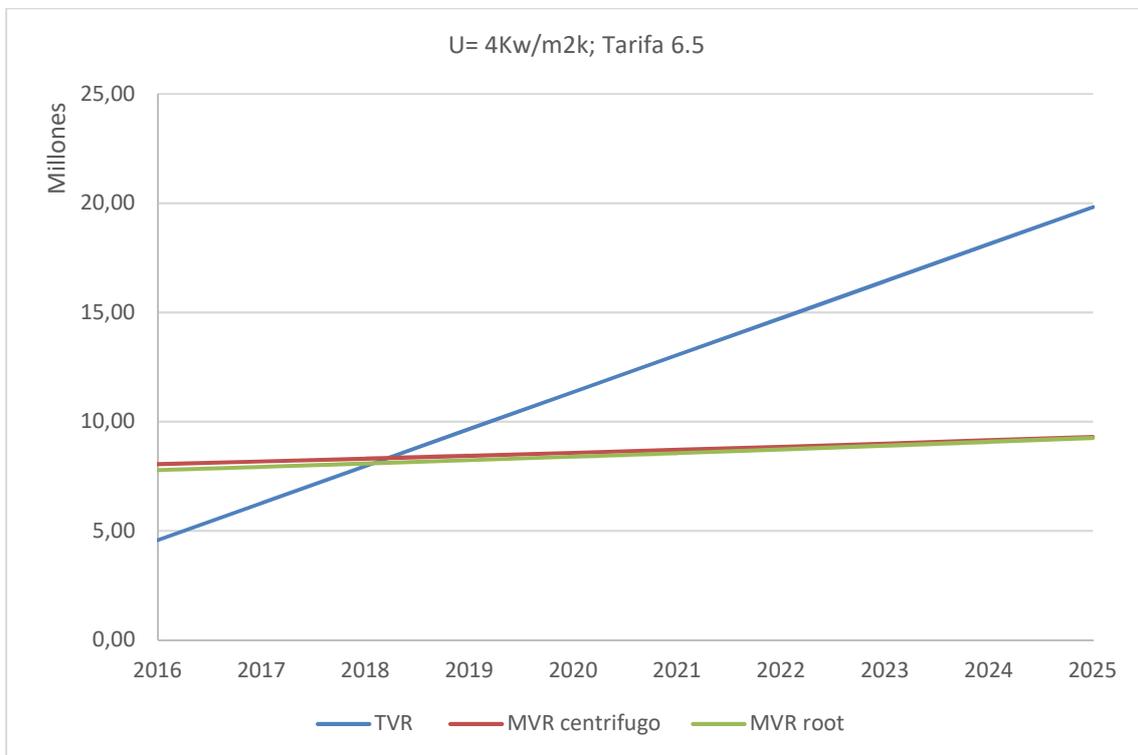


Ilustración 28. Costes con $U=4Kw/m^2K$ con tarifa 6.5

Como puede observarse en las gráficas, los horizontes de rentabilidad del proceso TVR frente al MVR son:

- Tarifa 6.1:
Tardamos una media de 2,5 años en ser más rentable operar con un proceso MRV
- Tarifa 6.5:
Acortamos el tiempo a 2 años.

Si incrementamos el coeficiente a un valor de $U = 8Kw/m^2K$, el resultado es:

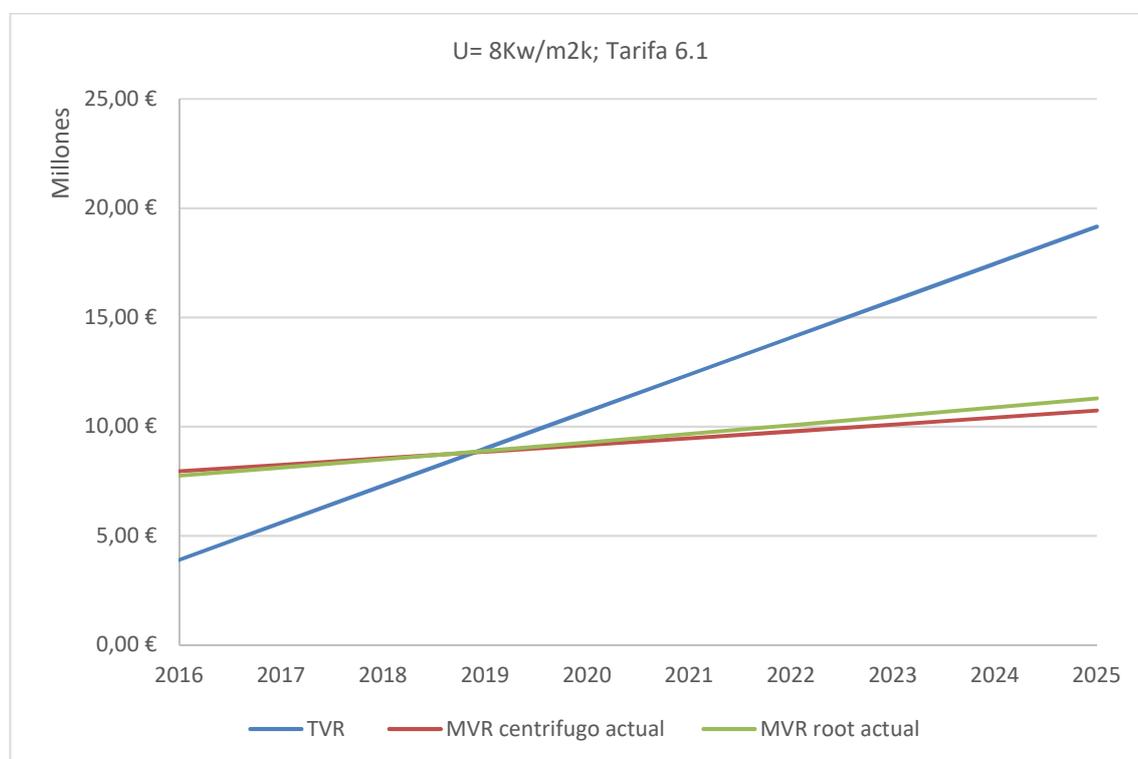


Ilustración 29. Costes con $U=8Kw/m^2K$ con tarifa 6.1A

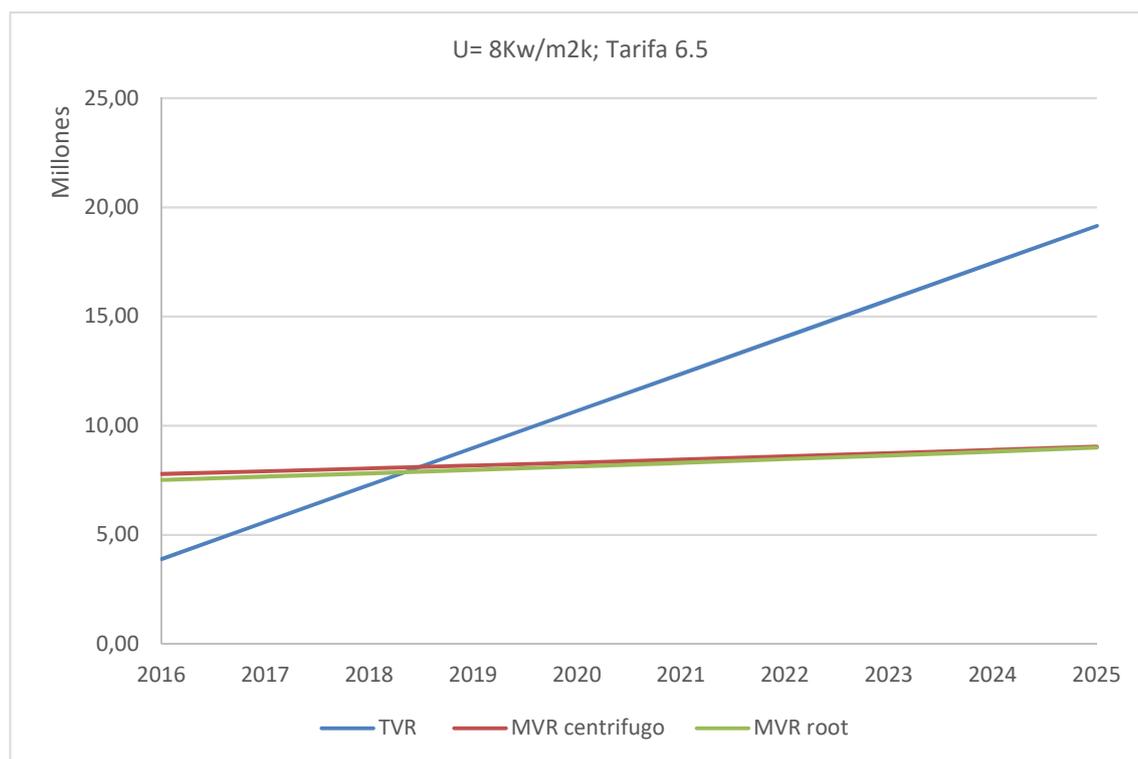


Ilustración 30. Costes con $U=8Kw/m^2K$ con tarifa 6.5

Al incrementarse el coeficiente de transferencia, el resultado es:

- Tarifa 6.1:
Se incrementa el tiempo a 3 años de operación.
- Tarifa 6.5:
Se incrementa el tiempo en medio año respecto a tener un coeficiente de transferencia de energía con la mitad del vapor, pasando a ser de 2,5 años .

Los resultados son opuestos cuando el coeficiente de transferencia de energía ve disminuido su valor, como se muestra en las dos gráficas siguientes:

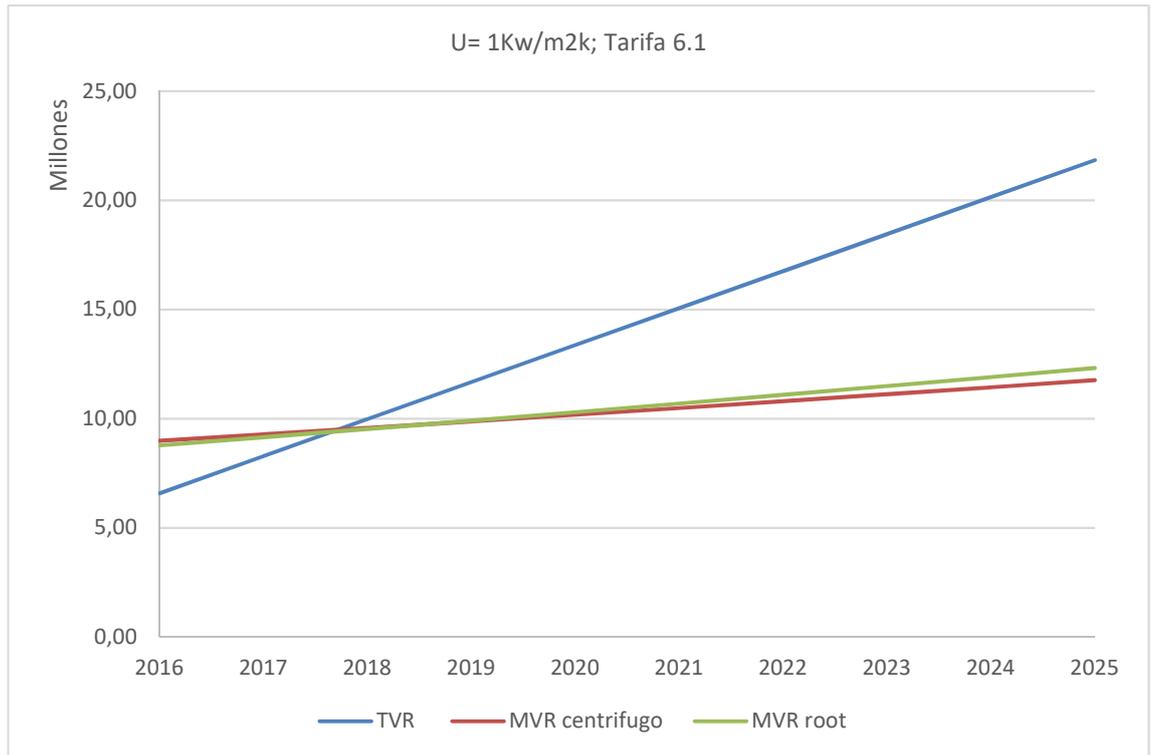


Ilustración 31. Costes con $U=1Kw/m^2K$ tarifa 6.1 A

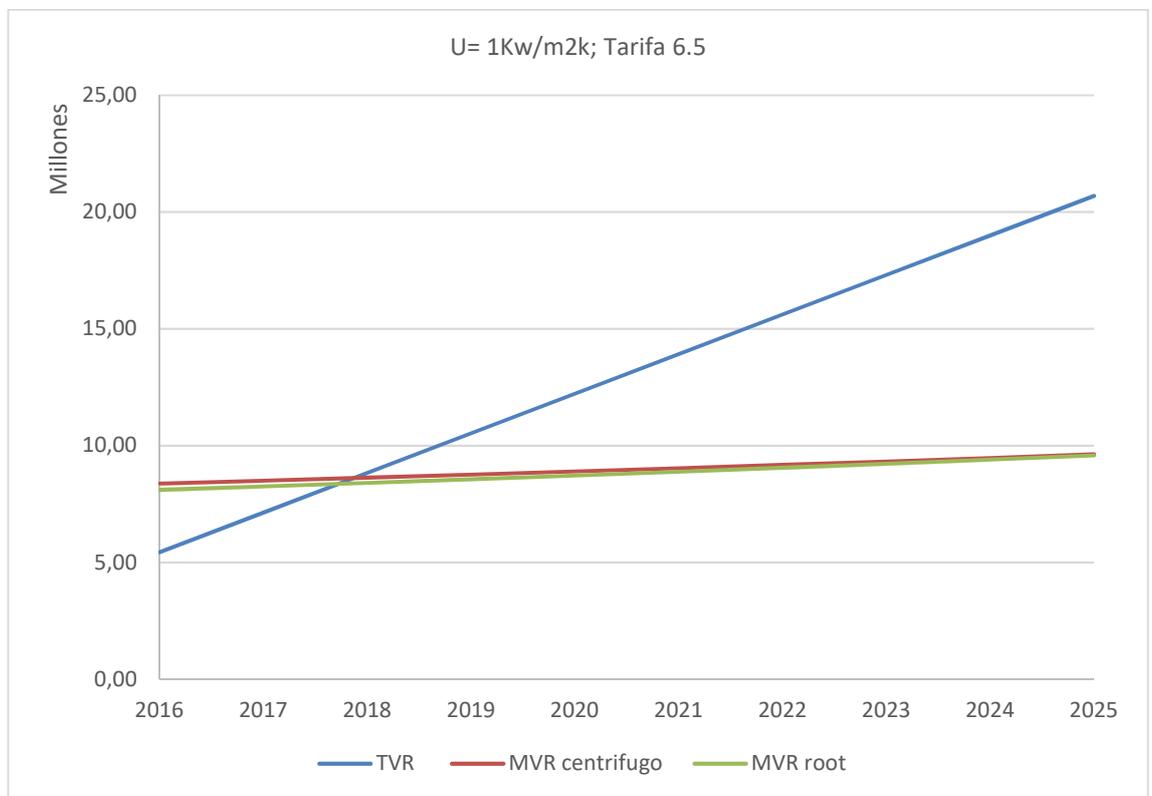


Ilustración 32. Costes con $U=1Kw/m^2K$ con tarifa 6.5

Prácticamente en 1,5 años se tiene que la operación con MRV es menos costosa que operar con TVR.

Tras este análisis, podemos concluir que:

- 1) A media que el coeficiente de transferencia de energía se incrementa, el área de los evaporadores necesaria se hace menor, con lo que el coste desciende. Esto hace que el periodo en el la tecnología TVR es rentable incremente.
- 2) Por el contrario, si desciende el coeficiente, hace que el tiempo en el que el TVR es rentable desciende. De ahí la importancia de mantener un correcto plan de mantenimiento y limpieza de los evaporadores, ya que el ensuciamiento puede conllevar que se afecte al coeficiente de transferencia y con ello al a rentabilidad del proceso.

6.6. Análisis de VAN y TIR de la recompresión mecánica frente a la termocompresión.

El último apartado del análisis económico, y no por ello menos importante, es el cálculo del VAN (Valor Actual Neto) y el TIR (Tasa Interna de Retorno) de ambas tecnologías evaporativas.

El cálculo de dichos parámetros es fundamental a la hora de emprender una inversión, ya que clarifican si dicha inversión es favorable para que sea afrontada con garantías, o por el contrario, es una inversión que no se aconseja su realización ya que difícilmente va a reportar beneficios económicos.

El VAN calcula los beneficios que puede aportar una inversión ya que analiza las diferencias de los flujos de caja de una determinada actividad económica en un periodo de tiempo, aplicando una tasa interna de descuento, ya que compara el beneficio que se obtiene por una inversión en una actividad económica con otros posibles escenarios en los cuales esa inversión podría haber reportado ese interés impuesto. De esta manera, se pueden dar posibles escenarios después de su cálculo:

- 1) $VAN > 0$ → La actividad económica analizada reporta más beneficios que la alternativa planteada.
- 2) $VAN < 0$ → La actividad económica analizada reporta menos beneficios que la alternativa, con lo que se desaconseja la realización de la inversión.

En este caso, nuestro flujo de caja será la diferencia de coste entre las dos tecnologías, teniendo en cuenta la evolución esperada de los precios de las tarifas de gas y luz. Al igual que el resto de análisis, se realiza para el cálculo de la tarifa de luz más opuestas, es decir, la más favorable y la más desfavorable.

El TIR es el segundo de los parámetros económicos que se ha calculado. Dicho parámetro analiza la tasa de rentabilidad que tiene una determinada inversión a partir de los flujos de caja considerados. Una vez calculado, se obtiene la rentabilidad de la actividad económica frente

a diferentes alternativas. Se puede establecer que, si una inversión no reporta un TIR por encima de un determinado valor, se desaconseje la inversión. Normalmente, en el caso de la industria, rara vez se afronta una inversión con menos de un 10 % de TIR, y este será el valor indicativo para este proyecto.

Ambos indicadores están íntimamente relacionados, ya que el TIR es aquel porcentaje de rentabilidad que hace que el VAN sea cero. Si el VAN es cero, estamos en el punto que hacer la inversión o no realizarla sería igual de interesante.

Para la obtención de dichos parámetros es necesario los flujos de caja. Los flujos de caja se calculan con los beneficios menos los gastos de la empresa, teniendo en cuenta la inversión inicial necesaria. En este proyecto se han tenido en cuenta las inversiones iniciales necesarias para cada caso, y la relación entre el beneficio y el gasto se ha obtenido a partir de la comparación entre las dos tecnologías estudiadas. A continuación, se presentan los valores obtenidos en cada caso.

6.6.1. Cálculo VAN y TIR para comparativa entre tecnología de termocompresión y recompresión mecánica con compresor centrífugo

Se han analizado dos situaciones en la que tanto los costes asociados al consumo de gas y consumo eléctrico van aumentando según lo esperado. En la primera de ellas el coste eléctrico está asociado a la tarifa 6.1. ya presentada en este proyecto y en la segunda el coste eléctrico está asociado a la tarifa 6.5:

Tabla resumen	
Años	Flujo de caja
2017	-5.819.378 €
2018	-4.475.037 €
2019	-3.046.192 €
2020	-1.532.843 €
2021	65.010 €
2022	1.747.367 €
2023	3.514.228 €
2024	5.365.594 €
2025	7.301.464 €
2026	9.321.837 €
Tasa de descuento	10%
VAN	-300.666 €
TIR	9,59%

Tabla 34. Cálculo VAN y TIR para comparativa compresor centrífugo y termocompresión para tarifa eléctrica 6.1.

Tabla resumen	
Años	Flujo de caja
2017	-5.415.900 €
2018	-356.040 €
2019	1.613.786 €
2020	3.680.470 €
2021	5.836.378 €
2022	8.094.234 €
2023	10.448.948 €
2024	12.900.521 €
2025	15.448.952 €
2026	18.094.241 €
Tasa de descuento	10%
VAN	31.575.114,16 €
TIR	55%

Tabla 35. Cálculo VAN y TIR para comparativa compresor centrífugo y termocompresión para tarifa eléctrica 6.5.

A la vista de los resultados obtenidos, se puede concluir que:

- 1) Con la tarifa 6.1., es la tecnología de la termocompresión la más atractiva desde un punto de vista económico si el TIR que se quiere obtener es mayor del 10%.
- 2) Con la tarifa 6.5., en el que el precio de la electricidad es más bajo, el TIR obtenido es del 56% al instalar la recompresión mecánica con compresor centrífugo frente a la termocompresión.

6.6.2. Cálculo VAN y TIR para comparativa entre tecnología de termocompresión y recompresión mecánica con compresor root

El mismo análisis se ha realizado con el compresor tipo root. Los resultados obtenidos para las distintas tarifas eléctricas son los que aparecen a continuación:

Tabla resumen	
Años	Flujo de caja
2017	-2.384.690 €
2018	-668.446 €
2019	1.142.796 €
2020	3.049.037 €
2021	5.050.278 €
2022	7.146.517 €
2023	9.337.755 €
2024	11.623.993 €
2025	14.001.754 €
2026	16.481.464 €
Tasa de descuento	10%
VAN	29.897.498 €
TIR	74,60%

Tabla 36. Cálculo VAN y TIR para comparativa compresor root y termocompresión para tarifa eléctrica 6.1.

Tabla resumen	
Años	Flujo de caja
2017	-2.231.725 €
2018	-361.302 €
2019	1.605.979 €
2020	3.670.118 €
2021	5.831.116 €
2022	8.088.972 €
2023	10.443.686 €
2024	12.895.259 €
2025	15.443.690 €
2026	18.088.979 €
Tasa de descuento	10%
VAN	34.471.288,20 €
TIR	87%

Tabla 37. Cálculo VAN y TIR para comparativa compresor root y termocompresión para tarifa eléctrica 6.5.

En este caso, el análisis de los resultados arroja claramente que la recompresión mecánica de vapor es mucho más rentable que la termocompresión. De hecho, al final del periodo de análisis no sólo se ha recuperado la inversión, sino que casi se duplica la inversión.

7. Conclusiones.

Las conclusiones que se pueden obtener de este proyecto son las siguientes:

- 1) A la hora de diseñar un proceso de evaporación industrial, habría que decantarse por la tecnología de recompresión mecánica si las condiciones del proceso lo permiten.
- 2) Ante la comparación establecida entre las tecnologías TVR y MRV, se ha demostrado que recompresión mecánica, pasados 3 años de funcionamiento en el escenario económicamente más desfavorable, ya es más rentable que la termocompresión, desde un punto de vista de operación de planta.
- 3) Para un evaporador múltiple efecto que opere a nivel industrial, la colocación de un eyector en el primer evaporador supone un ahorro de un 50% del coste en vapor anual, con lo que es una medida de ahorro a implementar inmediatamente.
- 4) Desde el punto de vista operativo, el trabajar con un eyector de vapor no tiene ninguna dificultad adicional para el proceso. Los compresores en cambio son equipos móviles sometidos a desgaste. Este desgaste puede provocar que se produzcan paradas de producción o que algún equipo tenga que ser sustituido, con lo que ya el horizonte de rentabilidad se amplía.
- 5) El análisis económico nos indica que sólo en el caso de tener un compresor centrífugo y una tarifa eléctrica contratada con un coste similar a la tarifa 6.1., no se recomienda la instalación de la tecnología de recompresión mecánica. En el resto, la recompresión mecánica de vapor es más atractiva.

8. Bibliografía.

Referencias bibliográficas utilizadas:

1. Evaporator handbook. Fourth edition. APV
2. Evaporador tipo batch.
http://foodtechinfo.com/files/2016/01/Concentration_Batch_Pan_UOGuelph.jpg
3. Evaporador batch industrial
<http://blog.condorchem.com/fundamentos-evaporacion-al-vacio/>
4. http://image.china-ogpe.com/newsimages/Circulation_type_evaporator_2_glossary-1.gif
5. <http://artisanind.com/rising-film-evaporators/>
6. Falling film evaporator <http://www.cheresources.com/content/articles/heat-transfer/falling-film-evaporators-in-the-food-industry>
7. http://www.evatherm.com/en/technology/rising_film_evaporator.php
8. http://img1.exportersindia.com/product_images/bc-full/dir_66/1959525/thin-film-evaporator-1557417.jpg
9. Selection evaporators or industrial applications. William B. Glover. LCI Corporation
10. Boiling Point, Specific Heat and Density Measurements and Modeling of Soybean Molasses and Its Aqueous Solutions. Article in Journal of Food Process Engineering · May 2015 DOI: 10.1111/jfpe.12221
11. Tema 7: Tipología y Clasificación de Compresores. *Juan F. Coronel Toro* (jfc@us.es, <http://www.jfcoronel.org>)
Profesor Titular de Universidad
Dpto. Ingeniería Energética, Universidad de Sevilla

12. Evaporation Technology Using Mechanical Vapour Recompression. Technology and Applications
13. HandbookOfCaneSugarEngineering-hogot
14. ONLINE HEAT TRANSFER MEASUREMENT AND ANALYSIS FOR SUGAR MILL EVAPORATORS.
A Thesis
Submitted to the Graduate Faculty of the Louisiana State University and Agricultural and Mechanical College in partial fulfillment of the requirements for the degree of Master of Science in Chemical Engineering in The Department of Chemical Engineering
by David Timothy Solberg
B.S., University of Natal, Durban, South Africa, 2002 December 2004
15. Cálculo de los compresores:
http://campusvirtual.edu.uy/archivos/mecanica-general/Apuntes/Transparencias_TF_para_IFC_V2007.pdf
16. Termocompresor
Solución de ahorro energético de alta eficiencia. Spirax Sarco
17. Evaporation Technology using Mechanical Vapour Recompression. GEA Process Engineering Division
18. Agencia IDAE. Comparativa procesos de recompresión mecánica y recompresión térmica.
19. A BestPractices SteamTechnical Brief Industrial Heat Pumps for Steam and Fuel Savings U.S. Department of Energy Energy Efficiency and Renewable Energy
20. Thermocompressors Engineered for efficiency. KADANT

21. Caso base de cálculo para el proyecto:

BASc Process Engineering Sugar Manufacturing at Mookram Sugar Mill Limited (MSM)

22. Tarificación horaria tarifa 6

<http://mifakturadeluz.com/tarifas-de-acceso-de-electricidad-alta-tension/>

23. Precios tarifas alta tensión

http://www.idae.es/sites/default/files/estudios_informes_y_estadisticas/tarifas_reguladas_julio_2017.pdf

24. Evolución precio gas natural

Eu Energy, Transport And Ghg Emissions Trends To 2050 Reference Scenario 2013, realizado por European Commission
Directorate-General for Energy, Directorate-General for Climate Action and
Directorate-General for Mobility And Transport

25. Evolución precio de la electricidad en Europa:

Agencia europea de la energía, <https://www.eea.europa.eu/es/themes/energy>

26. Variación del CEPCI:

<https://es.scribd.com/document/30495605/VARIACION-DE-CEPCI>

ANEXO I. Tabla de cálculos de evaporador

Cálculo corrientes salientes con balance de energía global

Evaporadores	
Nº Efectos	4,00
Temperatura eva 1	103,00 °C
Temperatura eva 2	90,00 °C
Temperatura eva 3	78,00 °C
Temperatura eva 4	55,00 °C
Brix entrada	12,00 %
Brix 1	15,00 %
Brix 2	19,00 %
Brix 3	28,00 %
Brix 4	55,00 %
Caudal de zumo	50000,00 kg/h
Caudal de vapor	11400,00 kg/h
Temperatura de vapor	140,00 °C
Temperatura del zumo	98,00 °C
Factor Pérdidas energéticas	0,90
U intercambiador (Kw/m2K)	2,00

Kpa	
Presión eva1	113,9
Presión eva2	71,46
Presión eva3	45,12
Presión eva4	17,32

Cálculo de corrientes para los evaporadores recirculando el vapor de zumo producido

Evaporador 1			
Entradas	Caudal(kg/h)	Calor específico (kj/kg/K)	Entalpía (kj/kg)
Zumo	50000,00	3,97	388,62
Vapor saturado	11400,00		2734,00
Brix entrada %	12,00		
Salidas	Caudal(kg/h)	Calor específico (kj/kg/K)	Entalpía (kj/kg)
Zumo	39610,42	3,92	404,68
Agua saturada	11400,00		589,00
Vapor de zumo	10389,58		2681,00
Brix 1 %	15,15		
Temperatura Eva1	103,36		
Presión Eva1	113,90		

Evaporador 2			
Entradas	Caudal(kg/h)	Calor específico (kj/kg/K)	Entalpía (kj/kg)
Zumo	39610,42	3,92	404,68
Vapor saturado	10389,58		2681,00
Brix 1 %	15,15		
Salidas	Caudal(kg/h)	Calor específico (kj/kg/K)	Entalpía (kj/kg)
Zumo	29754,36	3,81	344,66
Agua saturada	10389,58		433,00
Vapor de zumo	9856,06		2660,00
Brix 2 %	20,17		
Temperatura Eva2	90,51		
Presión Eva2	71,46		

Evaporador 3			
Entradas	Caudal	Calor específico (kj/kg/K)	Entalpía (kj/kg)
Zumo	29754,36	3,81	344,66
Vapor saturado	9856,06		2660,00
Brix 2 %	20,17		
Salidas	Caudal	Calor específico (kj/kg/K)	Entalpía (kj/kg)
Zumo	20599,89	3,62	285,13
Agua saturada	9856,06		379,00
Vapor de zumo	9154,46		2641,00
Brix 3 %	29,13		
Temperatura Eva3	78,82		
Presión Eva3	45,12		

Evaporador 4			
Entradas	Caudal(kg/h)	Calor específico (kj/kg/K)	Entalpía (kj/kg)
Zumo	20599,89	3,62	285,13
Vapor saturado	9154,46		2641,00
Brix 3 %	29,13		
Salidas	Caudal(kg/h)	Calor específico (kj/kg/K)	Entalpía (kj/kg)
Zumo	11997,83	3,13	178,52
Agua saturada	9154,46		329,90
Vapor de zumo	8602,07		2604,00
Brix 4 %	50,01		
Temperatura Eva4	57,00		
Presión Eva4	17,32		

Brix calculado	15,15
Coeficiente de evaporacion (k g vapor/m2/°C/h)	6113,25
Calor intercambiado (Kw)	5838,95
U intercambiador (Kw/m2K)	2,00
DTLM	39,45
Área evaporador 1	77,49
N tubos	161,92
Calor intercambiado (Kw)	5289,22
U intercambiador (Kw/m2K)	2,00
DTLM	23,00
Área evaporador 2	114,98
N tubos	240,28
Calor intercambiado (Kw)	5620,42
U intercambiador (Kw/m2K)	2,00
DTLM	12,00
Área evaporador 3	234,18
N tubos	489,38
Calor intercambiado (Kw)	5289,22
U intercambiador (Kw/m2K)	2,00
DTLM	23,00
Área evaporador 4	114,98
N tubos	240,28
Cantidad de vapor producido(kg/h)	38002,17
Atotal	651,23

Cálculo elevación pto ebullición		Brix de salida
Temperatura eva 1 + EPB	103,36	15,15
Temperatura eva 2 + EPB	90,51	20,17
Temperatura eva 3 + EPB	78,82	29,13
Temperatura eva 4 + EPB	57,00	50,01

ANEXO II. Tabla cálculos evaporador con eyector de vapor

Cálculo corrientes salientes con balance de energía global

Cálculo de corrientes para los evaporadores recirculando el vapor de zumo producido

Evaporadores		Kpa		Evaporador 1				Brix calculado	Coeficiente de evaporacion (k g vapor/m ² /°C/h)	
Nº Efectos	4,00			Entradas	Caudal (kg/h)	Calor específico (kj/kg/K)	Entalpía (kj/kg)		Calor intercambiado (Kw)	
Temperatura eva 1	103,00	°C	Presión eva1	Zumo	50000,00	3,97	388,62		20116,34	
Temperatura eva 2	90,00	°C	Presión eva2	Vapor saturado	34432,53		2624,00		U intercambiador (Kw/m2K))	
Temperatura eva 3	78,00	°C	Presión eva3	Brix entrada %	12,00				2,00	
Temperatura eva 4	55,00	°C	Presión eva4	Salidas	Caudal(kg/h)	Calor específico (kj/kg/K)	Entalpía (kj/kg)		DTLM	
Brix entrada	12,00	%		Zumo	18862,97	3,63	376,83		39,45	
Brix 1	15,00	%		Agua saturada	34432,53		287,10		Área evaporador 1	
Brix 2	19,00	%		Vapor de zumo	31137,03		2682,00		254,98	
Brix 3	28,00	%		Brix 1 %	31,81				N tubos	
Brix 4	55,00	%		Temperatura Eva1	103,93			31,81	532,83	
Caudal de zumo	50000,00	kg/h	Presión de vapor	Presión Eva1	116,30					
Caudal de vapor	5460,00	kg/h	360,7							
Temperatura vapor vivo	140,00	°C		Evaporador 2					Calor intercambiado (Kw)	
Temperatura del zumo	98,00	°C		Entradas	Caudal(kg/h)	Calor específico (kj/kg/K)	Entalpía (kj/kg)		1215,64	
Factor Pérdidas energéticas	0,90			Zumo	18862,97	3,63	376,83		U intercambiador (Kw/m2K))	
U intercambiador (Kw/m2K))	2,00			Vapor saturado	2164,50		2682,00		2,00	
				Brix 1 %	31,81	103,00			DTLM	
				Salidas	Caudal(kg/h)	Calor específico (kj/kg/K)	Entalpía (kj/kg)		13,00	
				Zumo	16614,77	3,52	320,40		Área evaporador 2	
				Agua saturada	2164,50		435,50		46,76	
				Vapor de zumo	2248,20		2661,00		N tubos	
				Brix 2 %	36,11			36,11	97,70	
				Temperatura Eva2	91,13					
				Presión Eva2	73,10					
				Evaporador 3					Calor intercambiado (Kw)	
				Entradas	Caudal(kg/h)	Calor específico (kj/kg/K)	Entalpía (kj/kg)		1281,14	
				Zumo	16614,77	3,52	320,40		U intercambiador (Kw/m2K))	
				Vapor saturado	2248,20		2661,00		2,00	
				Brix 2 %	36,11				DTLM	
				Salidas	Caudal(kg/h)	Calor específico (kj/kg/K)	Entalpía (kj/kg)		12,00	
				Zumo	14367,91	3,38	268,11		Área evaporador 3	
				Agua saturada	2248,20		381,60		53,38	
				Vapor de zumo	2246,86		2642,00		N tubos	
				Brix 3 %	41,76			41,76	111,55	
				Temperatura Eva3	79,43					
				Presión Eva3	46,23					
				Evaporador 4					Calor intercambiado (Kw)	
				Entradas	Caudal(kg/h)	Calor específico (kj/kg/K)	Entalpía (kj/kg)		1297,34	
				Zumo	14367,91	3,38	268,11		U intercambiador (Kw/m2K))	
				Vapor saturado	2246,86		2642,00		2,00	
				Brix 3 %	41,76				DTLM	
				Salidas	Caudal(kg/h)	Calor específico (kj/kg/K)	Entalpía (kj/kg)		23,00	
				Zumo	11981,99	3,13	178,46		Área evaporador 4	
				Agua saturada	2246,86		332,40		28,20	
				Vapor de zumo	2385,92		2604,00		N tubos	
				Brix 4 %	50,08			50,08	58,94	
				Temperatura Eva4	57,01					
				Presión Eva4	17,32					
				Cantidad de vapor producido(kg/h)	38018,01			Atotal	383,32	

Cálculo elevación pto ebullición		
Temperatura eva 1 + EPB	103,9	31,81
Temperatura eva 2 + EPB	91,13	36,11
Temperatura eva 3 + EPB	79,43	41,76
Temperatura eva 4 + EPB	57,01	50,08

Cálculo del eyector.

Cálculo del eyector	1,00				
P succion (Ps) (kpa)	116,30				
P descarga (Pd) (kpa)	120,00				
C (pd/ps)	1,03	E			
E (pm/ps)	3,10	20,00	10,00	5,00	2,50
R	5,31	9,24	7,95	6,18	5,03
Mm (kg/h)	5460,00				
Ms (kg/h)	28972,53	5,31			
Mtotal (kg/h)	34432,53				

Cálculo de entalpías			
Evaporador 3	Temperatura (°C)	Presión (kPa)	Entalpía (kj/kg)
Vapor Saturado	68,6	120,00	2624
Agua Saturada	68,6	120,00	287,1

Interpolación valores E

E	R				
20,00	9,24	7,06	1,00	0,00	0,00
10,00	7,95	5,51	1,00	0,00	0,00
5,00	6,18	5,31	1,00	1,00	1,00
2,50	5,03	6,24	0,00	1,00	0,00

Interpolaciones		
0,00	7,06	5,31
0,00	5,51	
1,00	5,31	
0,00	6,24	

ANEXO IV. Tabla cálculo MRV compresor tipo centrifugo

Cálculo corrientes salientes con balance de energía global

Evaporadores			
Nº Efectos	4,00		
Temperatura eva 1	103,00 °C	Presión eva1	Kpa 120,4
Temperatura eva 2	90,00 °C		
Temperatura eva 3	78,00 °C		
Temperatura eva 4	55,00 °C		
Brix entrada	12,00 %		
Brix 1	15,00 %		
Brix 2	19,00 %		
Brix 3	28,00 %		
Brix 4	55,00 %		
Caudal de zumo	50000,00 kg/h		
Caudal de vapor	0,00 kg/h		
Temperatura de vapor	140,00 °C	presión vapor	360,7
Temperatura del zumo	98,00 °C		
Factor Pérdidas energéticas	0,91		
Caudal de MRV	38000,00		
U intercambiador (Kw/m2K)	2,00		

Cálculo de corrientes para los evaporadores recirculando el vapor de zumo producido

Evaporador 1			
Entradas	Caudal (kg/h)	Calor específico (kj/kg/K)	Entalpía (kj/kg)
Zumo	50000,00	3,97	388,62
Vapor saturado	38000,00		3139,00
Brix entrada %	12,00		
Salidas	Caudal (kg/h)	Calor específico (kj/kg/K)	Entalpía (kj/kg)
Zumo	12000,16	3,31	347,92
Agua saturada	38000,00		589,00
Vapor de zumo	38040,21		2683,00
Brix 1 %	49,94		
Temperatura Eva1	105,00		
Presión Eva1	120,40		

Brix calculado	
Área evaporador	
Calor intercambiado (Kw)	24465,35
U intercambiador (Kw/m2K)	2,00
DTLM	
	39,45
Área evaporador 1	310,10
N tubos	
	50,00
	648,02

Vapor sangrado 40,21

Cálculo elevación pto ebullición	Temperatura (°C)
Temperatura eva 1 + EPB	105,0

50,00

Cálculo de entalpías			
Evaporador 1	Temperatura (°C)	Presión (kPa)	Entalpía (kj/kg)
Vapor Saturado	140,00	360,7	2734
Agua Saturada	140,00	360,7	589
Vapor producido saturado	105,00	120,4	2683

k	P ₁ , barA	P ₂ , barA	T ₁ , °C	T ₁ , K	Q ₁ , m ³ /s	P, kW	T ₂ , K	T ₂ , °C
1,31	1,204	8,8	105,00	378,145	7,91	2418,67	605,46	332,31

Colocación de la compresión mecánica

Caudal de vapor	38000,00			332,46
Entalpía	Temperatura (°C)	Presión (Kpa)	Entalpía vapor (kj/kg)	
Vapor recalentado	332,31	780,00	3139,00	
Líquido saturado	120	780,00	503,8	