

Trabajo Fin de Grado

Grado en Ingeniería Química

Diseño de una planta de producción de $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ mediante cristalización

Autor: Valentina García Pineda

Tutor: Francisco Javier Gutiérrez Ortiz

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

Sevilla, 2021



Trabajo Fin de Grado
Grado en Ingeniería Química

Diseño de una planta de producción de $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ mediante cristalización

Autor:

Valentina García Pineda

Tutor:

Francisco Javier Gutiérrez Ortiz

Catedrático de Universidad

Dpto. de Ingeniería Química y Ambiental

Escuela Técnica Superior de Ingeniería

Universidad de Sevilla

Sevilla, 2021

Trabajo Fin de Grado: Diseño de una planta de producción de $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ mediante cristalización

Autor: Valentina García Pineda

Tutor: Francisco Javier Gutiérrez Ortiz

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

Presidente:

Vocales:

Secretario:

Acuerdan otorgarle la calificación de:

Sevilla, septiembre de 2021

El Secretario del Tribunal

A Dios,
A mi madre,
A mi hermana.

AGRADECIMIENTOS

Me gustaría agradecer a mi tutor Francisco Javier porque gracias a sus conocimientos, aportaciones, paciencia e implicación pude llevar a cabo este TFG de la mejor forma posible. Gracias por ayudarme a ampliar mis conocimientos y hacerme afianzar muchos otros; y por el tiempo y esfuerzo invertido en este trabajo. Por otro lado, agradezco a los profesores del Grado en Ingeniería Química por formarnos con bases sólidas que nos permitirán desenvolvemos de la mejor manera como futuros profesionales.

Quiero agradecer a mis compañeros Pablo y Raúl que estuvieron durante este largo y en ocasiones difícil recorrido, gracias por las alegrías compartidas y gracias por siempre estar ahí y darme ánimo cuando más lo he necesitado. Agradecer en especial a mi amigo Pablo porque sin él todo hubiese sido mucho más cuesta arriba, gracias por esos largos días de estudio en época de exámenes, por el apoyo incondicional y por ayudarme a ver la luz al final del túnel en aquellos momentos de agobio.

Por último y no menos importante, me gustaría agradecer a mi familia por el apoyo brindado durante el grado. En especial a mi madre y a mi hermana, que me han acompañado en cada uno de los momentos de alegría, de tristeza, de frustración. Gracias por darme ánimo y fuerzas para seguir cuando parecía que no podía más. A mi madre, porque de ella aprendí a ser valiente y luchadora, y a mi hermana, por ser un pilar fundamental en mi vida. Gracias por ayudarme a cumplir este sueño. Este logro es tanto mío como vuestro.

Finalmente, quiero hacer mención a mi padre que espero que esté donde esté se sienta muy orgulloso de mí y del futuro que estoy construyendo.

RESUMEN

En este trabajo se ha llevado a cabo el diseño de los principales equipos de una planta de producción de cristales de sulfato de magnesio heptahidratado. La planta tiene una capacidad de producción de 4.205 lb/h en base seca de cristales con una humedad residual del 1,5% en peso.

Previo al desarrollo del diseño, se han detallado las propiedades del cristal, sus usos y su importancia en el mercado mundial. Además, se han recopilado y descrito los principales métodos de producción del sulfato de magnesio heptahidratado, siendo la cristalización el proceso principal de todos ellos.

Luego, se ha realizado la descripción del proceso y de los diferentes equipos que la componen, proporcionando un diagrama de bloques y el diagrama de flujo de la planta. La planta está compuesta, principalmente, por un sistema de evaporador de múltiple efecto, un intercambiador de calor de placas, un cristalizador (cuyo diseño está fuera del alcance del TFG), un hidrociclón, un decantador centrífugo, un vibrotamiz, un secador rotativo y dos bombas.

Posteriormente, en la memoria de cálculo, se especifican los datos de entrada de la planta y se lleva a cabo el balance de materia y de energía, todo ello necesario para la realización del diseño de cada uno de los equipos, para lo cual se han proporcionado los procedimientos de cálculo así como las hipótesis asumidas justificadamente. Para el diseño de algunos de los equipos, se ha hecho uso de distintas herramientas incluyendo el software EES, cuyos códigos se adjuntan como anexos en este TFG.

ABSTRACT

In this work, the design of the main units of a plant for the production of magnesium sulfate heptahydrate crystals has been performed. The plant has a production capacity of 4205 lb/h of crystals with a residual moisture of 1.5%.

Before developing the design, the properties of the crystals, as well as the use and importance of magnesium sulfate heptahydrate in the global market have been detailed. In addition, the main production methods of this product have been compiled and reported, and among all of them crystallization is the main process.

After that, the description of the process and the units have been carried out, including a block diagram and the flow process diagram of the plant. The plant is equipped with a multiple effect evaporator system, a plate heat exchanger, a crystallizer (whose design is out of the scope of this work), a hydrocyclone, a centrifugal decanter, a sieve, a rotary dryer and two pumps.

Subsequently, the input data is specified, and the mass and energy balance are computed in a chapter including all the calculus necessary for the design of each process unit. Several tools have been used for calculus, including the software EES, whose codes are attached as supporting material in a number of Appendixes.

ÍNDICE

Agradecimientos	i
Resumen	iii
Abstract	v
Índice	vii
Índice de Tablas	x
Índice de Figuras	xii
1 Objetivos y alcance	1
2 Introducción	3
2.1 <i>Usos y aplicaciones</i>	5
2.2 <i>Métodos de producción de sulfato de magnesio heptahidratado</i>	6
2.2.1 Obtención a partir de Kieserita	6
2.2.2 Obtención a partir de materias primas de magnesia y otros materiales	6
2.2.3 Obtención a partir de avetoros de agua de mar o de salmueras	8
2.3 <i>La cristalización como método de producción de sulfato de magnesio heptahidratado</i>	9
2.3.1 Equilibrio de fases sólido-líquido	10
2.4 <i>Mercado mundial de sulfato de magnesio</i>	14
3 Memoria descriptiva	17
3.1 <i>Descripción del proceso</i>	18
3.2 <i>Descripción de equipos</i>	19
3.2.1 Evaporador de múltiple efecto	19
3.2.2 Intercambiador de calor	21
3.2.3 Cristalizador	22
3.2.4 Hidrociclón	24
3.2.5 Decantador centrífugo	25
3.2.6 Vibrotamiz	26
3.2.7 Secador de tambor rotativo	27
3.2.8 Bombas de impulsión	28
4 Memoria de cálculo	29
4.1 <i>Especificaciones de entrada de la planta</i>	29

4.2	<i>Balance de materia y energía</i>	30
4.3	<i>Evaporador de doble efecto</i>	32
4.4	<i>Intercambiador de calor</i>	43
4.5	<i>Cristalizador</i>	53
4.6	<i>Hidrociclón</i>	55
4.7	<i>Decantador centrífugo</i>	59
4.8	<i>Vibrotamiz</i>	62
4.9	<i>Secador de tambor rotativo</i>	63
4.10	<i>Bombas de impulsión</i>	70
	Referencias	77
	ANEXO I. Código del diseño del evaporador de doble efecto	83
	<i>Resultados</i>	89
	ANEXO II. Análisis de sensibilidad de los efectos del evaporador	90
	ANEXO III. Tablas de vapor	91
	ANEXO IV. Código del balance de energía en el intercambiador de placas	92
	<i>Resultados</i>	92
	ANEXO V. Catálogo Alfa Laval. Intercambiador de calor de placas	93
	ANEXO VI. Gráficas del factor de corrección F del intercambiador de calor	95
	ANEXO VII. Análisis de sensibilidad del intercambiador de placas	96
	ANEXO VIII. Código del balance de energía en el cristalizador	97
	<i>Resultados</i>	98
	ANEXO IX. Código del diseño del hidrociclón	99
	<i>Resultados</i>	100
	ANEXO X. Código del diseño del decantador centrífugo	101
	<i>Resultados</i>	102
	ANEXO XI. Catálogo del decantador centrífugo	103
	ANEXO XII. Catálogo del vibrotamiz	104
	ANEXO XIII. Código de balances de materia y energía en la zona de lavado y en las uniones de las corrientes	106
	<i>Resultados</i>	107

ANEXO XIV. Código del diseño del secador de tambor rotativo	108
<i>Resultados</i>	<i>111</i>
ANEXO XV. Catálogo de bombas.....	112
ANEXO XVI. Ábaco de Moody y nomograma	114

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Temperaturas de transformación y solubilidad de los hidratos [2].	3
Tabla 2. Propiedades principales del sulfato de magnesio y sus hidratos [2].	3
Tabla 3. Propiedades Físicas y Químicas del sulfato de magnesio heptahidratado [2, 5].	4
Tabla 4. Sustancias químicas encontradas en el avetoro correspondientes a 10 millones de toneladas de sal [12].	8
Tabla 5. Composición del agua de mar [12].	9
Tabla 6. Fases en cada región del diagrama de fases sólido-líquido para el $MgSO_4$.	12
Tabla 7. Dimensiones reales del hidrociclón diseñado.	25
Tabla 8. Tabla de las especificaciones de las corrientes.	31
Tabla 9. Cálculo de propiedades del fluido frío del primer y del segundo efecto	40
Tabla 10. Cálculo de propiedades del fluido caliente del primer y del segundo efecto.	40
Tabla 11. Resultados del diseño de los evaporadores en cada efecto.	42
Tabla 12. Resultados del diseño del evaporador de múltiple efecto.	42
Tabla 13. Datos del fluido frío.	44
Tabla 14. Datos del fluido caliente.	45
Tabla 15. Dimensiones de las placas del intercambiador de placas [21].	46
Tabla 16. Cálculo de propiedades del fluido frío.	48
Tabla 17. Cálculo de propiedades del fluido caliente.	48
Tabla 18. Coeficiente global de transferencia, DTLM, área y número de placas del intercambiador.	50
Tabla 19. Cálculos para la pérdida de carga del fluido frío y del fluido caliente.	52
Tabla 20. Datos de entrada del balance de materia del cristalizador.	54
Tabla 21. Resultados del balance de materia del cristalizador.	54
Tabla 22. Relación convencional de los parámetros geométricos según el diseño de Rietema [28].	56
Tabla 23. Resultados del diseño del hidrociclón.	58

Tabla 24. Resultados del diseño del decantador centrífugo.	62
Tabla 25. Datos de entrada del sólido.	64
Tabla 26. Resultados del diseño de tambor rotativo	70
Tabla 27. Pérdidas de carga mecánica en cada línea.	72
Tabla 28. Resultados del diseño de las bombas.	76

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Saco de 25 kg de sulfato de magnesio heptahidratado [3].	4
Figura 2. Depósitos de sal en la costa suroeste del Mar Muerto cerca de Masada, Israel. Z. Radovan, Jerusalén [11].	8
Figura 3. Pasos principales en el proceso de cristalización [15].	10
Figura 4. Diagrama de fase sólido-líquido del $MgSO_4$.	11
Figura 5. Diagrama entalpía-concentración del sistema $MgSO_4 \cdot H_2O$ a 1 atm.	11
Figura 6. Regiones del proceso de cristalización de una solución [15].	12
Figura 7. Influencia de la temperatura sobre la curva de solubilidad y nucleación [17].	13
Figura 8. Fotografías de cristales de $MgSO_4 \cdot 7H_2O$ para diferentes valores de pH: a) pH=2, b) pH=3,5 y c) pH= 5 [17].	14
Figura 9. Mercado global del sulfato de magnesio. Principales países exportadores [18].	14
Figura 10. Distribución del mercado del sulfato de magnesio por continente.	15
Figura 11. Mercado global del sulfato de magnesio. Principales países importadores [18].	15
Figura 12. Diagrama de bloques del proceso de producción de sulfato de magnesio heptahidratado.	17
Figura 13. Diagrama de flujo de la planta de producción de cristales $MgSO_4 \cdot 7H_2O$	20
Figura 14. Intercambiador de calor de placa y marco con juntas	21
Figura 15. Dimensiones de las placas del intercambiador de placa [21].	22
Figura 16. Elementos que conforman el cristalizador DTB [25].	23
Figura 17. Parámetros de un diseño convencional [27].	24
Figura 18. Detalle de la estructura interna del decantador centrífugo [29, 30].	26
Figura 19. Elementos que conforman el vibrotamiz rotativo [31].	27
Figura 20. Dimensiones del vibrotamiz XZS-2000 (cotas en mm) [31].	27
Figura 21. Elementos que forman parte del secador de tambor rotativo [35].	28
Figura 22. Bomba modelo IFF [36].	28
Figura 23. Diagrama y nomenclatura usada para el diseño del evaporador de múltiple efecto.	32

Figura 24. Algoritmo para el diseño de un sistema de evaporación múltiple [27].	37
Figura 25. Diagrama y condiciones de operación obtenidos del evaporador de múltiple efecto.	43
Figura 26. Diagrama y nomenclatura usada para el diseño del intercambiador de placas.	43
Figura 27. Parámetros geométricos de una placa del intercambiado [46].	45
Figura 28. Placa Chevron y configuración de un intercambiador de placas de este tipo [21, 52].	51
Figura 29. Diagrama y condiciones de operación obtenidos del intercambiador de calor.	53
Figura 30. Diagrama y condiciones de operación obtenidos del cristalizador.	53
Figura 31. Perfil de presiones en el cristalizador.	55
Figura 32. Diagrama y nomenclatura de corrientes usadas para el diseño del hidrociclón.	56
Figura 33. Diagrama y condiciones de operación obtenidos para el hidrociclón	59
Figura 34. Diagrama y nomenclatura de las corrientes usadas para el diseño del decantador centrífugo.	60
Figura 35. Variación de la fuerza centrífuga con el diámetro en los decantadores centrífugos [30].	61
Figura 36. Diagrama y condiciones de operación obtenidos del decantador centrífugo.	62
Figura 37. Diagrama y condiciones de operación obtenidos del vibrotamiz.	63
Figura 38. Perfiles de temperatura del sólido y el aire caliente a lo largo del secador [34].	64
Figura 39. Esquema de las corrientes de entrada y salida en el secador en contracorriente [34].	65
Figura 40. Diagrama y condiciones de operación obtenidos del secador rotativo.	70
Figura 41. Configuración de un evaporador de triple efecto basado en evaporador de tipo tubular con circulación natural [58].	72
Figura 42. Esquema de la presión de las líneas comprendidas entre la salida del evaporador FE-101 y la entrada a la bomba P-101.	73
Figura 43. Representación esquemática del punto de unión de las corrientes 8 y 11.	73

1 OBJETIVOS Y ALCANCE

El TFG resuelve un proyecto de ingeniería que se ha planteado como un problema abierto por parte de un cliente, personalizado en la figura del tutor de este trabajo, que proporciona el siguiente enunciado:

“La referencia es un proceso comercial representativo para producir 4.205 lb/h (base seca) de cristales de $MgSO_4 \cdot 7H_2O$ a partir de una solución acuosa con un 10% en peso, a 1 atm y 70 °F. Esta solución acuosa debe concentrarse en primer lugar, y luego debe mezclarse con la recirculación del licor-madre procedente de los equipos de separación mecánica que deban emplearse. La corriente resultante tiene 14.326 lb/h, con un 31,0% en peso de $MgSO_4$ a 120 °F y 1 atm, entra en un cristalizador de vacío evaporativo que utiliza una circulación interna de 6.000 gpm de magma a través de un tubo de aspiración equipado con un agitador de hélice marina dotada con un motor de 3 HP para obtener una mezcla casi perfecta del magma. El licor madre que sale por un rebosadero se recircula externamente a 625 gpm a través de un intercambiador de calor de placas, donde 2.052.000 BTU/h de calor se transfieren a la solución de 2.185 lb/h de vapor condensado a 20 psig para proporcionar sobresaturación y energía para evaporar 2.311 lb/h de agua. Hay un vacío de 0,867 psia en el cristalizador. El magma producto, a 105 °F, consta de 7.810 lb/h de agua madre saturada con 30,6% en peso de $MgSO_4$ y 4.205 lb/h de cristales de heptahidrato. Este magma contiene 35,0% de cristales en peso. La elevación del punto de ebullición de las aguas madre saturadas en 105 °F es 8 °F. Por lo tanto, el vapor que sale del cristalizador se sobrecalienta 8 °F. El tiempo de residencia del magma en el cristalizador es de 4 horas, que es suficiente para producir la siguiente distribución de tamaño de cristal: 35% en peso de malla 20 U.S., 80% en peso de malla 40 U.S., y 99% en peso de malla 100 U.S. El cristalizador tiene 30 ft de altura y un diámetro del espacio magmático de 10 pies. El magma debe ser espesado al 50 % en peso de cristales en un primer equipo y luego hasta un 92,5 % en peso de cristales en un segundo equipo, debiendo lavarse estos cristales con agua antes de entrar en un proceso donde se reduzca el contenido de humedad del cristal desde el 7 % al 1,5 % en peso.”

El objetivo de este trabajo es realizar la ingeniería básica de una planta de producción de cristales de sulfato de magnesio heptahidratado, a partir de una solución de sulfato de magnesio con una capacidad de producción de 4.205 lb/h en base seca, con especial énfasis en el diseño riguroso y detallado de los equipos principales que la componen.

Dentro del alcance del TFG, se incluye la descripción de la planta y sus unidades, y se desarrolla la ingeniería básica de la planta, obteniendo los balances de materia y energía globales y realizando el diseño de los principales equipos de la planta, salvo del cristalizador y el vibrotamiz empleado. Cabe considerar que muchos de los equipos de la planta proyectada no se estudian en el Grado de Ingeniería Química, como es el caso de los evaporadores, cristalizadores, intercambiadores de calor compactos, hidrociclones y separadores centrífugos,

más allá de los ciclones para gases.

En el diseño de los evaporadores se detalla el área, la longitud y el diámetro de la carcasa y los tubos, el cual incluye un análisis de sensibilidad con diferentes valores de longitud y diámetro externo e interno, con el fin de obtener resultados más realistas. Con respecto al diseño del intercambiador, se incluye los aspectos geométricos de las placas y el área del equipo, así como un análisis de sensibilidad en base a los números adimensionales y correlaciones usados. El diseño del hidrociclón, el decantador centrífugo, el secador y las bombas se lleva a cabo de acuerdo a la bibliografía consultada, siguiendo procedimientos que han sido depurados y parcialmente desarrollados en muchos casos. En este sentido, el TFG compendia detallados procedimientos de cálculo y especificación de los equipos individuales que componen la planta en su conjunto, generalmente, usando unidades del SI.

Otra documentación como instrumentación, P&ID, hojas de especificaciones, análisis económico o aspectos propios de la ingeniería de detalle de la planta (soportes, estructuras, circuitos de potencia y maniobra eléctrica, planos de ejecución, etc...) están fuera del alcance del presente trabajo.

2 INTRODUCCIÓN

El sulfato de magnesio ($MgSO_4$) es una sal inorgánica que se caracteriza por ser cristalina (ortorrómbico) e incolora. Puede obtenerse artificialmente o, a partir de diferentes minerales de magnesio, entre los que se pueden destacar: kieserita, epsomita, magnesita, dolomita, etc. [1, 2].

Normalmente, no se encuentra en forma anhidra, y se obtiene a partir de la deshidratación de los hidratos que forma. No obstante, el uso de sulfato de magnesio deshidratado es poco frecuente y suele emplearse en la industria como agente secante. Debido a sus propiedades higroscópicas, absorbe agua para formar hidratos. Dichos hidratos, pueden obtenerse mediante dos métodos: por deshidratación gradual de hidratos superiores y por cristalización en solución acuosa.

Es posible cristalizar hasta cinco hidratos estables a partir de soluciones acuosas: $MgSO_4 \cdot 12 H_2O$, $MgSO_4 \cdot 7H_2O$ (sal de Epsom, epsomita, Bittersalz), $MgSO_4 \cdot 6H_2O$ (hexahidrato), $MgSO_4 \cdot 5/4H_2O$ (5/4 hidrato o kieserita sintética) y $MgSO_4 \cdot H_2O$ (monhidrato, kieserita). En las Tabla 1 y Tabla 2 se muestran sus temperaturas de transformación y solubilidades en agua, así como sus propiedades principales [2].

Tabla 1. Temperaturas de transformación y solubilidad de los hidratos [2].

Hidratos	Temperatura de transformación (°C)	Solubilidad g de $MgSO_4$ /100g de H_2O
Hielo - $MgSO_4 \cdot 12H_2O$	-3,9	22,0
$MgSO_4 \cdot 12H_2O - MgSO_4 \cdot 7H_2O$	1,8	27,2
$MgSO_4 \cdot 7H_2O - MgSO_4 \cdot 6H_2O$	48,1	49,5
$MgSO_4 \cdot 6H_2O - MgSO_4 \cdot H_2O$	67,5	56,6

Tabla 2. Propiedades principales del sulfato de magnesio y sus hidratos [2].

Compuesto [CAS No.]	Peso molecular (g/mol)	Calor específico (kJ/kg·K)	Densidad (g/cm ³)	Sistema cristalino	Índice de refracción
$MgSO_4$ [7487-88-9]	120,37	0,800	2,66	ortorrómbico	-
$MgSO_4 \cdot H_2O$ [14168-73-1]	138,38	1,047	2,57	monoclínico	1,523; 1,535; 1,586
$MgSO_4 \cdot 2H_2O$ [17830-05-6]	156,40	1,124	-	-	-
$MgSO_4 \cdot 4H_2O$ [24378-31-2]	192,43	1,305	2,01	monoclínico	1,490; 1,491; 1,497
$MgSO_4 \cdot 6H_2O$ [13778-97-7]	228,46	1,525	1,75		1,456; 1,453; 1,426
$MgSO_4 \cdot 7H_2O$ [10034-99-8]	246,48	1,546	1,68	ortorrómbico	1,432; 1,455; 1,4609

El sulfato de magnesio se encuentra comúnmente como sulfato de magnesio heptahidratado ($\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$). El sulfato de magnesio heptahidratado, también denominado sal de Epsom, sal inglesa o sal de Higuera, es un sólido cristalino incoloro, inodoro, con sabor amargo, y soluble en agua. No contiene propiedades comburentes ni es inflamable, aunque puede deteriorarse lentamente al estar en contacto con el aire [3, 4].

La sal de Epsom se produce en forma de polvo, gránulos o cristales, según su aplicación. Puede absorber o perder agua dependiendo de la humedad atmosférica, por lo que tiende a endurecerse. Por ello, se almacena normalmente en sacos de papel Clupak (Figura 1), papel caracterizado por su alta capacidad de resistencia a la rotura y, frecuentemente usado para embalajes pesados.



Figura 1. Saco de 25 kg de sulfato de magnesio heptahidratado [3].

En la Tabla 3, se exponen algunas de las propiedades físicas y químicas más relevantes del sulfato de magnesio heptahidratado:

Tabla 3. Propiedades Físicas y Químicas del sulfato de magnesio heptahidratado [2, 5].

Punto de fusión	1,124 °C
Densidad	1,68 g/L
Calor específico	1,546 kJ/kg·K
Sistema cristalino	Ortorrómbico
pH	5-8 (25°C, 50 mg/ mL en agua)
Peso molecular	246,46 g/mol
Solubilidad	Soluble en agua y ácido. Ligeramente soluble en alcohol y glicerol

Históricamente, las sales de Epsom fueron descubiertas a principios del siglo XVII en los manantiales minerales de una ciudad inglesa que se encuentra en el condado de Surrey (Inglaterra), llamada Epsom, lo cual explica la atribución de su nombre.

2.1 Usos y aplicaciones

En este apartado se mencionarán algunas de las aplicaciones del sulfato de magnesio de forma general y posteriormente se detallará los usos y aplicaciones del sulfato de magnesio heptahidratado.

El sulfato de magnesio tiene una gran variedad de aplicaciones que varía en función del compuesto que forme. La kieserita y la sal de Epsom se emplea en Alemania para la producción de sulfato de potasio. En el ámbito de la agricultura, la kieserita se usa como aditivo en fertilizantes, ya que facilita la granulación, mejora las propiedades del granulado y ayuda a combatir la deficiencia de magnesio.

En la industria del aluminio, se utiliza una mezcla de kieserita e hidróxido de calcio para conseguir la precipitación de los contaminantes de las soluciones de aluminato. También, es usado en los tratamientos de desechos y aguas residuales. En la industria petroquímica, el sulfato de magnesio se emplea junto con el cloruro de manganeso para el craqueo del petróleo. El sulfato de magnesio se usa como aglutinante para la producción de cementos y ladrillos; y como aditivo en materiales de construcción que contienen yeso.

El sulfato de magnesio es un componente que se utiliza para las células electrolíticas, y también es usado en la industria del vidrio para obtener vidrios sinterizados. Se usa como aditivo en esmaltes y pigmentos, en baterías de plomo, preparación de minerales, bebidas isotónicas, cosméticos, sales de baño, infusiones y alimentos para animales y mezclas de sales pobres en NaCl [2].

Actualmente, el uso del sulfato de magnesio heptahidratado está ampliamente extendido en diversos ámbitos, entre los que cabe destacar [2, 6, 7]:

- La industria para la fabricación de fertilizantes, porque la sal de Epsom es un fertilizante foliar eficaz, que propicia el crecimiento de las plantas. El magnesio aumenta la producción de clorofila y mejora la absorción de fósforo y nitrógeno. Del mismo modo, el azufre ayuda a producir vitaminas, contribuyendo así al crecimiento de las plantas.
- La industria de azúcar para refinar el licor de azúcar y mejorar el rendimiento. Se utiliza en procesos de fermentación, para la producción de aminoácidos, antibióticos, levadura de panadería, etc.
- La fabricación de plásticos ABS (acrilonitrilo butadieno estireno), en donde el sulfato de magnesio anhidro y la sal de epsom se emplean como coagulantes, catalizadores de polimerización, estabilizadores y retardantes de llama.
- En la industria de detergentes, se añade en jabones y detergentes para regular la viscosidad. Además, tiene un comportamiento neutro frente a las aguas residuales.
- La industria del cuero, porque hace que el cuero sea más flexible y ayuda a eliminar el carbonato cálcico

contenido en el mismo.

- La industria del papel, para la preparación del papel y el destinado de papel impreso reciclado.
- La sal de Epsom es frecuentemente usada en sales de baño gracias a sus diversos beneficios para la salud. Se ha demostrado su utilidad como laxante, y ayuda a aliviar el dolor crónico y a combatir el resfriado y la gripe, aumentando los niveles de magnesio y sulfato en el organismo.

2.2 Métodos de producción de sulfato de magnesio heptahidratado

Existen diversos métodos y tecnologías patentadas usados para la producción del sulfato de magnesio heptahidratado. A continuación, se mencionarán los métodos más comunes:

2.2.1 Obtención a partir de Kieserita

Usualmente, la materia prima utilizada para la producción del sulfato de magnesio heptahidratado es el mineral kieserita, químicamente conocido como sulfato de magnesio monohidratado ($MgSO_4 \cdot H_2O$).

La Kieserita es una sal que se forma naturalmente en depósitos marinos evaporados. Esta sal se disuelve en agua a una temperatura aproximada de 90 °C, en cubas de grandes capacidades (de hasta 500 m³) que tienen en su base un tamiz. Dado que el tamiz se ensucia gradualmente debido a la presencia de anhídrita y otras sales, las cubas se posicionan en forma de cascada para así aumentar su rendimiento. El agua caliente, se añade desde abajo y la kieserita se añade desde arriba.

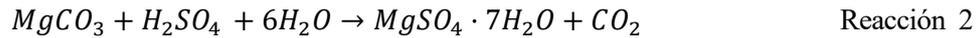
Una vez concentrada la solución, esta se enfría en enfriadores de vacío de varias etapas en el que se forman los cristales de sulfato de magnesio heptahidratado. A continuación, la solución de cristales es espesada, filtrada y, por último, secada mediante secadores de tambor con aire a una temperatura aproximada de 50 °C [2].

2.2.2 Obtención a partir de materias primas de magnesia y otros materiales

Primero, el óxido de magnesio (MgO) o la magnesita (MgCO₃) obtenidas del agua de mar se hacen reaccionar con ácido sulfúrico.



La Reacción 1 es exotérmica y llega a alcanzar temperaturas de hasta 90 °C. No se alcanzan rendimientos teóricos debido a que el mineral de óxido de magnesio tiene un 5% de impurezas aproximadamente, principalmente óxido de calcio, óxido de hierro y óxido de aluminio. Además, no todo el óxido de magnesio reacciona con el ácido. Durante este proceso se generan efluentes que son necesarios retirar mediante procesos de decantación y filtración [8].

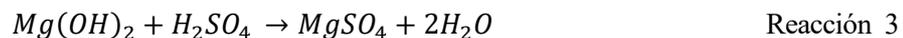


La disolución de magnesita en ácido sulfúrico, según un estudio que determinó las condiciones óptimas de la misma, alcanza condiciones óptimas para la reacción a 65° C, una velocidad de agitación de 750 rpm y un tiempo de reacción de 60 minutos [9].

Tras conseguir la solución deseada, se evapora hasta que la densidad es de 1,35-1,36 kg/L, aproximadamente. Posteriormente, al igual que el método anterior, se cristaliza, se filtra y se seca, hasta finalmente conseguir los cristales de sulfato de magnesio heptahidratado con la concentración deseada.

Otro tipo de minerales tales como la dolomita, olivina, serpentina o peridotita, también pueden ser tratados con ácido sulfúrico para la obtención de la sal de Epsom [2].

Un proyecto desarrollado en la Universidad Tecnológica de Delft para la empresa Nedmag Industries BV [10] (empresa productora de sal de magnesio) consiste en diseñar una planta de producción de acuerdo a uno de los procesos convencionales de producción de sulfato de magnesio heptahidratado. El método se basa en llevar a cabo cuatro etapas de proceso: etapa de evaporación, etapa de reacción, etapa de cristalización y etapa de secado. Para este proceso, se utiliza una corriente residual de una planta de desulfuración de gases de combustión, que contiene un 16% en peso de sulfato de magnesio, y dicha corriente se concentra en la etapa de evaporación. Del mismo modo, se usa como materia prima una solución de $Mg(OH)_2$ con un 53% en peso, una solución del 96% en peso de H_2SO_4 y aditivos químicos. Las dos soluciones anteriores se hacen reaccionar para formar $MgSO_4$ de acuerdo con la Reacción 3.



El tiempo de residencia en el reactor es de 1 hora, y la reacción se mantiene a 80 °C para evitar que se forme epsomita. La reacción forma una solución de $MgSO_4$ al 32% en peso junto con la corriente residual. A continuación, se deben eliminar las impurezas (manganeso, calcio, cloro, flúor) de la solución originadas principalmente por la solución de $Mg(OH)_2$. Para ello, se hacen precipitar con persulfato de sodio, y se eliminan mediante un filtro.

Una vez se eliminan las impurezas de la solución, se hace pasar por un cristalizador de tipo Oslo en el que se forma el cristal de sulfato de magnesio heptahidratado, y donde la temperatura de la corriente de entrada al cristalizador se reduce de 80 °C a 23 °C. Los cristales (33% en peso) y el licor madre (solución con un 26% en peso de sulfato de magnesio y agua) obtenidos se introducen en un separador centrífugo para separar los cristales de la solución. Posteriormente, los cristales son lavados para eliminar las sales solubles y los metales restantes. Finalmente, el producto final se seca con aire caliente a una temperatura de 125 °C en un secador de tambor rotativo hasta alcanzar un 2% de humedad y una temperatura de 45°C.

2.2.3 Obtención a partir de avetoros de agua de mar o de salmueras

La sal Epsom se puede obtener de los avetoros de agua de mar o de las salmueras (Figura 2). Los avetoros son soluciones que se forman tras la evaporación y cristalización del cloruro de sodio contenido en las salmueras y agua de mar [11].



Figura 2. Depósitos de sal en la costa suroeste del Mar Muerto cerca de Masada, Israel. Z. Radovan, Jerusalén [11].

En la Tabla 4 se muestran los compuestos químicos que se pueden extraer a partir de 10 millones de toneladas de sal de mar en un avetoro de agua marina, así como la cantidad de cada uno de ellos.

Tabla 4. Sustancias químicas encontradas en el avetoro correspondientes a 10 millones de toneladas de sal [12].

Compuestos	Toneladas
NaCl	1.500.000
MgCl ₂	1.200.000
MgSO ₄	700.000
KCl	238.000
Br	20.000

El magnesio es el octavo elemento más abundante de la Tierra y existe en el agua de mar como ion de magnesio. El agua de mar presenta una concentración de diversas sales tales como: KCl, MgCl₂, MgSO₄ y dobles sales (8). Durante la evaporación del agua de mar precipitan ordenadamente diversas sales contenidas en ella: Primero precipita la calcita, seguida del yeso, halita y otros cloruros y sulfatos [12].

Tabla 5. Composición del agua de mar [12].

Cantidad de componente presente (g/1000 g de agua de mar)	
Ca	0,408
S	2,546
Mg	1,265
Cl	18,95
K	0,38
Na	10,48
Br	0,065
Total	34,19

Hay un proceso patentado [13] que se centra en extraer únicamente cloruro de sodio y sal de Epsom de los avetoros y salmueras, y se basa en añadir licor madre de sal de Epsom reciclado.

El licor madre de sal de Epsom reciclado se agrega hasta conseguir una proporción entre 1:2 y 1:4 de sulfato de magnesio/cloruro de magnesio, siendo este último el compuesto principal del licor madre. A continuación, el disolvente (agua) se evapora hasta conseguir la saturación de sulfato. El cloruro de sodio (NaCl) se cristaliza (no se produce una cristalización simultánea del sulfato) y se separa. Por último, la mezcla restante (solución saturada de sulfato) se enfría hasta una temperatura de entre -5 y 10 °C consiguiéndose, de esta forma, la cristalización del sulfato de magnesio heptahidratado [13].

2.3 La cristalización como método de producción de sulfato de magnesio heptahidratado

En cada uno de los métodos de producción descritos previamente, se puede apreciar que, tras concentrar la solución de sulfato de magnesio, se requiere un proceso de cristalización para la obtención del cristal de $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$.

La cristalización es una operación unitaria de la industria química ampliamente usada como método de separación y/o producción de cristales. Su importancia a nivel económico en la industria química es cada vez mayor, ya que se usa para la producción de productos básicos cristalinos tales como la sacarosa, sal, fertilizantes y otros productos químicos que presentan una demanda cada vez mayor.

Es un proceso que permite obtener una sustancia química concentrada, en forma pura y de buena calidad. La forma y la distribución del tamaño de los cristales son determinantes para que un producto cristalino sea admisible comercialmente. En el proceso de cristalización se transfiere masa y calor, y tiene una fuerte dependencia de la mecánica de fluidos y partículas en suspensión. Se puede obtener a partir de una solución, de un vapor o mediante congelación/fusión (*melting*). Muchas aplicaciones de la cristalización se llevan a cabo a

partir de soluciones acuosas, sobre todo de sustancias inorgánicas, lo que justifica su elección para el presente trabajo.

Frente a la destilación, la cristalización es un proceso de separación recomendado para compuestos sensibles al calor con altos puntos de ebullición y para separaciones de mezclas con baja volatilidad relativa, es decir, cuyos puntos de ebullición son muy próximos, y ofrece ahorros energéticos sustanciales con respecto a la destilación [14].

La suspensión que sale del cristalizador se denomina magma y contiene cristales inmersos en una solución saturada, que se conoce como agua o licor madre [15]. Normalmente, los procesos de producción de cristales se basan en cuatro operaciones unitarias principales: la cristalización, la separación de cristales del licor madre por filtración y/o centrifugación, el lavado de los cristales con disolvente fresco para eliminar las aguas madres adheridas y, por último, el secado de los cristales (Figura 3).

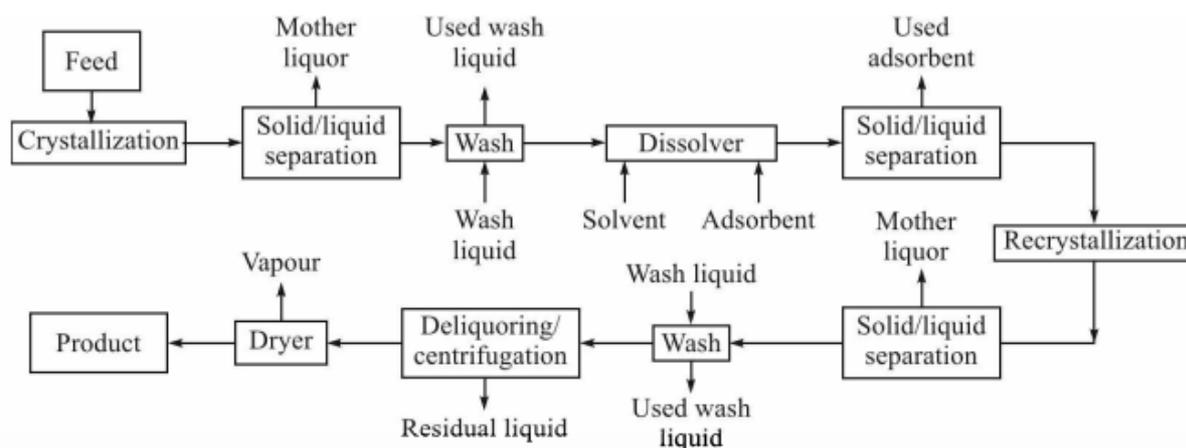


Figura 3. Pasos principales en el proceso de cristalización [15].

En algunos procesos, los cristales formados se someten a recristalización. La recristalización es una técnica que se usa para purificar un producto cristalino de alto contenido en impurezas, que están diluidas en el licor madre. Consiste en redissolver un material cristalino solidificado para volver a cristalizarlos de modo que se obtenga un producto final de un tamaño, forma, pureza y rendimiento deseado [16].

2.3.1 Equilibrio de fases sólido-líquido

Cuando una solución está en equilibrio con la fase sólida se dice que está saturada con respecto a ese sólido [14]. El grado de saturación en una solución es la fuerza impulsora de la cristalización. La solubilidad de un sólido en un líquido se representa en un diagrama sólido-líquido en el que se relacionan diferentes temperaturas y concentraciones.

El diagrama de solubilidad del MgSO_4 y de entalpía-concentración del $\text{MgSO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$ se muestran en la Figura 4 y la Figura 5, respectivamente. Los puntos p, a, b, q representa la concentración de saturación del sulfato de

magnesio a diferentes temperaturas, es decir, es la curva de solubilidad. La zona del diagrama por encima de los cuatro puntos mencionados representa una solución insaturada. El punto a se denomina punto eutéctico y, si se enfría la solución eutéctica y la temperatura queda por debajo de este punto, se consigue solidificar completamente a una temperatura concreta, en este caso a 25 °F, por tanto, las regiones e-a y a-g representan mezclas sólidas de sulfato de magnesio y agua [15].

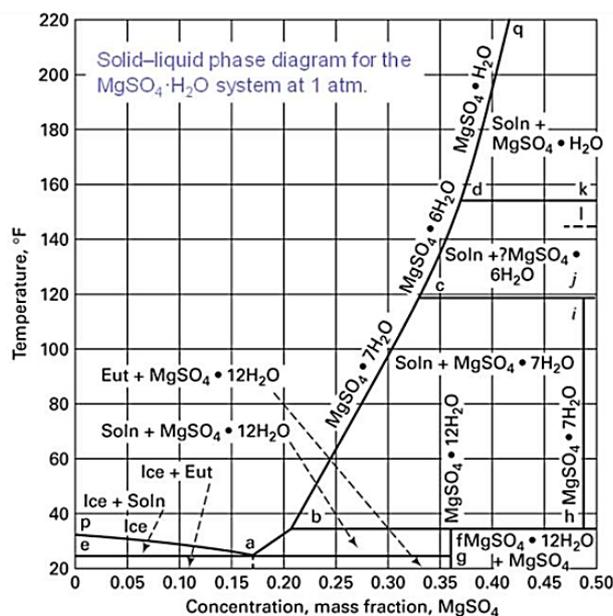


Figura 4. Diagrama de fase sólido-líquido del $MgSO_4$.

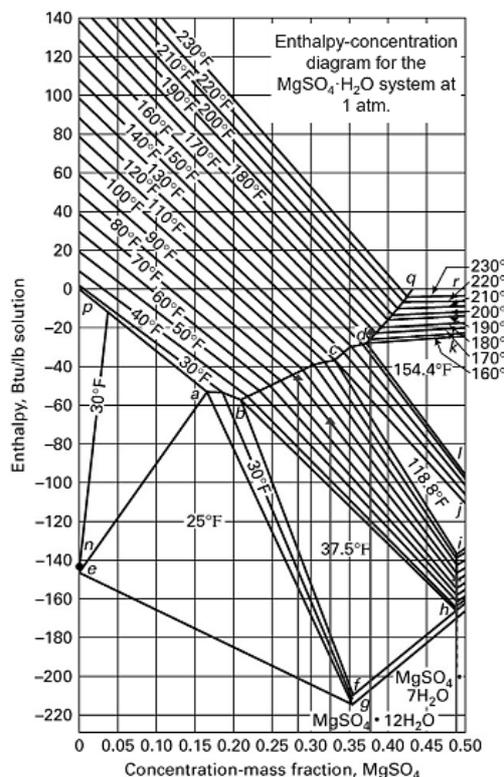


Figura 5. Diagrama entalpía-concentración del sistema $MgSO_4 \cdot H_2O$ a 1 atm.

En la Tabla 6 se especifican las distintas regiones del diagrama de equilibrio, indicando el rango de temperaturas y las fases que están presentes por debajo de la curva de solubilidad.

Tabla 6. Fases en cada región del diagrama de fases sólido-líquido para el $MgSO_4$.

Región	Rango de temperatura en ° F	Fases
p-a-e	25-32	Hielo + solución acuosa de $MgSO_4$
e-a	25	Hielo + mezcla eutéctica
a-g	25	Eutéctico + $MgSO_4 \cdot 12H_2O$
a-b-f-g	25-37,5	Solución saturada + $MgSO_4 \cdot 12H_2O$
b-c-i-h	37,5-118,8	Solución saturada + $MgSO_4 \cdot 7H_2O$
c-d-l-j	118,8-154,4	Solución saturada + $MgSO_4 \cdot 6H_2O$
d-q-r-k	154,5	Solución saturada + $MgSO_4 \cdot H_2O$

Las tres regiones que influyen significativamente en el proceso de cristalización de una solución se muestran en la Figura 6. Si se tiene una solución con una concentración dada que es subenfriada progresivamente desde un punto M_1 a otro M_3 , se distingue primero una zona estable que se encuentra por debajo de la curva de saturación, luego una zona metaestable acotada por la curva de sobresaturación y la curva de solubilidad, y, finalmente, una zona inestable que está por encima de la curva de sobresaturación [15].

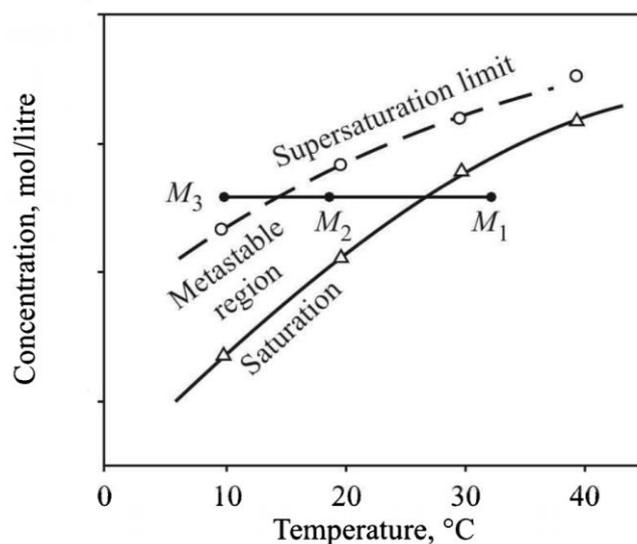


Figura 6. Regiones del proceso de cristalización de una solución [15].

La región estable es una zona insaturada en la que no se produce la cristalización; en la región metaestable se produce el crecimiento de los cristales, pero no la cristalización espontánea ni la nucleación; y la zona inestable da lugar a una nucleación incontrolada que origina cristales muy pequeños, de escaso interés industrial.

El tamaño y la forma del cristal son dos parámetros de salida muy importantes en los procesos de cristalización

industrial, que dependen de la sobresaturación, la temperatura, el pH de la solución, la velocidad de enfriamiento, la agitación, el estado inicial de las semillas de cristal y la presencia de impurezas.

Debido a la importancia de los cristales $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ en la industria química, se han llevado a cabo una serie de investigaciones experimentales para estudiar la nucleación y el crecimiento de estos cristales para escalar el proceso industrialmente.

Así, por ejemplo, se ha determinado que el estudio de la nucleación y el control de la morfología para el $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ son fundamentales para obtener cristales con el tamaño y forma deseados [17]. Midiendo la solubilidad del $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ recristalizado en agua pura entre 30 y 50 °C (Figura 7), se observó que la solubilidad aumentaba de forma casi lineal con la temperatura, lo que implica un coeficiente de solubilidad positivo.

Por otra parte, se analizó el ancho de la zona metaestable a varias temperaturas bajo condiciones de sobresaturación, obteniéndose que el ancho de la zona metaestable era grande a bajas temperaturas y estrecho a altas temperaturas.

Para estudiar el efecto del pH sobre el crecimiento del cristal, se prepararon 450 mL de solución saturada usando sal recristalizada a 40 °C y agitación constante durante 12 horas. La solución fue calentada hasta una temperatura entre 1,5 y 2,5 °C por encima de su temperatura de saturación para mantener la homogeneidad y evitar cualquier nucleación no deseada durante la filtración. La solución filtrada se introdujo en tres cristalizadores de 150 ml cada uno. Manteniendo el resto de parámetros constantes, se modificó el pH del licor madre añadiendo ácido sulfúrico hasta obtener unos valores de 2, 3,5 y 5. Los cristalizadores fueron aislados y colocados dentro de un baño térmico manteniendo su temperatura a 40 °C. Se llevó a cabo un superenfriamiento reduciendo la temperatura del baño 0,1 °C por día para dar comienzo al proceso de cristalización, que duró entre 15 y 20 días.

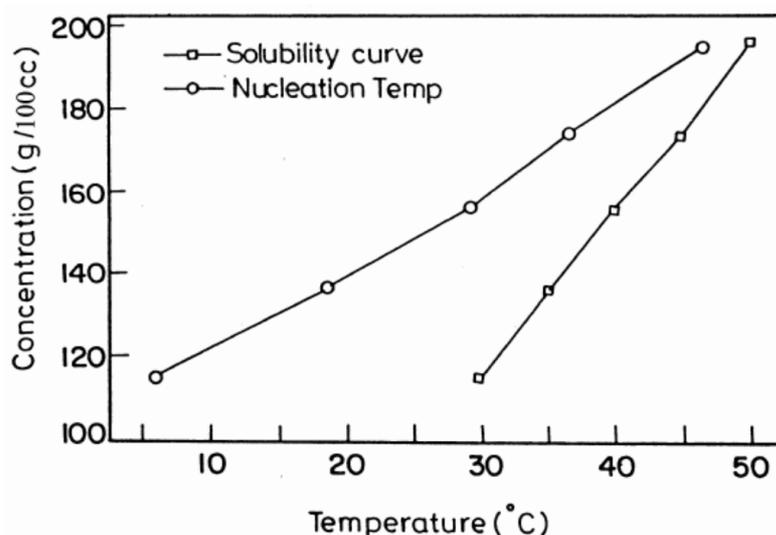


Figura 7. Influencia de la temperatura sobre la curva de solubilidad y nucleación [17].

Con respecto a la tasa de crecimiento y la forma de los cristales, se observó que dependía principalmente del pH del licor madre, determinándose una tasa de crecimiento de 1,25, 1,3 y 1,6 mm/día para valores de pH 2, 3,5 y 5, respectivamente. Para valores de pH más altos la tasa de crecimiento y el tamaño de los cristales era mayor (Figura 8).

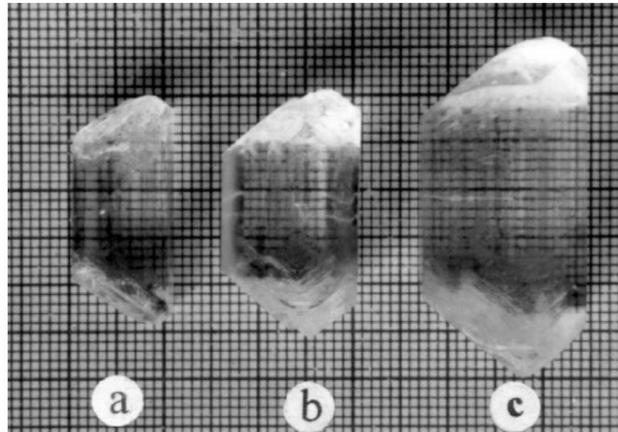


Figura 8. Fotografías de cristales de $MgSO_4 \cdot 7H_2O$ para diferentes valores de pH: a) pH=2, b) pH=3,5 y c) pH= 5 [17].

2.4 Mercado mundial de sulfato de magnesio

Según el Observatorio de Complejidad Económica (OEC) [18], el mercado mundial del sulfato de magnesio alcanzó un total de 327 millones de dólares en 2018. El principal país exportador es China que representa el 40,8% de las exportaciones, seguido de Alemania (29,9%), Irlanda (5,94%) e India (4,47%) (Figura 9). El continente asiático representa alrededor del 50% de las exportaciones, seguido de Europa y América del Norte con un 47% y 3%, respectivamente (Figura 10).

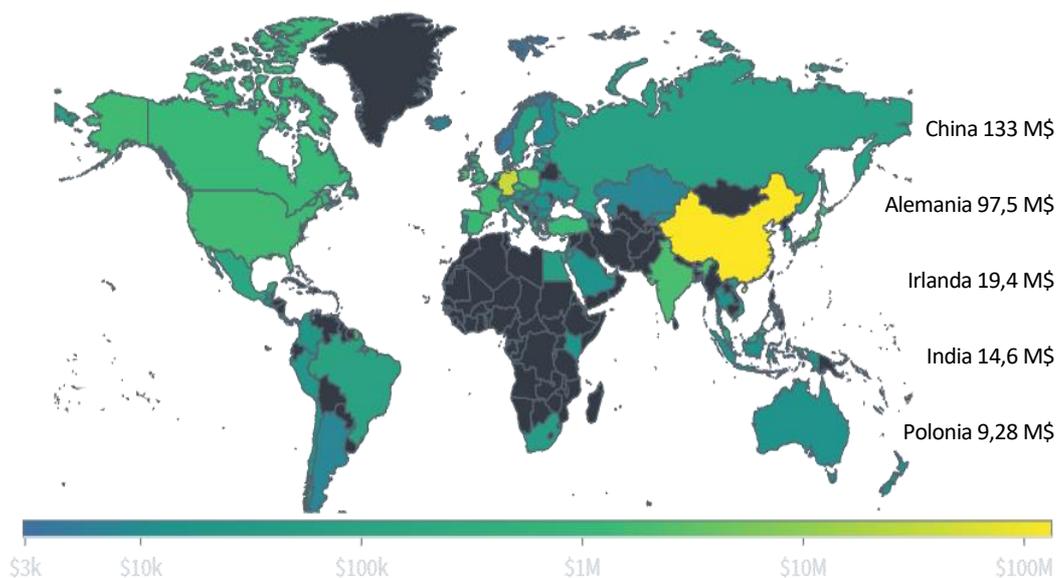


Figura 9. Mercado global del sulfato de magnesio. Principales países exportadores [18].

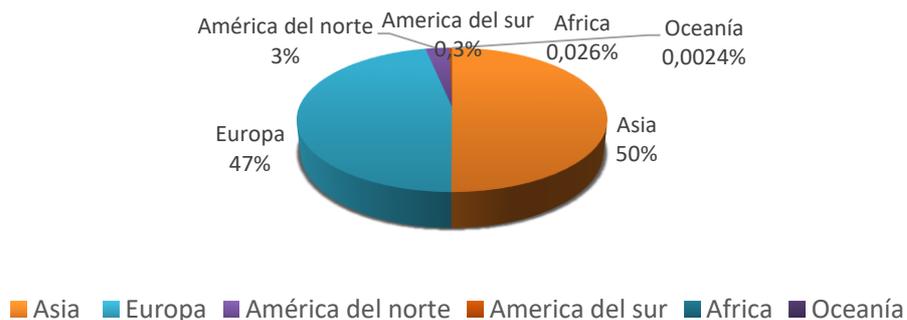


Figura 10. Distribución del mercado del sulfato de magnesio por continente.

España representa el 1,3% de la exportación global del sulfato de magnesio, siendo Albacete (37,5%), Barcelona (18,9%), Teruel (17,20%) y Zaragoza (14,2%) las provincias con mayor exportación de sulfato de magnesio en España durante los últimos dos años.

Las principales industrias productoras de sulfato de magnesio a nivel global son: K+S KALI GmbH (Alemania), PQ Corporation (Estados Unidos), Nafine Chemical Industry Group Co. Ltd. (China), UMAI CHEMICAL CO., Ltd. (Japón), Giles Chemical (Estados Unidos), Morton Salt, Inc (Estados Unidos), Mani Agro Chem Pvt Ltd. (India), y Laizhou Guangcheng Chemical Co. Ltd. (China), entre otras.

Entre los países principales importadores se pueden destacar [18] Malasia, que representa el 6,75%, seguido de Países Bajos (6,03%), Estados Unidos (5,52%), Finlandia (5,51%) e Indonesia (4,25%) (Figura 11).

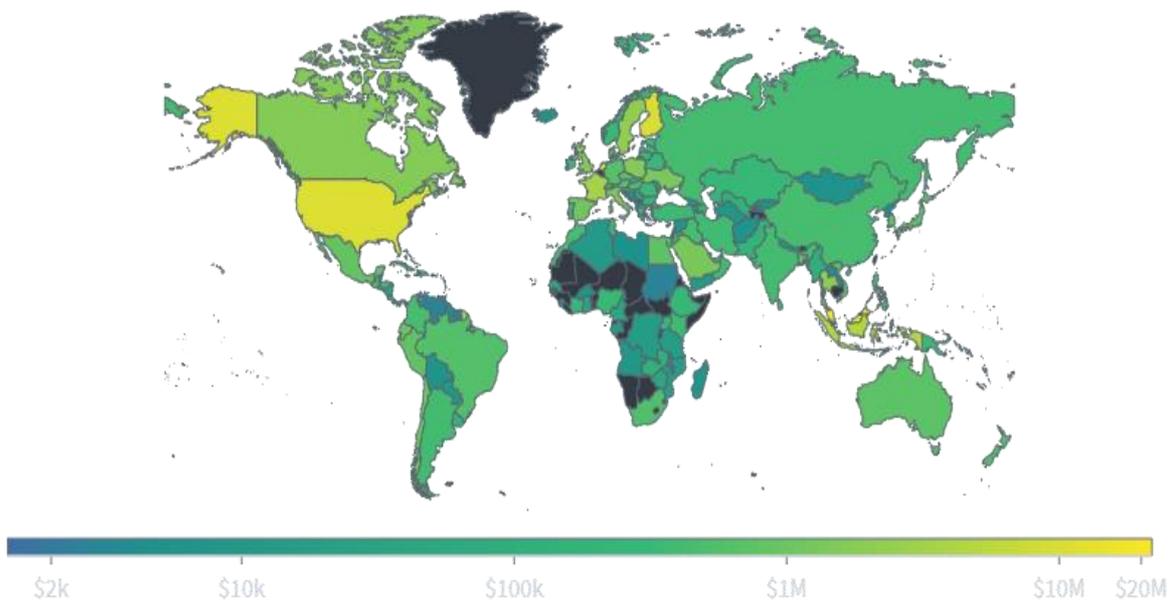


Figura 11. Mercado global del sulfato de magnesio. Principales países importadores [18].

Debido al constante crecimiento demográfico a nivel mundial, existe una demanda creciente de alimentos y, en consecuencia, un aumento en la cantidad de fertilizantes requeridos, entre los cuales el sulfato de magnesio juega

un papel muy importante. También, se espera una mayor inserción del sulfato de magnesio en la industria de productos personales, cosméticos y farmacéuticos, siendo el sulfato de magnesio heptahidratado la forma más comúnmente producida del sulfato de magnesio.

En 2018, Market Research Future publicó que alrededor del 30% de la producción de sulfato de magnesio se usó para la fabricación de fertilizantes agrícolas. Además, se prevé que para el año 2024, el mercado global de sulfato de magnesio pueda alcanzar una CAGR (tasa de crecimiento anual compuesto) de hasta 5,50% [19]. No obstante, Future Market Insights estima una proyección futura de crecimiento en el mercado del sulfato de magnesio algo incierta debido al impacto social, económico y sanitario causado por la pandemia de COVID-19.

A lo largo del año 2020, la pandemia producida por el COVID-19 ha hecho que muchos países se vieran obligados a extender rigurosas medidas para frenar su crecimiento, lo cual ha provocado una desaceleración de las actividades en algunos tipos de industrias entre las que se incluyen industrias claves para el mercado del sulfato de magnesio, como la industria cementera, de construcción y la del papel y pulpa. Concretamente en España, se ha apreciado un significativo descenso en el porcentaje de exportación del sulfato de magnesio [18].

Por tanto, Future Market Insights prevé tres posibles escenarios. El primero es optimista y la recuperación del mercado puede llegar a tardar de 5-8 trimestres. El segundo es un escenario más conservador en el que se estiman de 8-14 trimestres y, por último, en el escenario más probable se espera que la recuperación requiera de 4 a 11 trimestres [20].

3 MEMORIA DESCRIPTIVA

En este capítulo se describirá detalladamente el proceso de producción del sulfato de magnesio heptahidratado por cristalización, incluyendo el funcionamiento de los equipos que forman parte del proceso y especificando las dimensiones y las condiciones de operación de los mismos.

La planta de producción se ha diseñado para producir 4.205 lb/h de cristales en base seca de sulfato de magnesio heptahidratado, con una composición del 49% de $MgSO_4$ y 51% de agua.

En la Figura 12, se muestra el diagrama de bloques en el que están presentes la materia prima, las corrientes principales obtenidas, así como las operaciones unitarias que forman parte del proceso. El diagrama de bloques permite entender el proceso de forma global, el cual será descrito detalladamente a continuación.

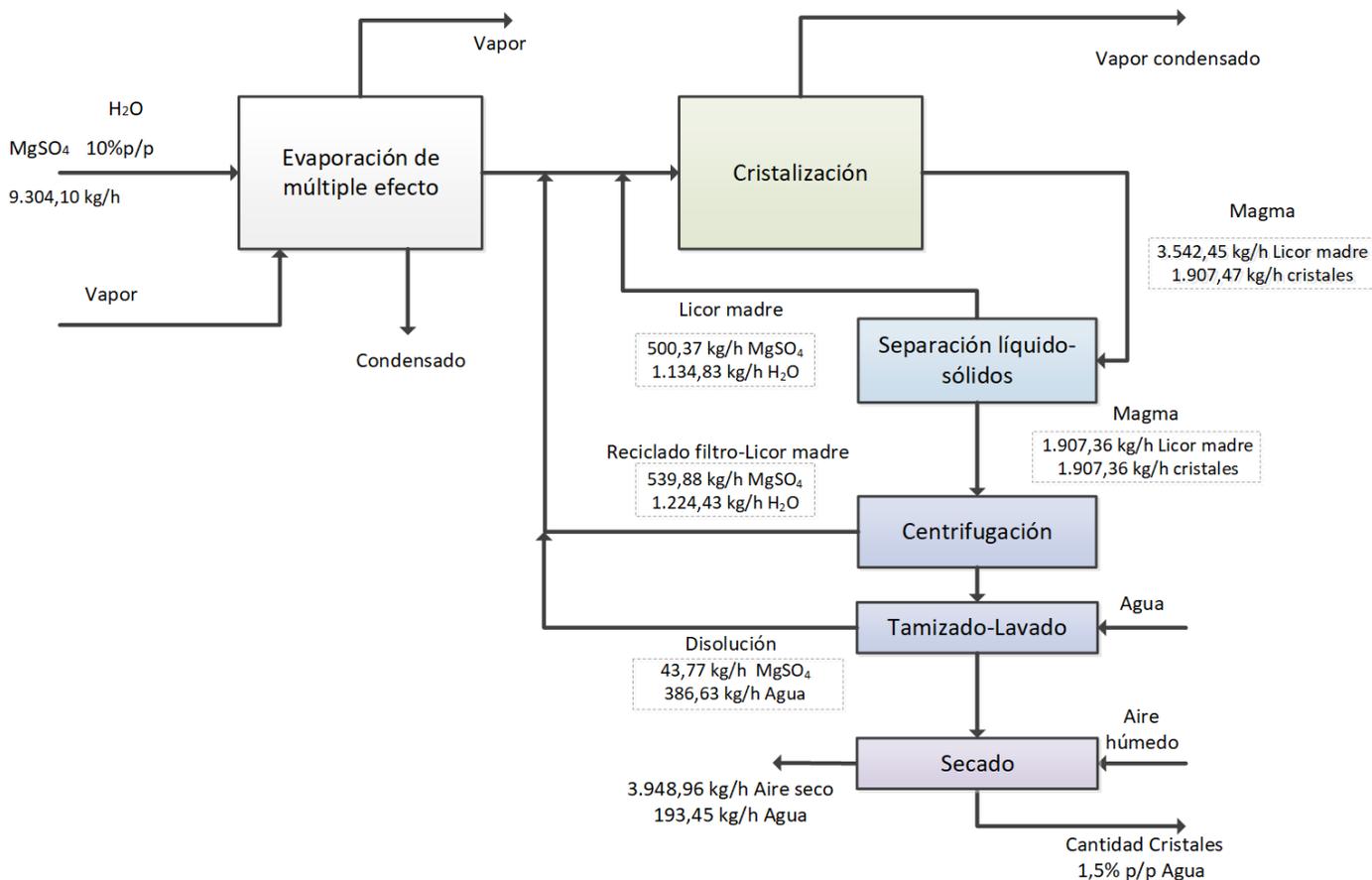


Figura 12. Diagrama de bloques del proceso de producción de sulfato de magnesio heptahidratado.

3.1 Descripción del proceso

La corriente de entrada a la planta de producción es una solución acuosa de sulfato de magnesio que tiene una concentración de 10%p, a 21,11 °C y 1 atm. Esta corriente debe ser evaporada antes de pasar por el proceso de cristalización; para ello, la alimentación se hace pasar por un sistema de evaporación múltiple que, en este caso, es un sistema de evaporación de doble efecto.

En la evaporación de doble efecto se introduce en el primer efecto una corriente de vapor vivo como corriente auxiliar a una presión de 1,38 atm. En este primer efecto se consigue una solución concentrada al 15,26%p y se alcanza una temperatura de 85,05 °C y una presión de 0,65 atm. A continuación, la solución y el vapor provenientes del primer efecto entran al segundo efecto donde se alcanza una concentración de 34,87%p y una temperatura y presión de 64,45 °C y 0,20 atm, respectivamente. La solución concentrada es impulsada por una bomba y se une con las corrientes de recirculación de licor madre obtenidas en la centrifugación, el lavado en el vibrotamiz dispuesto a la salida de la centrífuga y el licor madre separado en el hidrociclón.

La corriente resultante, que tiene una concentración de MgSO_4 de 31 %p y una temperatura de 48,89 °C, se une con la corriente de licor madre separado de los cristales que recircula externamente al cristalizador. La mezcla es impulsada por una bomba de impulsión antes de pasar al intercambiador de calor de placas, hasta conseguir un aumento de temperatura de 40,83 °C a 44,66 °C. Esta corriente entra en el cristalizador, que opera a una presión de 0,06 atm para proporcionar sobresaturación y energía para evaporar parte del agua contenida en el cristalizador.

El magma que se obtiene del cristalizador y que contiene un 35%p de cristales, se hace pasar por una serie de procesos de separación, antes mencionados, hasta conseguir el cristal comercialmente deseado. Debido a que el cristalizador opera a vacío, será necesario una bomba que impulse la corriente de salida del cristalizador aguas abajo.

El primer equipo de separación mecánica usado es el hidrociclón, donde el magma es espesado con un rendimiento del 50%, obteniéndose dos corrientes de salida, una que sale por la parte inferior del hidrociclón conteniendo cristales y licor madre, y otra corriente de licor madre que se recircula al cristalizador y que sale por el rebose.

El magma concentrado proveniente del hidrociclón se envía al decantador centrífugo, que tiene un rendimiento del 92,5%. El decantador centrífugo separa el licor madre de los cristales hasta alcanzar un contenido del 93,02% de cristales. El licor madre separado se mezcla con el licor madre arrastrado tras el lavado que se lleva a cabo en el vibrotamiz. La corriente de cristales separada se deposita sobre un vibrotamiz que retiene los cristales con una pequeña cantidad de solución saturada. Sobre este sólido se vierte agua fresca a 25 °C para que lave los cristales y arrastre la solución saturada. Tras vibrarse los cristales están exentos de solución saturada y tienen un 7%p de humedad.

Dado que se desea conseguir un producto final con una humedad de 1,50%p de agua, el sólido se introduce a un secador continuo de tambor rotativo. El secador opera a presión atmosférica y la corriente de entrada de sólidos se encuentra a una temperatura de 37,78 °C y sale con una temperatura de 48,22 °C. Se emplea como corriente de servicio aire caliente con una temperatura de 140 °C y que es suministrado por un quemador de biogás. La temperatura de salida del aire húmedo es de 55,87 °C.

En la Figura 13 se muestra el diagrama de flujo del proceso de producción, que contiene cada uno de los equipos principales que lo componen, así como las corrientes.

3.2 Descripción de equipos

En este apartado se describirá, el funcionamiento principal, las características y las condiciones de operación de cada uno de los equipos que forman parte de la planta de producción del sulfato de magnesio heptahidratado.

3.2.1 Evaporador de múltiple efecto

Inicialmente se tiene una solución de agua con sulfato de magnesio que debe ser concentrada hasta alcanzar una concentración de MgSO_4 de 34,87%, para ello se usa un sistema de evaporación de doble efecto.

El sistema de evaporación de múltiple efecto consiste en aprovechar el vapor de un efecto como medio de calentamiento para los siguientes efectos, en este caso, para el segundo efecto. Se ha elegido un evaporador de carcasa y tubo, en el que el vapor circula por la carcasa y el fluido frío, por el interior de los tubos.

El vapor vivo de entrada tiene una presión de 1,4 bar y la cantidad de vapor necesaria para el sistema de múltiple efecto es de 1,15 kg/s. El caudal de entrada al primer evaporador es de 2,55 kg/s, con una concentración de MgSO_4 de 10%p. Las presiones en los efectos 1 y 2 son 0,65 bar y 0,20 bar, respectivamente.

Los dos evaporadores son de tipo carcasa y tubo de acero inoxidable AISI 316. El área de calor intercambiado del primer efecto es 137,8 m² y del segundo efecto es de 138,7 m². La longitud de los tubos es de 12 m y los diámetros externo e interno son de 12,7 mm y 7,2 mm, respectivamente. El diámetro de la carcasa del primer evaporador es 0,3682 m y el del segundo es 0,7695 m. La capacidad total del sistema de evaporación es de 1,84 kg/s, entendida como la cantidad de agua evaporadora por segundo. La economía del evaporador de múltiple efecto es de 1,59 kg/kg, definida como la cantidad de disolvente evaporado por cantidad de vapor vivo que entra en el evaporador.

FE-101 Evaporador FE-102 Evaporador K-101 Cristalizador E-101 Intercambiador de calor E-102 Condensador de vapor P-101 Bomba P-102 Bomba F-101 Hidrociclón FF-101 Decantador centrífugo S-101 Vibrotamiz DE-101 Secador rotativo JJ-101 Ventilador

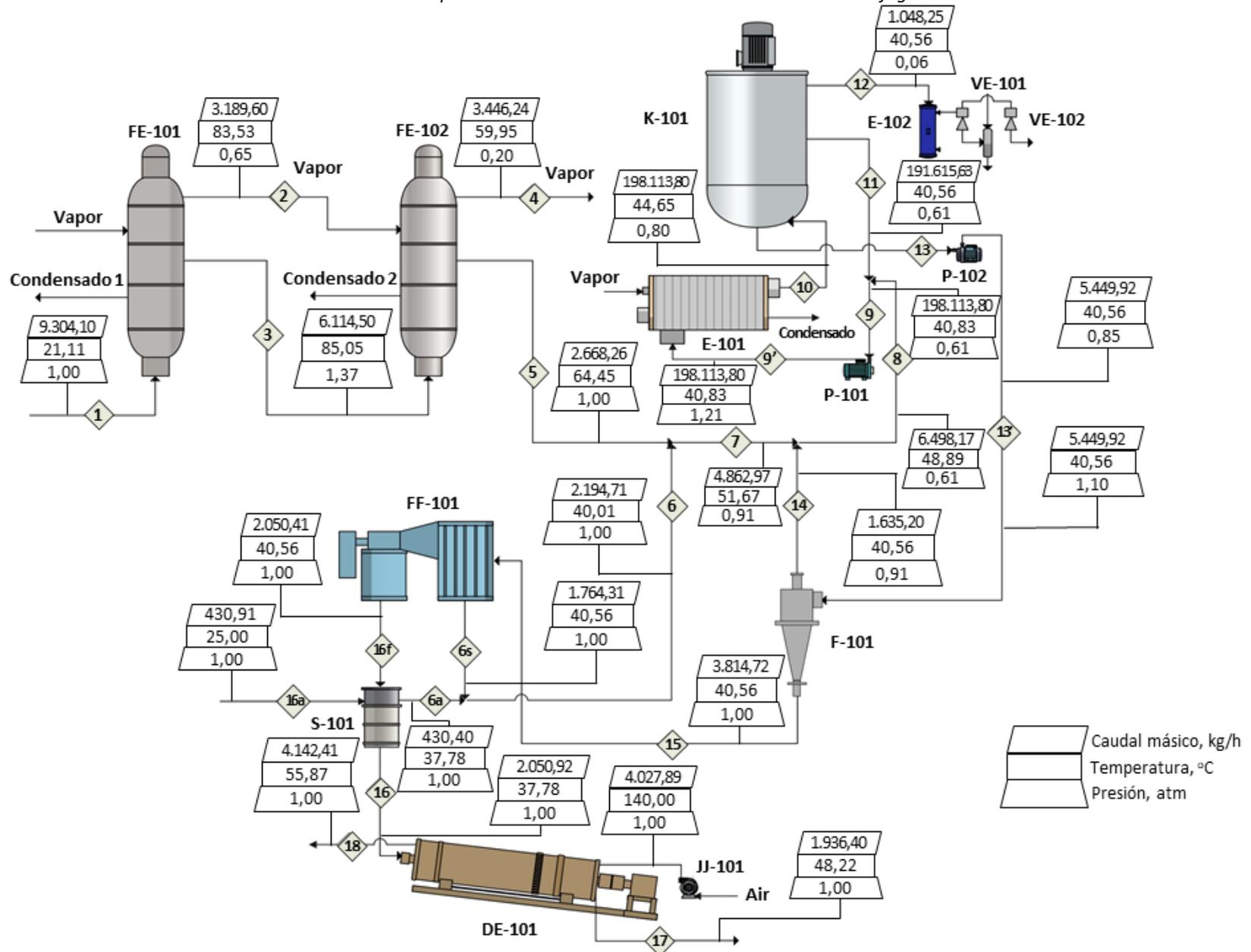


Figura 13. Diagrama de flujo de la planta de producción de cristales $MgSO_4 \cdot 7H_2O$

3.2.2 Intercambiador de calor

El intercambiador de calor usado para aumentar la temperatura de la corriente de entrada al cristizador es un intercambiador de tipo compacto, de placas con juntas (Figura 14). En este caso, el vapor saturado transfiere calor al fluido del proceso (licor madre) y sale como líquido condensado. La disposición de los fluidos es en contracorriente, ya que permite una mayor eficiencia térmica.

El intercambiador de calor permite aumentar la temperatura del fluido del proceso desde $40,85\text{ }^{\circ}\text{C}$ hasta $44,65\text{ }^{\circ}\text{C}$. Solo hay transferencia de calor sensible, ya que no se produce evaporación del fluido en el intercambiador de calor. En cuando al vapor saturado, la temperatura de entrada es $125,85\text{ }^{\circ}\text{C}$ y sale como líquido saturado. La cantidad necesaria de vapor saturado es de $0,28\text{ kg/s}$. El calor cedido por el vapor es $601,0\text{ kW}$.

El intercambiador de calor tiene un área calculada de $29,17\text{ m}^2$ y está formado por 17 placas metálicas rectangulares apiladas entre sí. El marco de las placas y las placas son de acero inoxidable AISI 316 y las dimensiones (Figura 15) de las placas y el tipo de placas necesarias para el diseño se han elegido según un modelo de intercambiador de placas comercial de la empresa Alfa Laval (M30) [21] (ANEXO V), siendo el área unitaria de las placas $1,72\text{ m}^2$. Las juntas, con las que se logra el sellado entre las placas, tienen un espesor de 5 mm ($0,2\text{ inch}$). El material es EDPM (caucho etileno-propileno-dieno) que es un material resistente a los ácidos minerales [22].

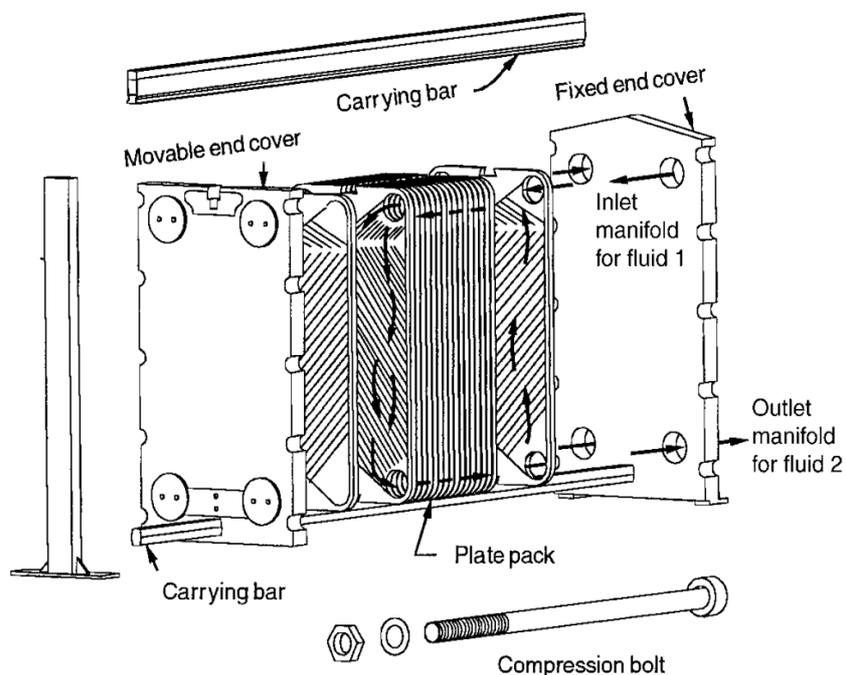


Figura 14. Intercambiador de calor de placa y marco con juntas

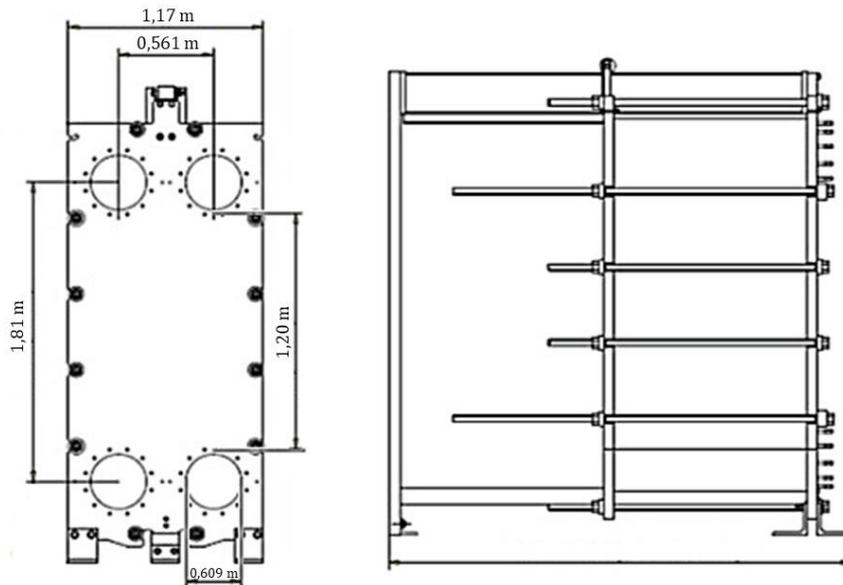


Figura 15. Dimensiones de las placas del intercambiador de placa [21].

3.2.3 Cristalizador

El cristalizador es del tipo DTB (*draft tube baffle*), tiene una altura de 9,14 m y un diámetro de 3,05 m, especificados como datos de partida en este trabajo. Igualmente, se conocen las condiciones de operación del cristalizador, que opera a vacío a una presión de 0,06 atm y a 40,56 °C, con un tiempo de residencia de 4 horas. Proporciona dos corrientes de descarga, una que contiene licor madre y cristales (magma) y otra que está formada únicamente por licor madre.

La principal característica de este equipo es que reduce la generación de finos mediante la combinación de bajo impacto mecánico y la aplicación externa de calor. Está formado por los siguientes elementos (Figura 16): una hélice situada en la parte inferior del tubo de aspiración mediante la cual se controla la circulación interna por el cristalizador y el grado de sobresaturación. El tubo de aspiración garantiza la dirección uniforme del flujo y homogeneiza el grado de sobresaturación a lo largo del cristalizador. Los deflectores se diseñan de tal modo que puedan separarse los cristales más pequeños de los más grandes y permiten conseguir una distribución de tamaños uniforme. Los cristales más pequeños se recirculan junto con una cantidad de licor madre a través de una bomba de impulsión al cristalizador, mientras que los más grandes permanecen en el cristalizador para seguir creciendo [23]. La corriente de salida del intercambiador externo cede calor al magma contenido en el cristalizador y se evapora parte del agua presente, generándose, en este caso, 1.048,25 kg/h de vapor, que sale por la parte superior del cristalizador y se envía a un condensador barométrico que está conectado a eyectores para conseguir las condiciones de vacío necesarias en el cristalizador.

Finalmente, se obtiene una corriente que contiene un 35 % de cristales, con un tamaño comercial de 10-48 mallas [24].

El tipo de cristalizador elegido, que es muy usado a nivel industrial, es un equipo tan complejo que no puede

encargarse por catálogo, sino que es la empresa fabricante la que lo diseña por encargo, como, por ejemplo, GEA.

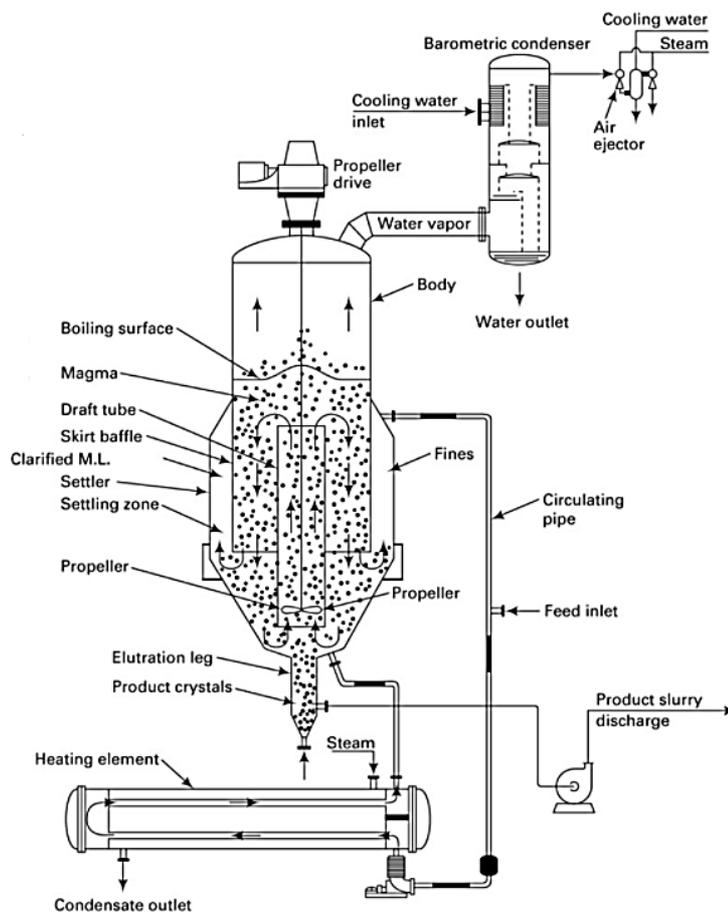


Figura 16. Elementos que conforman el cristalizador DTB [25].

Las ventajas de este tipo de cristalizador con respecto a otros son [26]:

- Su configuración promueve la nucleación y el crecimiento de los cristales, de modo que puede conseguir cristales de tamaño medio mayor que en un cristalizador de circulación forzada estándar.
- Permite la producción de cristales uniformes de gran tamaño con una distribución uniforme de tamaños que facilita el secado y evita el apelmazamiento.
- Permite ciclos de funcionamiento más largos.
- Es compacto, de modo que el espacio necesario es mínimo.
- Tanto la operación como la puesta en marcha y parada son sencillas.
- Las características del producto son muy poco sensibles a los cambios en la producción.
- Sus valores de pérdida de carga son bajos, lo que permite manejar grandes caudales sin que ello implique alto consumo de potencia.

3.2.4 Hidrociclón

El hidrociclón es uno de los equipos mecánicos que se usan en el presente trabajo para separar los cristales contenidos en el magma presente en la corriente de salida del cristalizador.

Es un equipo ampliamente usado en la industria minera, química, petroquímica, textil y metalúrgica. Se caracteriza por su bajo coste de inversión y de instalación, por ser compacto y por la ausencia de piezas móviles que facilitan su mantenimiento y limpieza. El principio de funcionamiento se basa en la sedimentación centrífuga, es decir, las partículas que se encuentran en suspensión, al entrar en el hidrociclón se separan del fluido debido a fuerzas centrífugas.

El hidrociclón está formado por una sección cilíndrica unida a una sección cónica. La suspensión de partículas en el líquido entra al hidrociclón tangencialmente a través del orificio de entrada, de tal forma que se produce un movimiento en remolino. El fluido que se separa del sólido se descarga a través de un tubo cilíndrico, denominado tubo de rebose. La suspensión restante, más concentrada que la entrante, sale a través de un orificio que se encuentra en el vértice del cono, denominado orificio de desagüe [27].

Los parámetros geométricos necesarios para el dimensionamiento del hidrociclón se pueden observar en la Figura 17 [28]. Del mismo modo, los valores obtenidos para el presente trabajo se recogen en la Tabla 7.

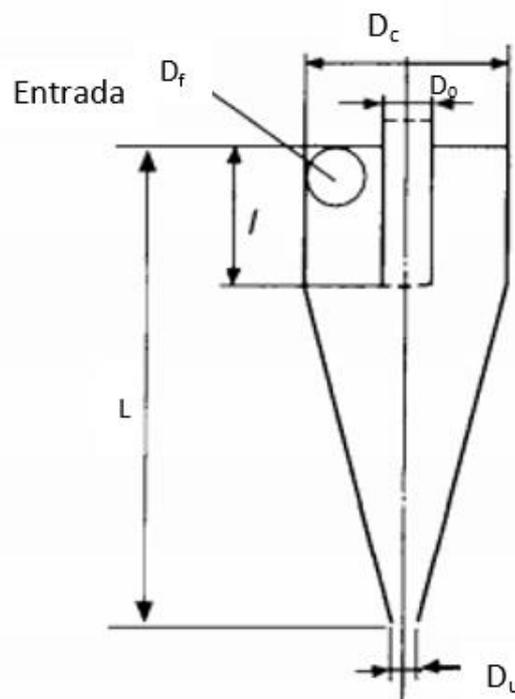


Figura 17. Parámetros de un diseño convencional [27].

Tabla 7. Dimensiones reales del hidrociclón diseñado.

Dimensiones del hidrociclón	
D_c (cm)	10,94
D_u (cm)	2,19
D_0 (cm)	3,72
D_f (cm)	3,06
L (cm)	54,70

3.2.5 Decantador centrífugo

El decantador centrífugo de tipo *scroll* helicoidal es otro equipo de separación mecánica que forma parte del diseño de la planta de producción. Se usa para separar el 92,5% de licor madre de la corriente de entrada de magma al decantador centrífugo proveniente del hidrociclón.

Las dimensiones del decantador centrífugo diseñado son: 1 m de longitud, 0,23 m de diámetro para la carcasa externa y un diámetro interno de 0,15 m.

Entre las ventajas que presenta este decantador respecto a otros equipos de separación, se pueden mencionar:

- Se consigue una separación más rápida en un solo proceso continuo.
- Admite variaciones en la alimentación y permite controlar el rendimiento.
- Puede manejar un amplio rango de tamaños de partículas que va desde 5 mm hasta micras.
- Permite tratar alimentaciones con concentraciones de sólido desde 0,1% hasta más del 65% en peso.

La estructura interna del decantador centrífugo se muestra en la Figura 18. Consta de una carcasa sólida y un tornillo en espiral. Su principio de funcionamiento se basa en separar las partículas sólidas del líquido al aplicar fuerzas centrífugas. El sólido se transporta hacia el extremo de descarga cónico. El líquido circula en sentido contrario hacia el depósito y se descarga en el extremo opuesto. El tornillo y la carcasa giran a una alta velocidad, pero hay una diferencia de velocidad entre ellos, lo cual permite el desplazamiento del sólido de un extremo al otro del decantador. Los deflectores, que se encuentran dentro de la carcasa, dirigen las fases separadas hacia sus trayectorias correctas y previenen que vuelvan a mezclarse [29].

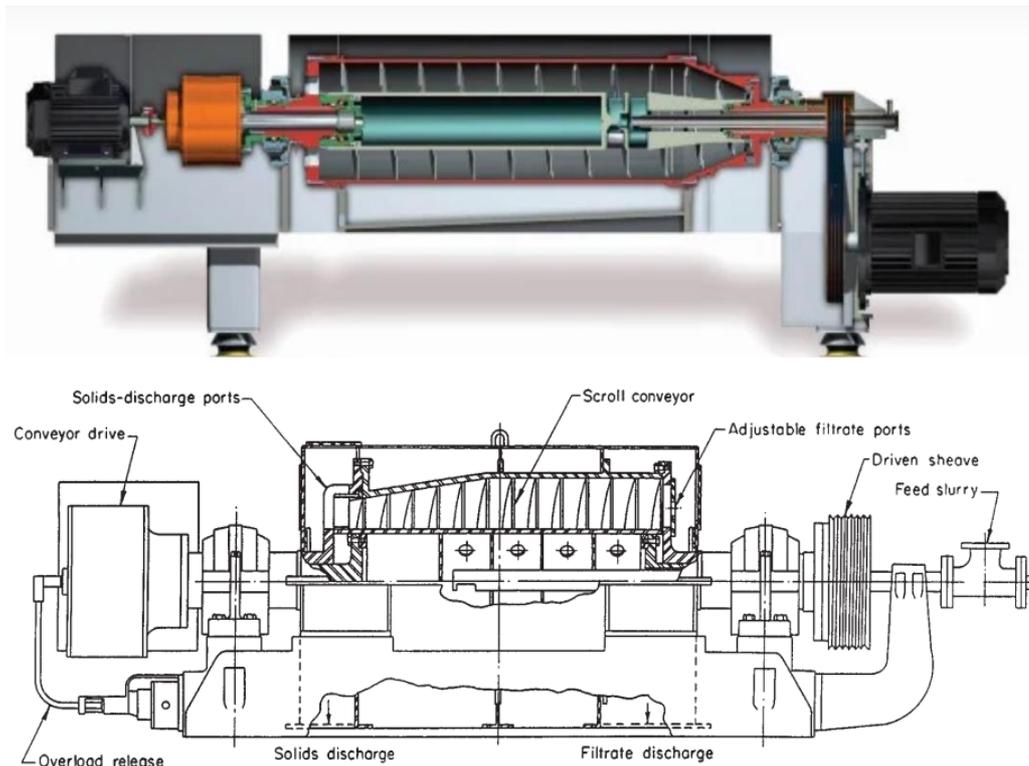


Figura 18. Detalle de la estructura interna del decantador centrífugo [29, 30].

3.2.6 Vibrotamiz

Para poder clasificar tamaños comercialmente admisibles de los cristales de sulfato de magnesio heptahidratado, es necesario el uso de un vibrotamiz. El vibrotamiz elegido es de criba giratoria, modelo XZS-2000 del fabricante Xuanyu Machinery, y tiene una capacidad máxima 3.000 kg/h y una potencia de 3 kW. Está fabricado en acero inoxidable AISI 316 y está formado por tres tamices de diferentes luces de malla: 149, 400 y 500 micras [31].

El principio de funcionamiento se basa en un movimiento tridimensional horizontal, vertical e inclinado generado por el movimiento rotatorio del motor que transmite el movimiento a los tamices que están suspendidos sobre muelles. La pantalla de cada tamiz se mueve bajo la acción de la fuerza vibratoria, de modo que los tamaños de cristales más pequeños caen a los tamices inferiores y los tamaños más grandes se descargan por los canales de descarga [32] (Figura 19).

En este equipo se depositan los cristales separados en el decantador centrífugo. De este modo, los cristales quedarán retenidos con poca cantidad de solución saturada. Por ello, se vierte agua limpia con el objetivo de lavar el sólido y arrastrar la solución saturada a través del tamiz. Después, tras vibrarse, el sólido estará exento de solución saturada y contendrá una cantidad mínima de agua.

Este tipo de vibrotamices son utilizados a nivel mundial para procesos de despolvado y deshidratación ya sea en continuo o por lotes. Se emplea en la industria alimentaria, farmacéutica, cárnica y minera. Se caracteriza por separar con precisión los productos en fracciones de tamaño, ser fácil de operar y fácilmente ajustable, lo que

permite un control completo del material para optimizar la calidad de la separación.

Las diferentes configuraciones ofrecen facilidad de desmontaje. Además, es posible cambiar las pantallas y los conjuntos de anillos de sujeción, lo que facilita su limpieza y mantenimiento [31].

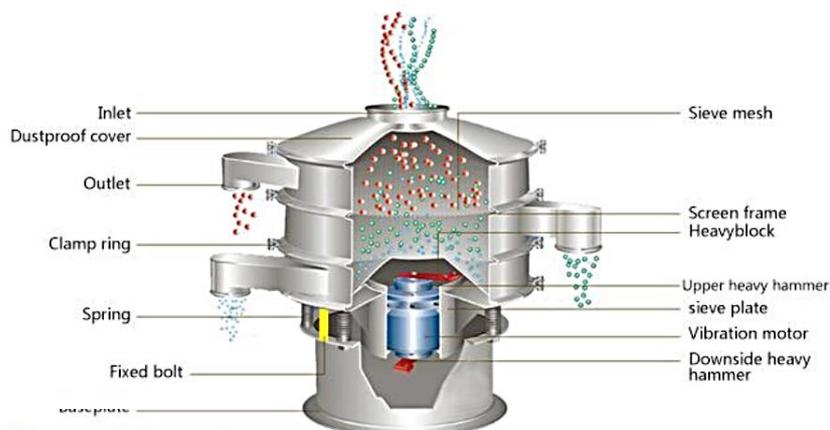


Figura 19. Elementos que conforman el vibrotamiz rotativo [31].

Las dimensiones del vibrotamiz seleccionado se muestran en la Figura 20.

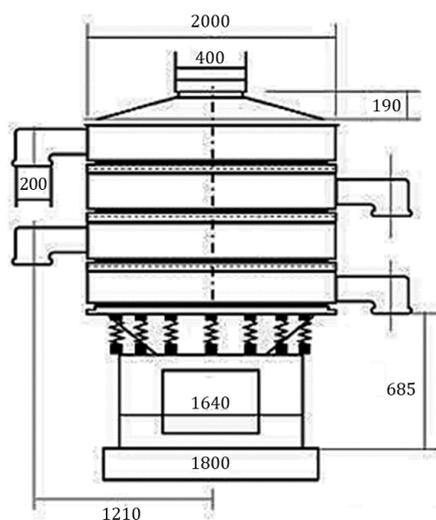


Figura 20. Dimensiones del vibrotamiz XZS-2000 (cotas en mm) [31].

3.2.7 Secador de tambor rotativo

Para obtener el valor de humedad adecuado en el producto final, es necesario que el cristal pase por un secador. El tipo de secador elegido es de tambor rotativo, ya que garantiza un flujo libre sin riesgo de que los cristales se rompan. En este caso, el flujo relativo entre el aire y el sólido es a contracorriente.

El secador diseñado tiene un diámetro de 1,65 m y una longitud de 8,4 m. La corriente de aire caliente se introduce a una temperatura de 140 °C que cede calor al sólido hasta alcanzar una temperatura de 55,87 °C. El sólido entra con una humedad de 75,3 g agua/ kg sólido y abandona el equipo con una humedad de 15,2 g agua/ kg sólido.

Para obtener el aire a la temperatura previamente indicada, se requiere un quemador de biogás que proporciona una potencia térmica del orden de 200 kW, la cual no es factible obtener eléctricamente, lo que justifica el uso de un gas de combustión. Para alcanzar este valor son necesarios 65 kg/h de este gas, suponiendo que su PCI es de 12,5 MJ/kg [33]. El diseño del quemador queda fuera del alcance de este TFG.

El secador de tambor consiste en una carcasa cilíndrica inclinada con un pequeño ángulo hacia la boca de descarga del sólido, y que gira continuamente sobre su eje. En el interior se encuentran unos deflectores que facilitan el contacto del sólido con el gas de secado y contribuye al movimiento del sólido a lo largo del secador (Figura 21). El aire caliente que circula en contracorriente es impulsado por un ventilador [34].

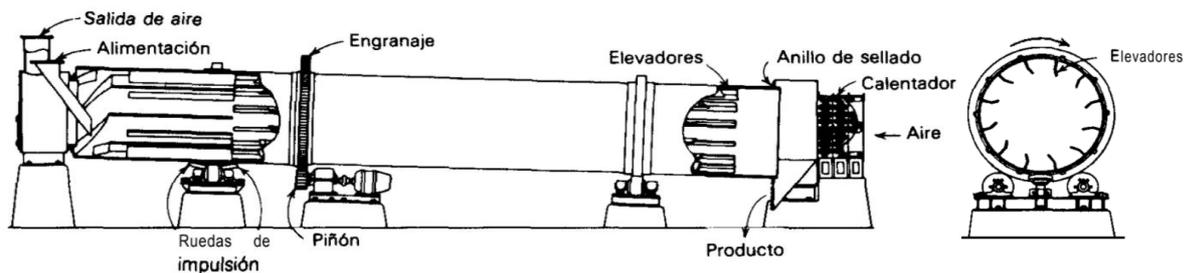


Figura 21. Elementos que forman parte del secador de tambor rotativo [35].

3.2.8 Bombas de impulsión

Dentro del alcance de la planta proyectada, se consideran dos bombas, en cuya selección se ha prestado especial atención a su compatibilidad con el manejo de sólidos en suspensión líquida, ya que las corrientes del proceso pueden contener cristales.

Así, se ha seleccionado el modelo de bomba IFF del fabricante Packo (Figura 22), ya que en el catálogo (ANEXO XV) se indica que su área de aplicación es el transporte de líquidos que contienen sólidos o fibras [36]. Además, las bombas cumplen con la potencia (siendo la máxima 90 kW) y altura requerida para el proceso, son de acero inoxidable 316L y tienen un gran espacio libre entre el impulsor y la carcasa de la bomba, por lo que pueden manejar sólidos sin riesgo de obstrucción. Otras ventajas destacables son: construcción sencilla y robusta, fácil mantenimiento e instalación, gran resistencia a la corrosión.



Figura 22. Bomba modelo IFF [36].

4 MEMORIA DE CÁLCULO

En este capítulo se detallará el diseño del sistema de evaporador de doble efecto, el intercambiador de placas, el hidrociclón, el decantador centrífugo y el secador, y se especificarán las bombas de impulsión. Por otro parte, se justificará la elección del tipo de cristalizador y el vibrotamiz elegido en base a catálogos consultados.

Las herramientas usadas para la obtención de propiedades y para el diseño de la planta que se han usado son: *DWSIM* [37], que es útil para la simulación de procesos químicos y que ofrece múltiples herramientas; *EES (Engineering Equation Solver)* [38], caracterizado por ser un programa que permite resolver ecuaciones lineales y no lineales y por tener una base de datos con propiedades termodinámicas de numerosas sustancias; y hojas de cálculo de *Microsoft Excel*, que es una herramienta avanzada de cálculo, análisis y visualización de datos [39].

4.1 Especificaciones de entrada de la planta

Como se ha mencionado en la memoria descriptiva, se ha diseñado una planta para producir 1.936 kg/h de cristales de sulfato de magnesio heptahidratado, con una composición del 49%p de $MgSO_4$ y 51%p de agua. Las especificaciones de partida para realizar el diseño de la planta de producción son los siguientes:

- La corriente de entrada a la planta es una solución acuosa con un 10%p de sulfato de magnesio, a 21,11 °C y 1 atm.
- En la evaporación de múltiple efecto, se consideran dos efectos. La corriente de salida del segundo efecto tiene una concentración de 34,87%p de sulfato de magnesio. La presión del vapor vivo de entrada usado como corriente auxiliar en los evaporadores tiene un valor de 1,4 bar. Este valor se toma en función de la temperatura del vapor saturado del primer efecto, de modo que la temperatura de la solución no se aproxime a la de la curva de saturación para la concentración dada.
- La corriente 8 que resulta de la mezcla de la solución que sale del segundo evaporador junto con la mezcla de recirculación del licor madre de rechazo proveniente del hidrociclón, el decantador centrífugo y el lavado en la zona del vibrotamiz, tiene un caudal de 1,81 kg/s, una concentración de sulfato de magnesio de 31%p y una temperatura de 48,89 °C.
- El intercambiador de calor de placas que calienta la corriente de entrada al cristalizador transfiere 601,03 kW de calor. La cantidad de vapor requerida es de 0,275 kg/s y su presión es de 2,38 bar.
- El cristalizador opera a una presión de 0,867 psia (0,06 atm) y una temperatura de 40,56 °C. La corriente

13, de salida del cristalizador, consta de un caudal de licor madre de 0,98 kg/s que tiene una concentración de 30,61%p de $MgSO_4$ y de una caudal de 0,53 kg/s de cristales, que constituye el 35%p del magma proveniente del cristalizador. El caudal de vapor que sale por la parte superior del cristalizador es de 0,29 kg/s. Por otra parte, la corriente 11 tiene un caudal total de 53,23 kg/s, constituido en este caso solo por $MgSO_4$ y agua, es decir, únicamente licor madre, despreciando los cristales muy finos que pueda haber en suspensión en la misma. El tiempo de residencia del magma en el cristalizador es de 4 horas, el cristalizador tiene una altura de 9,14 m y un diámetro de 3,41 m.

- El hidrociclón tiene un rendimiento del 50% y la corriente 15 de salida tiene una concentración de 50% en cristales. La pérdida de carga en el hidrociclón tiene un valor de 10 kPa. El rango de pérdida de carga de un hidrociclón puede tomar valores entre 10 y 100 kPa y se ha tomado el menor valor, ya que una menor pérdida de carga implica para este caso un tamaño razonable para el hidrociclón. Se supone que no hay pérdidas de calor por lo que las temperaturas de entrada y de salida se consideran constantes.
- El decantador centrífugo tiene un rendimiento del 92,5%. Se supone que no hay pérdidas de calor, por lo que las temperaturas de entrada y de salida se consideran constantes.
- El vibrotamiz tiene una luz de malla inferior a 100 mesh US (149 μm). En la zona de lavado se añade un caudal de agua fresca de 0,12 kg/s, a 25 °C y 1 atm, para que el cristal quede exento de solución saturada de sulfato de magnesio (licor madre), restando un 7% de humedad en su superficie. Las temperaturas de las corrientes de salida del vibrotamiz y la zona de lavado se consideran iguales y se impone una temperatura 37,78 °C (100 °F), dentro del rango de temperaturas de las corrientes de entrada al equipo, que son de 25 °C y 40,56 °C; lo cual permite establecer un procedimiento de cálculo convergente, alcanzando unas pérdidas de calor bajas.
- La corriente de cristales que entra en el secador tiene un 7% de humedad y el producto final debe tener un 1,5% de humedad. Para ello se usa una corriente de aire a 140 °C con una humedad relativa del 65% a 25 °C.

4.2 Balance de materia y energía

Previamente al diseño de cada uno de los equipos principales que forman parte de la planta se llevó a cabo el balance de materia y energía global en la misma. A continuación, en la Tabla 8 se muestran los datos de caudal, corriente, concentración y presión de cada una de las corrientes, además de las temperaturas obtenidas a partir del diseño de los equipos principales que incluyen un balance de energía.

Tabla 8. Tabla de las especificaciones de las corrientes.

Corriente	1	2	3	4	5	6s	6a	6	7	8	9	9'	10
Temperatura (°C)	21,11	83,53	85,05	59,95	64,45	40,56	37,78	40,01	51,67	48,89	40,83	40,83	44,65
Presión(atm)	1,00	0,65	1,37	0,20	1,00	1,00	1,00	1,00	0,91	0,61	0,61	1,21	0,80
Flujo másico(kg/h)	9.304,10	3.189,60	6.114,50	3.446,24	2.668,26	1.764,31	430,40	2.194,71	4.862,97	6.498,17	198.113,80	198.113,80	198.113,80
Composición (%p/p)													
Aire seco	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
MgSO_4	10,00	0,00	15,22	0,00	34,87	30,60	10,17	26,59	31,13	31,00	30,61	30,61	30,61
H_2O	90,00	100,00	84,78	100,00	65,13	69,40	89,83	73,41	68,87	69,00	69,39	69,39	69,39
Cristales ($\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Total	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00

Corriente	11	12	13	13'	14	15	16f	16a	16	AIR	17	18
Temperatura (°C)	40,56	40,56	40,56	40,56	40,56	40,56	40,56	25,00	37,78	140,00	48,22	55,87
Presión(atm)	0,61	0,06	0,85	1,10	0,91	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Flujo másico(kg/h)	191.615,63	1.048,25	5.449,92	5.449,92	1.635,20	3.814,72	2.050,41	430,91	2.050,92	4.027,89	1.936,40	4.142,41
Composición (%p/p)												
Aire seco	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	98,04	0,00	95,33
MgSO_4	30,60	0,00	19,89	19,89	30,60	15,30	2,13	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H_2O	69,40	100,00	45,11	45,11	69,40	34,70	4,84	100,00	7,00	1,96	1,50	4,67
Cristales ($\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$)	0,00	0,00	35,00	35,00	0,00	50,00	93,02	0,00	93,00	0,00	98,50	0,00
Total	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00

A continuación, se detallarán los cálculos relativos al diseño de cada uno de los equipos principales que hacen parte de la planta de producción.

4.3 Evaporador de doble efecto

El método empleado para el diseño de los evaporadores de múltiple efecto incluye las ecuaciones de balance de materia y energía, además de ecuaciones de diseño de cada uno de los evaporadores, teniendo en cuenta la elevación en el punto de ebullición (EPE) en ellos.

A continuación, se describirá el proceso llevado a cabo para calcular el área de los dos evaporadores y obtener las especificaciones del vapor vivo, la distribución de temperaturas y presiones en el sistema, así como la capacidad y la economía del sistema [40]. Finalmente, se calcula el diámetro de la carcasa y la longitud y el diámetro de los tubos.

En la Figura 23 se recoge el número de cada una de las corrientes que forman parte del diseño de los evaporadores, así como la nomenclatura usada para cada uno de los parámetros (temperatura, presión y elevación del punto de ebullición).

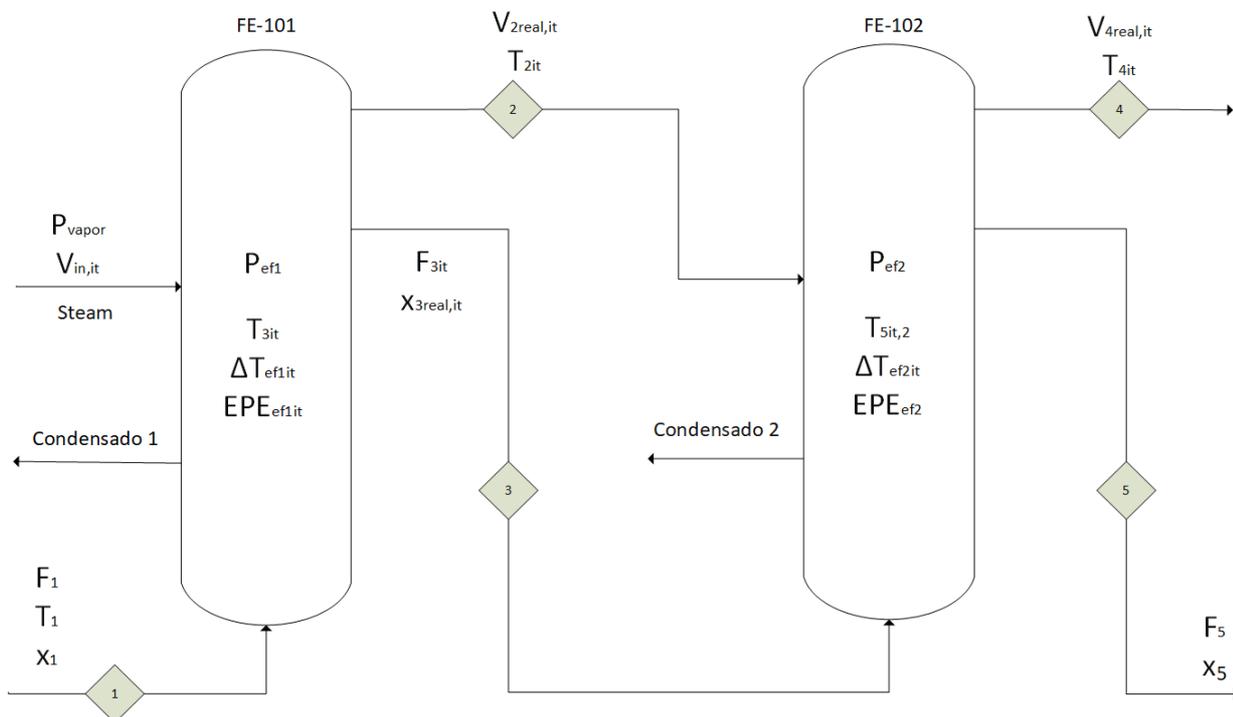


Figura 23. Diagrama y nomenclatura usada para el diseño del evaporador de múltiple efecto.

Los datos de entrada son:

- Número de efectos (N): el sistema de evaporación tiene dos efectos.

- El coeficiente global de transferencia de cada efecto (U_{ef_i}) toma un valor de $1,250 \text{ kW/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$ [41], como valor inicial para la primera iteración.
- Caudal de entrada (F_1) y concentración (x_1) de la disolución en el primer efecto. Sus valores son $9.304,10 \text{ kg/h}$ y 10 \%p , respectivamente, que son especificaciones de la planta. La temperatura de entrada (T_1) es de $21,11 \text{ }^\circ\text{C}$.
- La concentración final a la salida de los evaporadores (x_5) deseada es $34,87\%p$, obtenidos a partir del balance de materia global en la planta.
- El vapor de alimentación al primer efecto se considera saturado, con una presión (P_{vapor}) de $1,4 \text{ bar}$.
- Se impone una temperatura de salida del vapor saturado (T_{sat_4}) en el segundo efecto de $59,95 \text{ }^\circ\text{C}$, de tal modo que la temperatura de salida de la solución concentrada del segundo efecto no se acerque a la curva de saturación y que, por tanto, la solución esté en fase líquida y no alcance la saturación.

Inicialmente se lleva a cabo un proceso iterativo enfocado a conseguir que las áreas de los evaporadores asociados a cada efecto sean aproximadamente iguales como primera aproximación. Seguidamente se explica el algoritmo de este método iterativo.

1. Planteamiento del balance de materia (Ecuaciones 1 y 2). Para obtener el caudal de salida (F_5) y el vapor total generado (V_{total}). En este caso, dado que el sistema opera en contracorriente, la disolución concentrada saldrá del último efecto.

$$F_5 = \frac{F_1 \cdot x_1}{x_5} \quad \text{Ecuación 1}$$

$$V_{total} = F_1 - F_5 \quad \text{Ecuación 2}$$

Inicialmente se supone que se evapora la misma cantidad de agua en cada uno de los efectos (V_i) mediante la Ecuación 3, pudiendo calcular la concentración en cada uno de ellos a partir de estos valores (Ecuación 4).

$$V_i = \frac{V_{total}}{N} \quad \text{Ecuación 3}$$

$$x_3 = \frac{x_1 \cdot F_1}{F_1 - V_1} \quad \text{Ecuación 4}$$

2. Cálculo de EPE_{ef2} y la temperatura de salida de solución concentrada en el último efecto (T_5). Para el cálculo de EPE_{ef2} se debe usar el diagrama de Dühring o una ecuación equivalente que es válida para soluciones ideales no diluidas (Ecuación 5).

$$EPE_{ef2} = \frac{R \cdot (T_b)^2}{\Delta H_{vap}} \cdot \ln \left(\frac{1}{1 - 2 \cdot x_{5MgSO_4}} \right) \quad \text{Ecuación 5}$$

donde:

- R es la constante de gases ideales, cuyo valor es 8,314 J/mol·K.
- T_b es la temperatura de ebullición del disolvente puro, en este caso, agua (K).
- ΔH_{vap} es la entalpía de vaporización del disolvente (kJ/kg).
- x_{5MgSO_4} es la concentración molar de los componentes disueltos.

Con el parámetro calculado con la ecuación anterior, se obtiene la temperatura de salida de solución concentrada en el último efecto con la Ecuación 6.

$$T_5 = T_{sat_4} - EPE_{ef2} \quad \text{Ecuación 6}$$

3. Cálculo de EPE_{ef1} , suponiendo variación lineal con respecto a la concentración en los evaporadores, este valor posteriormente se calculará de forma más rigurosa (Ecuación 7).

$$EPE_{ef1} = EPE_{ef2} \cdot \frac{x_3}{x_5} \quad \text{Ecuación 7}$$

Con este valor es posible calcular el EPE_{total} como la suma de la elevación del punto de ebullición en cada efecto (Ecuación 8).

$$EPE_{total} = EPE_{ef1} + EPE_{ef2} \quad \text{Ecuación 8}$$

4. Cálculo de $\Delta T_{\acute{u}til}$, definido como la diferencia entre ΔT_{global} (diferencia entre la temperatura de vapor vivo (T_{in}) y la de ebullición del agua en el último efecto (T_{sat_4})).

$$\Delta T_{\acute{u}til} = \Delta T_{global} - EPE_{total} \quad \text{Ecuación 9}$$

5. Cálculo de la diferencia de temperaturas en cada efecto (ΔT_{ef_i}), haciendo uso de los coeficientes globales de transferencia.

$$\Delta T_{ef_i} = \Delta T_{\acute{u}til} \cdot \left(\frac{\frac{1}{U_{ef1}}}{\frac{1}{U_{ef1}} + \frac{1}{U_{ef2}}} \right) \quad \text{Ecuación 10}$$

6. Cálculo riguroso de EPE en el efecto 1 (EPE_{ef1it}). Se usa la Ecuación 5, sustituyendo la concentración molar de la solución de la corriente 5 (x_{5MgSO_4}) por la de la corriente 3.
7. Cálculo de la temperatura de cada una de las corrientes de los evaporadores que faltaban por definir. Las temperaturas de las corrientes de solución concentrada se calculan con las Ecuaciones 11 y 12, del mismo modo, las temperaturas de las corrientes de vapor saturado de salida se calculan mediante las Ecuaciones 13 y 14 [42].

$$T_3 = T_{in} - \Delta T_{ef1} \quad \text{Ecuación 11}$$

$$T_{5it} = T_3 - EPE_{ef1it} - \Delta T_{ef2} \quad \text{Ecuación 12}$$

$$T_2 = T_3 - EPE_{ef1it} \quad \text{Ecuación 13}$$

$$T_4 = T_{5it} - EPE_{ef2} \quad \text{Ecuación 14}$$

Dado que T_5 se puede calcular ahora con un valor más riguroso de la elevación del punto de ebullición del efecto 1 es posible comparar ambos valores de modo que si son muy diferentes se tendría que volver al paso 2 y en caso contrario continuar en el paso 8. En este caso el error obtenido es del 0,13% de modo que se puede proseguir con el paso 8, siendo admisible un error de 2-3%.

8. Se llevan a cabo los pasos 3 y 4 con la nueva EPE del efecto 1 obtenida.
9. Planteamiento del balance de energía. Se emplea un balance de energía (asumiendo que no hay pérdidas de calor al exterior) por cada efecto para calcular la cantidad de vapor vivo necesaria V_{in} (Ecuaciones 15 y 16), así como ecuaciones de balance de materia (Ecuaciones 17-19) necesarias para recalculer los valores de cantidad de agua evaporada (V_{2real} y V_{4real}), la concentración de salida de la solución concentrada del primer efecto (x_{3real}).

$$F_1 \cdot h_1 + V_{in} \cdot \lambda_{in} = V_{2real} \cdot h_2 + F_3 \cdot h_3 \quad \text{Ecuación 15}$$

$$F_3 \cdot h_3 + V_{2real} \cdot \lambda_2 = V_{4real} \cdot h_4 + F_5 \cdot h_5 \quad \text{Ecuación 16}$$

$$F_1 = F_3 + V_{2real} \quad \text{Ecuación 17}$$

$$F_3 = F_5 + V_{4real} \quad \text{Ecuación 18}$$

$$F_1 \cdot x_1 = F_3 \cdot x_{3real} \quad \text{Ecuación 19}$$

donde:

- h_i es la entalpía de la disolución de la corriente i obtenida del diagrama entalpía-concentración (kJ/kg).
- λ_{in} es la entalpía de vaporización del vapor saturado a la entrada del sistema de evaporación múltiples (kJ/kg).
- λ_2 es la entalpía de vaporización del vapor saturado a la entrada del segundo efecto (kJ/kg).

10. Cálculo del área de intercambio de los evaporadores. Se calcula el calor intercambiado en cada uno (Ecuaciones 20 y 21) y, a continuación, se aplica la ecuación de diseño (Ecuación 22).

$$q_1 = V_{in} \cdot \lambda_{in} \quad \text{Ecuación 20}$$

$$q_2 = V_{2real} \cdot \lambda_2 \quad \text{Ecuación 21}$$

$$A_i = \frac{q_i}{U_{efi} \cdot \Delta T_{efi}} \quad \text{Ecuación 22}$$

donde:

- q_i es el calor intercambiado en cada efecto (kW).
- A_i es el área de intercambio en cada efecto (m^2).

11. Tras el paso anterior, se deben comparar las áreas obtenidas, de modo que si su diferencia es mayor que un 2-3% será necesario recurrir a una nueva iteración. En caso contrario, se puede continuar con el procedimiento.
12. Posteriormente se calcula con la Ecuación 23 el área promedio para usarla en el paso 13.

$$A_{prom} = \frac{\frac{q_1}{U_{ef1}} + \frac{q_2}{U_{ef2}}}{\Delta T_{\acute{u}til,real}} \quad \text{Ecuación 23}$$

13. Se recalcula la diferencia de temperaturas de cada efecto a partir de esta área promedio mediante la expresión Ecuación 24.

$$\Delta T_{efi,it} = \frac{q_i}{U_{efi} \cdot A_{prom}} \quad \text{Ecuación 24}$$

14. Se aplica las ecuaciones del paso 7 para calcular las nuevas temperaturas de cada corriente, usando esta vez la diferencia de temperatura calculada en el paso anterior.
15. Se comprueba de nuevo el valor de la temperatura de salida de la solución T_{5it} con el valor obtenido en el paso 14 ($T_{5it,2}$), debiéndose cumplir que haya una diferencia relativa máxima de un 2-3%. Si esto se cumple se vuelve al paso 8 para calcular de nuevo las áreas de intercambio respectivas; en caso contrario, será preciso llevar algunos pasos más a cabo.
16. Cálculo de la elevación del punto de ebullición total, haciendo uso de las nuevas temperaturas calculadas en el paso 14 se despeja EPE_{efi} de las Ecuaciones 13 y 14.
17. Cálculo de la diferencia de temperatura útil con el nuevo EPE total mediante la Ecuación 9. Finalmente, se volvería al cálculo del área de intercambio de los evaporadores correspondiente al paso 10.

El diagrama de flujo que describe el algoritmo detallado previamente se presenta en la Figura 24. Este algoritmo se ha implementado en un código haciendo uso del programa EES, que junto con los resultados obtenidos se adjuntan en el ANEXO I. Código del diseño del evaporador de doble efecto.

Para determinar el número de tubos, se ha hecho un análisis de sensibilidad (ANEXO II) con diferentes valores de longitud y diámetros externo e interno de los tubos), con el fin de obtener un valor global de coeficiente de transferencia cercano al supuesto inicialmente, usando las Ecuaciones 25 y 26.

$$\frac{F_{vi}}{n_{tubefi}} = \pi \cdot \frac{D_{int}^2}{4} \cdot v_{efi} \quad \text{Ecuación 25}$$

$$A_{efi} = \pi \cdot D_{ext} \cdot L \cdot n_{tubefi} \quad \text{Ecuación 26}$$

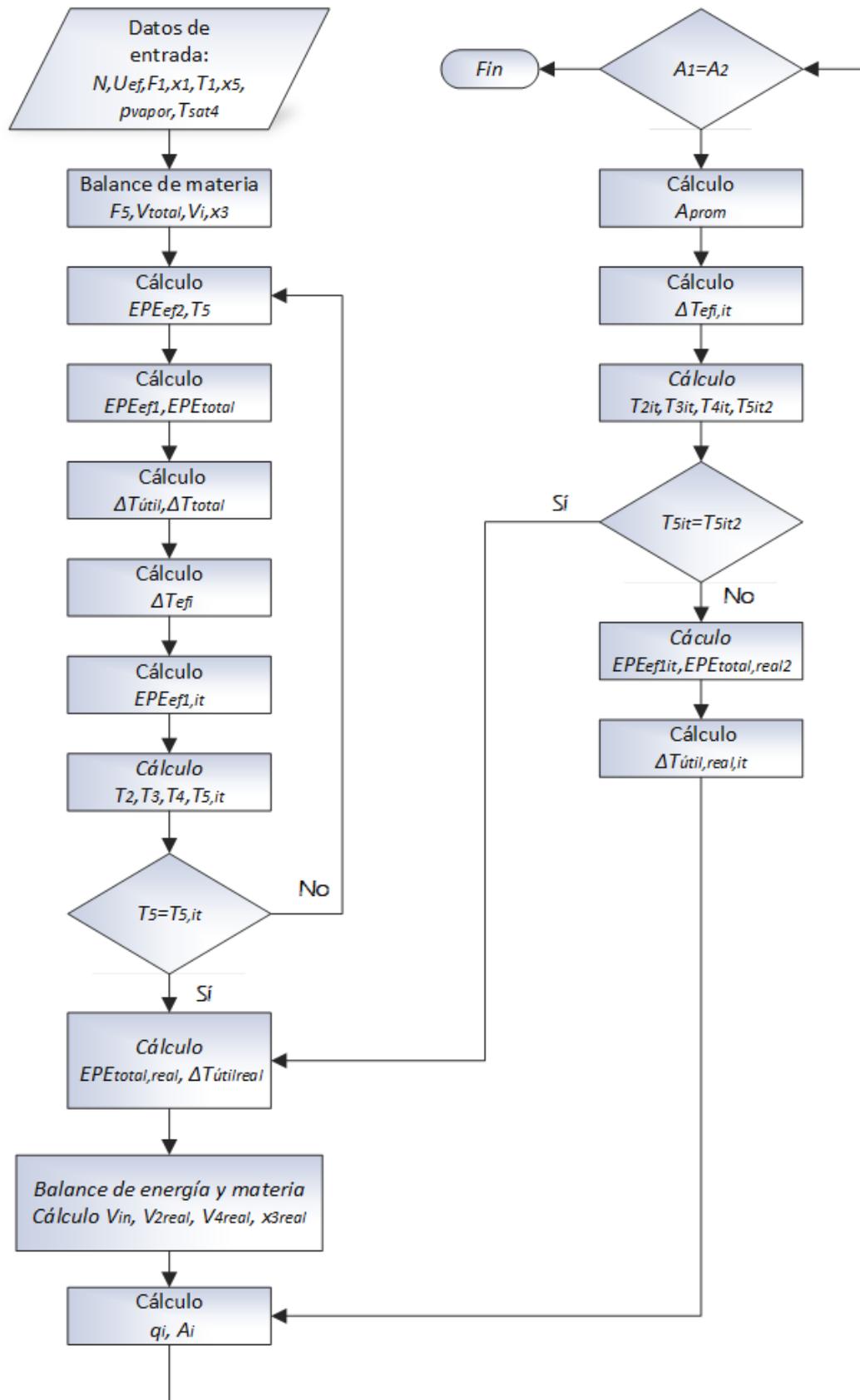


Figura 24. Algoritmo para el diseño de un sistema de evaporación múltiple [27].

Con el valor finalmente seleccionado de la longitud y los diámetros de los tubos se obtuvo un valor de coeficiente global para cada uno de los efectos. El procedimiento seguido para obtenerlo se describe a continuación.

Se calcula el coeficiente de película de los dos fluidos de cada evaporador. Para ello, se detallará el cálculo de los números adimensionales y de las correlaciones usadas para cada fluido.

El número de Reynolds de los dos fluidos se calcula usando la Ecuación 27:

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot L_c}{\mu_f} \quad \text{Ecuación 27}$$

donde:

- ρ es la densidad del fluido (kg/m^3).
- μ_f es la viscosidad dinámica del fluido frío ($\text{N}\cdot\text{s/m}^2$).
- v es la velocidad del fluido (m/s).
- L_c es la longitud característica de los tubos (m).

Del mismo modo, es necesario el cálculo del número de Prandtl. Se aplican dos expresiones diferentes (aunque son la misma, en el fondo) debido a los datos de partida de cada uno de los fluidos. La primera de ellas se aplica para el fluido del proceso (Ecuación 28), y la segunda es usada para el vapor saturado (Ecuación 29).

$$Pr = \frac{C_p \cdot \mu_f}{K_f} \quad \text{Ecuación 28}$$

donde:

- C_p es la capacidad calorífica del fluido ($\text{J/kg}\cdot\text{K}$).
- K_f es el coeficiente de conductividad térmica del fluido ($\text{W/m}\cdot\text{K}$).

$$Pr = \frac{\nu}{\alpha} \quad \text{Ecuación 29}$$

donde:

- ν es la viscosidad cinemática del fluido (m^2/s).
- α es la difusividad térmica (m^2/s).

Posteriormente, se calcula el número de Nusselt para el fluido frío. De acuerdo con las condiciones de aplicación, se usa la correlación de Gnielinski (Ecuación 30) [43], válida para régimen turbulento completamente desarrollado ($3.000 < Re < 5 \cdot 10^6$; $0,5 \leq Pr < 2.000$; $(L/D_{int}) > 10$). Tras obtener el número de Nusselt, se puede conocer finalmente el valor del coeficiente de película para el fluido frío (Ecuación 31).

$$Nu = \frac{(f/8)(Re - 1.000) \cdot Pr}{1 + 12,7 \cdot (f/8)^{1/2} \cdot (Pr^{2/3} - 1)} \quad \text{Ecuación 30}$$

$$Nu = \frac{h_F \cdot Lc}{K_f} \quad \text{Ecuación 31}$$

donde:

- h_F es el coeficiente de película del fluido frío ($W/m^2 \cdot K$).
- f es el factor de fricción el cual depende del número de Re y se calcula con la correlación Petukhov [43] (Ecuación 32).

$$f = (0,790 \cdot \ln(Re) - 1,64)^{-2} \quad \text{Ecuación 32}$$

Del mismo modo, para el cálculo del coeficiente de película del vapor saturado se usa la correlación Kirkbride (Ecuación 33), la cual hace parte de las correlaciones de condensación y se aplica para flujos turbulento y valores de $Re > 1800$.

$$h_c = 0.0076 \cdot \left(\frac{g \cdot \rho_l \cdot (\rho_l - \rho_v) \cdot K_f}{\mu_c^2} \right)^{\frac{1}{3}} \cdot Re^{0,4} \quad \text{Ecuación 33}$$

donde:

- h_c es el coeficiente de película del fluido caliente ($W/m^2 \cdot K$).
- ρ_l es la densidad del fluido líquido (kg/m^3).
- ρ_v es la densidad del fluido vapor (kg/m^3).
- μ_c es la viscosidad del fluido caliente ($N \cdot s/m^2$).

El procedimiento explicado previamente se aplica para los dos fluidos (frío y caliente) en cada uno de los efectos. Las propiedades de los fluidos, los resultados de cálculos previos y el resultado final de los coeficientes de película se muestran en las Tablas 9 y 10.

Tabla 9. Cálculo de propiedades del fluido frío del primer y del segundo efecto

Fluido frío - Primer efecto	
Cálculo Re	
ρ (kg/m ³)	1085,68
v (m/s)	0,20
Lc (m)	$7,00 \cdot 10^{-3}$
μ_f (N·s/m ²)	$5,04 \cdot 10^{-4}$
Re	3.147,46
Cálculo Pr	
K_f (W/m·K)	0,44
C_p (kJ/kg·K)	4,75
Pr	5,47
Cálculo Nusselt	
Nu	21,93
Cálculo coeficiente de película	
h_f (W/m ² ·K)	1.336,24

Fluido frío - Segundo efecto	
Cálculo Re	
ρ (kg/m ³)	1191,47
v (m/s)	0,12
Lc (m)	$7,00 \cdot 10^{-3}$
μ_f (N·s/m ²)	$3,55 \cdot 10^{-4}$
Re	2.916,60
Cálculo Pr	
K_f (W/m·K)	0,30
C_p (kJ/kg·K)	4,20
Pr	5,00
Cálculo Nusselt	
Nu	19,32
Cálculo coeficiente de película	
h_f (W/m ² ·K)	800,17

Tabla 10. Cálculo de propiedades del fluido caliente del primer y del segundo efecto.

Fluido caliente - Primer efecto	
Cálculo Re	
ρ_v (kg/m ³)	0,80
v (m/s)	15,00
Lc (m)	$12,70 \cdot 10^{-3}$
μ_c (N·s/m ²)	$1,26 \cdot 10^{-4}$
Re	12.231,95
Cálculo Pr	
ν (m ² /s)	$1,56 \cdot 10^{-5}$
α (m ² /s)	$1,56 \cdot 10^{-5}$
Pr	1,00
Cálculo coeficiente de película	
ρ_l (kg/m ³)	951,50
K_c (W/m·K)	$23,34 \cdot 10^{-3}$
h_c (W/m ² ·K)	2.928,20

Fluido caliente - Segundo efecto	
Cálculo Re	
ρ_v (kg/m ³)	0,30
v (m/s)	15,00
Lc (m)	$12,70 \cdot 10^{-3}$
μ_c (N·s/m ²)	$1,17 \cdot 10^{-5}$
Re	5.391,26
Cálculo Pr	
ν (m ² /s)	$3,53 \cdot 10^{-5}$
α (m ² /s)	$3,54 \cdot 10^{-5}$
Pr	1,00
Cálculo coeficiente de película	
ρ_l (kg/m ³)	969,60
K_c (W/m·K)	$23,34 \cdot 10^{-3}$
h_c (W/m ² ·K)	2.242,79

Para llevar a cabo un diseño más riguroso del evaporador, el coeficiente global de transferencia calculado en función de las propiedades de los fluidos se añade en el código para recalcular los parámetros de los evaporadores. Se sigue un proceso iterativo de la siguiente forma:

1. Los coeficientes globales calculados a partir de las propiedades del fluido (usando la longitud y el diámetro externo e interno finalmente seleccionados) se añade en el código de EES sustituyendo los valores supuestos inicialmente.

2. Se obtienen valores de velocidad y número de tubos, que se emplean para calcular nuevos valores de los coeficientes globales a partir de las propiedades del fluido.
3. Se comparan los coeficientes globales empleados inicialmente en el código con los obtenidos en el paso 2.
4. La iteración finaliza cuando el error entre ambos coeficientes globales es menor que una tolerancia fijada en el 5%. En caso contrario, se vuelve al paso 1 utilizando el último valor calculado.

Finalmente, se obtiene el diámetro de la carcasa de cada uno de los evaporadores, por donde circulará el vapor. Para ello, se calculará previamente el área de la carcasa empleando las Ecuaciones 34 y 35 en la cual se usa la densidad del vapor, su velocidad de circulación y el caudal de vapor a la entrada del efecto correspondiente.

$$A_{shell_{ef_i}} = \frac{F_{steam_{ef_i}}}{v_{steam_i}} \quad \text{Ecuación 34}$$

$$F_{steam_{ef_i}} = \frac{V_i}{\rho_{steam_i}} \quad \text{Ecuación 35}$$

donde:

- $A_{shell_{ef_i}}$ es el área de la carcasa del efecto i (m^2).
- $F_{steam_{ef_i}}$ es el caudal volumétrico del vapor a la entrada del efecto i (m^3/s).
- V_i es el caudal másico del vapor a la entrada del efecto i (kg/s).
- $v_{steam_{ef_i}}$ es la velocidad de circulación del vapor en el efecto i (m/s). Se toma un valor de 15 m/s [41].

A partir del área de la carcasa se calcula el diámetro sabiendo que a la sección que ocupa la carcasa hay que restarle la superficie que ocupan los tubos en dicha sección [44, 45]. La expresión resultante es:

$$A_{shell_{ef_i}} = \frac{\pi \cdot D_{shell_{ef_i}}^2}{4} - n_{tub_{ef_i}} \cdot \frac{\pi \cdot D_{int}^2}{4} \quad \text{Ecuación 36}$$

Las Tablas 11 y 12 contienen a modo de resumen los resultados obtenidos.

Tabla 11. Resultados del diseño de los evaporadores en cada efecto.

Efecto 1		Efecto 2	
Parámetro	Valor	Parámetro	Valor
A_{1it} (m ²)	137,8	A_{2it} (m ²)	138,7
$A_{shell,ef1}$ (m ²)	0,0947	$A_{shell,ef2}$ (m ²)	0,453
ΔT_{ef1it} (K)	19,62	ΔT_{ef2it} (K)	23,7
$D_{shell,ef1}$ (m)	0,3682	$D_{shell,ef2}$ (m)	0,7695
EPE_{ef1it} (K)	1,535	EPE_{ef2it} (K)	4,473
$F_{steam,ef1}$ (m ³ /s)	1,421	$F_{steam,ef2}$ (m ³ /s)	6,8
$n_{tub,ef1}$	288	$n_{tub,ef2}$	290
p_{ef1} (bar)	0,6538	p_{ef2} (bar)	0,1993
q_{1it} (kJ/s)	2.581	q_{2it} (kJ/s)	2.027
U_{Ef1} (kW/m ² ·°C)	0,955	U_{Ef2} (kW/m ² ·°C)	0,617
v_{ef1} (m/s)	0,2031	v_{ef2} (m/s)	0,1208

Tabla 12. Resultados del diseño del evaporador de múltiple efecto.

Parámetro	Valor
Economía (kg/kg)	1,594
Capacidad (kg/s)	1,8432
ΔT_{global} (K)	49,32
$\Delta T_{útil,real,it}$ (K)	43,31
D_{ext} (m)	0,0127
D_{int} (m)	0,0072
$EPE_{total,it}$ (K)	6,008
F_{3it} (kg/s)	1,698
F_5 (kg/s)	0,7412
L (m)	12
N	2
T_{2it} (K)	361,3
T_{3it} (K)	362,9
T_{4it} (K)	333,1
$T_{5it,2}$ (K)	337,6
V_1 (kg/s)	0,922
$V_{2real,it}$ (kg/s)	0,886
$V_{4real,it}$ (kg/s)	0,957
$V_{in,it}$ (kg/s)	1,149
V_{total} (kg/s)	1,843
$x_{3real,it}$ (%p/p)	0,1522

En la Figura 25 se recoge la información detallada de los caudales, temperaturas y presiones de las corrientes de entrada y salida de cada evaporador, así como la elevación del punto de ebullición en cada uno de ellos. El diagrama muestra los valores obtenidos en las unidades usadas en el código empleado para el diseño.

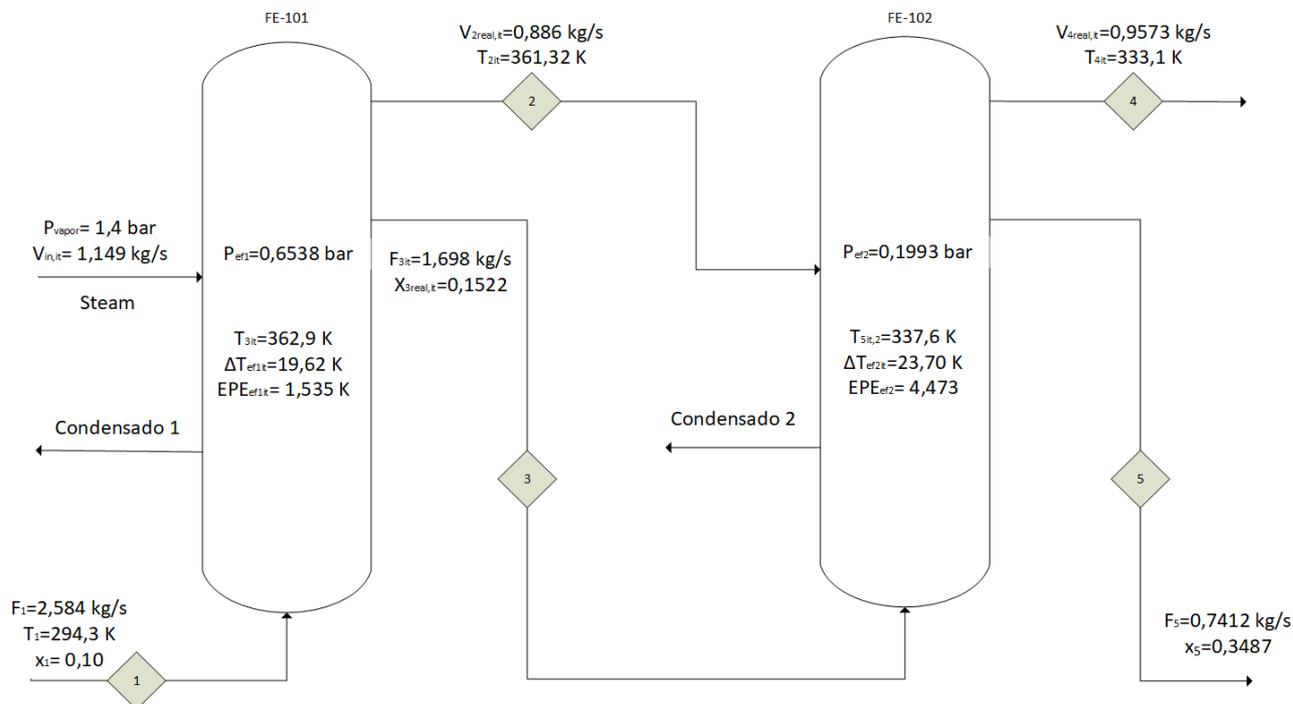


Figura 25. Diagrama y condiciones de operación obtenidos del evaporador de múltiple efecto.

4.4 Intercambiador de calor

Como se menciona en la memoria descriptiva, el intercambiador de calor es de tipo compacto de placas, y se ha diseñado siguiendo cuatro referencias [46, 47, 48, 49].

En la Figura 26 se muestra un esquema del mismo, con el número de cada una de las corrientes que forma parte del diseño del intercambiador de calor, así como la nomenclatura usada para cada uno de los parámetros (temperatura, caudales).

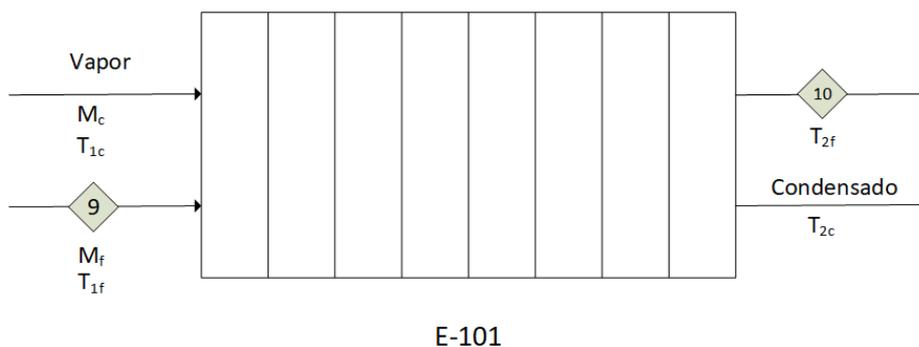


Figura 26. Diagrama y nomenclatura usada para el diseño del intercambiador de placas.

En primer lugar, se aplica el balance de energía para cada uno de los fluidos (Ecuaciones 37 y 38), asumiendo que no hay pérdidas de calor al exterior. Para el fluido frío se hace un balance de energía con la capacidad calorífica evaluada a la temperatura media entre la entrada y la salida, lo cual permite conocer la temperatura de salida del mismo (Ecuación 39). El cálculo del balance de energía se hace mediante el programa EES, donde se recoge el código aplicado en el ANEXO IV. Código del balance de energía en el intercambiador de placas.

$$M_c \cdot H_{1c} = \dot{Q} + M_c \cdot H_{2c} \quad \text{Ecuación 37}$$

$$M_f \cdot H_{1f} = \dot{Q} + M_f \cdot H_{2f} \quad \text{Ecuación 38}$$

$$\dot{Q} = M_f \cdot C_{p_{medio f}} \cdot (T_{2f} - T_{1f}) \quad \text{Ecuación 39}$$

siendo:

- M_c y M_f los caudales máxicos del fluido caliente y frío respectivamente (kg/s).
- \dot{Q} es el calor cedido en el intercambiador (kW).
- H_{1c} y H_{2c} son las entalpías de entrada y de salida del fluido caliente (kJ/kg).
- H_{1f} y H_{2f} son las entalpías específicas de entrada y de salida del fluido frío (kJ/kg).
- $C_{p_{medio f}}$ es la capacidad calorífica media del fluido frío (kJ/kg·K).
- T_{1f} y T_{2f} son las temperaturas de entrada y de salida del fluido frío (K).

Los datos usados para el balance de energía se recogen en las Tablas 13 y 14. El caudal del fluido frío se conoce previamente tras resolver el balance de materia, antes mostrado, a partir de la mezcla de la corriente de recirculación externa del cristalizador (corriente 11) y la corriente 8, y tiene una concentración de 30,61 %p de MgSO₄. El caudal de vapor requerido y su presión, así como el calor intercambiado, son especificaciones de la planta. Los valores de entalpía del fluido caliente se han tomado de las tablas de vapor (ANEXO III). La capacidad calorífica media y la entalpía del fluido frío se han obtenido por DWSIM.

Tabla 13. Datos del fluido frío.

Datos fluido frío	
M_f (kg/s)	55,03
T_{1f} (°C)	40,85
T_{2f} (°C)	44,65
H_{1f} (kJ/kg)	-2.135,61
C_{pmediaf} (kJ/kg)	2,84

Tabla 14. Datos del fluido caliente.

Datos fluido caliente	
M_c (kg/s)	0,28
T_{1c} (°C)	125,85
T_{2c} (°C)	125,75
H_{1c} (kJ/kg)	2.714
P_{1c} (bar)	2,38
\dot{Q} (kW)	601,03

Una vez resuelto el balance de energía, se realizan una serie de cálculos en una hoja de Excel para obtener el área de transferencia de calor del intercambiador.

En primera instancia, es importante detallar las dimensiones y los parámetros usados (Tabla 15) con respecto a la geometría de las placas, ya que se usarán en los cálculos posteriores. En este tipo de intercambiadores se debe tener en cuenta el área de transferencia de calor efectiva (Ecuación 40) de una placa, de acuerdo con las ondulaciones de las mismas.

$$A_p = \Phi \cdot W_p \cdot L_p \quad \text{Ecuación 40}$$

donde:

- A_p es el área de transferencia de calor efectiva (m^2).
- Φ es el factor de alargamiento de la superficie. Su valor es 1,22, típicamente usado en el diseño de los intercambiadores de placa.
- W_p es el ancho de la placa (m), según la Figura 27.
- L_p es el largo de la placa (m), según la Figura 27.

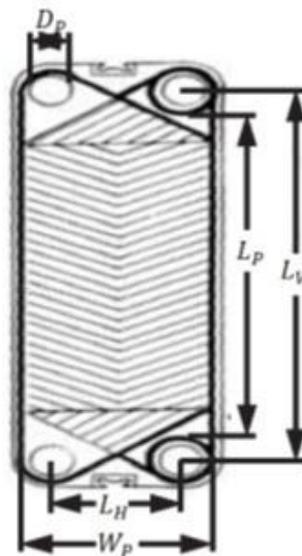


Figura 27. Parámetros geométricos de una placa del intercambiador [46].

Tabla 15. Dimensiones de las placas del intercambiador de placas [21].

Dimensiones de las placas	
W_p (m)	1,17
L_v (m)	1,81
L_p (m)	1,20
L_H (m)	0,56
D_p (m)	0,61

La longitud de la placa, L_p , y el ancho, W_p , se pueden estimar mediante las Ecuaciones 41 y 42, conociendo los valores de L_v , L_H y el diámetro de los canales, D_p .

$$L_p \approx L_v - D_p \quad \text{Ecuación 41}$$

$$W_p \approx L_H + D_p \quad \text{Ecuación 42}$$

La longitud característica se obtiene a partir de la Ecuación 43:

$$L_c = \frac{2 \cdot b}{\Phi} \quad \text{Ecuación 43}$$

donde:

- L_c es la longitud característica (m).
- b es el espacio entre placas (m).

A continuación, se llevará a cabo el cálculo del coeficiente de película de los dos fluidos. Se detallará el cálculo de los números adimensionales y de las correlaciones usadas para cada fluido tras realizar un análisis de sensibilidad de los mismos.

El número de Reynolds de los dos fluidos se calcula usando la Ecuación 44:

$$Re = \frac{G_c \cdot L_c}{\mu_f} \quad \text{Ecuación 44}$$

donde:

- G_c es el flujo másico superficial por canal, que puede definirse como la relación entre el caudal másico por canal y el área de la sección transversal del canal de flujo ($\text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$).

$$G_c = \frac{M_i}{\frac{(n_{placas} - 1)}{2} \cdot b \cdot W_p} \quad \text{Ecuación 45}$$

siendo:

- M_i el caudal másico del fluido frío o caliente según corresponda (kg/s).

- n_{placas} el número de placas del intercambiador.

Del mismo modo, es necesario el cálculo del número de Prandtl. Como en el caso del evaporador de doble efecto, se aplican dos expresiones diferentes debido a los datos de partida de cada uno de los fluidos, una para el fluido del proceso (Ecuación 46), y otra para el vapor saturado (Ecuación 47).

$$Pr = \frac{C_p \cdot \mu_f}{K_f} \quad \text{Ecuación 46}$$

donde:

- C_p es la capacidad calorífica del fluido (kJ/kg·K).
- K_f es el coeficiente de conductividad térmica del fluido (W/m·K).

$$Pr = \frac{\nu}{\alpha} \quad \text{Ecuación 47}$$

donde:

- ν es la viscosidad cinemática del fluido (m²/s).
- α es la difusividad térmica (m²/s).

Posteriormente, se calcula el número de Nusselt para el fluido frío. De acuerdo con las condiciones de aplicación, se usa la correlación experimental recogida en la Ecuación 48 [43], válida para placas planas y flujos laminares, paralelos. Tras obtener el número de Nusselt, se puede conocer finalmente el valor del coeficiente de película para el fluido frío (Ecuación 49).

$$Nu_x = 0,453 \cdot Re_x^{1/2} \cdot Pr^{1/3} \quad \text{Ecuación 48}$$

$$Nu = \frac{h_F \cdot Lc}{K_f} \quad \text{Ecuación 49}$$

donde:

- h_F es el coeficiente de película del fluido frío (W/m²·K).

Del mismo modo, para el cálculo del coeficiente de película del vapor saturado se usa la correlación Rohsenow (Ecuación 50), la cual hace parte de las correlaciones de condensación y se aplica para flujos laminares, valores de $Re \leq 1800$ y $Pr \geq 0,01$.

$$h_c = 1,76 \cdot \left(\frac{g \cdot \rho_l \cdot (\rho_l - \rho_v) \cdot K_f}{\mu_c^2} \right)^{1/3} \cdot Re^{-1/3} \quad \text{Ecuación 50}$$

donde:

- h_c es el coeficiente de película del fluido caliente ($W/m^2 \cdot K$).
- ρ_l es la densidad del fluido líquido (kg/m^3).
- ρ_v es la densidad del fluido vapor (kg/m^3).
- μ_c es la viscosidad del fluido caliente ($N \cdot s/m^2$).

Las propiedades de los fluidos, los resultados de cálculos previos y el resultado final de los coeficientes de película se muestran en las Tablas 16 y 17.

Tabla 16. Cálculo de propiedades del fluido frío.

Fluido frío-Licor madre	
Cálculo Re	
G_c ($kg/m^2 \cdot s$)	293,97
L_c (m)	$8,20 \cdot 10^{-3}$
μ_f ($N \cdot s/m^2$)	$5,86 \cdot 10^{-4}$
Re	4.112,33
Cálculo Pr	
K_f ($W/m \cdot K$)	0,23
C_p ($kJ/kg \cdot K$)	2,84
Pr	7,17
Cálculo Nusselt	
Nu_x	41,06
Cálculo coeficiente de película	
h_f ($W/m^2 \cdot K$)	1160,89

Tabla 17. Cálculo de propiedades del fluido caliente.

Fluido caliente-Vapor saturado	
Cálculo Re	
G_c ($kg/m^2 \cdot s$)	1,47
L_c (m)	$8,20 \cdot 10^{-3}$
μ_c ($N \cdot s/m^2$)	$2,21 \cdot 10^{-4}$
Re	54,62
Cálculo Pr	
ν (m^2/s)	$2,35 \cdot 10^{-7}$
α (m^2/s)	$1,68 \cdot 10^{-7}$
Pr	1,40
Cálculo coeficiente de película	
ρ_v (kg/m^3)	1,33
K_c ($W/m \cdot K$)	0,67
h_c ($W/m^2 \cdot K$)	17.442,50

Finalmente, se puede calcular el área del intercambiador y conocer el número de placas del mismo. Se aplica la ecuación de diseño (Ecuación 53), usando la DTLM y considerando el factor de corrección F , que es función del factor R (Ecuación 51) y del factor P (Ecuación 52), así como de la configuración de los fluidos. Los valores de R y P son muy bajos (0,026 y 0,044, respectivamente), por lo que el factor de corrección F (ANEXO VI) tiende a 1, de acuerdo con la referencia [50].

$$R = \frac{T_{1c} - T_{2c}}{T_{2f} - T_{1f}} \quad \text{Ecuación 51}$$

$$P = \frac{T_{2f} - T_{1f}}{T_{1c} - T_{1f}} \quad \text{Ecuación 52}$$

$$\dot{Q} = A \cdot U \cdot F \cdot DTLM \quad \text{Ecuación 53}$$

siendo:

- A es el área del intercambiador (m^2).
- U es el coeficiente global de transferencia ($W/m^2 \cdot K$).
- F es el factor de corrección.
- $DTLM$ es la diferencia media logarítmica de temperaturas entre las secciones de entrada y la salida (K).

Para poder calcular el área del intercambiador, hace falta determinar previamente el coeficiente global de transferencia (Ecuación 54) y la DTLM para flujos en contracorriente (Ecuación 55). Se asume que el factor de ensuciamiento impuesto para el licor madre es de $2 \cdot 10^{-3} m^2 \cdot K/W$ y para el vapor saturado es de $1 \cdot 10^{-3} m^2 \cdot K/W$. Con respecto a los valores de los factores de ensuciamiento, se ha hecho un análisis de sensibilidad con valores del orden de $10^{-3} m^2 \cdot K/W$ y $10^{-4} m^2 \cdot K/W$ [41]. Se han fijado valores del orden de $10^{-3} m^2 \cdot K/W$ porque permiten obtener resultados del diseño más realistas. Los valores de un orden más bajo apenas tienen efecto sobre el diseño, como se puede apreciar en el ANEXO VII.

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_c} + \frac{1}{h_f} + \frac{e_p}{K_p} + F_f + F_c} \quad \text{Ecuación 54}$$

donde:

- e_p es el espesor de las placas (m). Se usa un valor típico de 5 mm [51].
- K_p es la conductividad térmica del material de las placas ($W/m \cdot K$). Para placas de acero inoxidable, el valor es de 15 $W/m \cdot K$ [51].
- F_f, F_c son los factores de ensuciamiento del fluido frío y del fluido caliente, respectivamente.

$$DTLM = \frac{(T_{c1} - T_{f2}) - (T_{c2} - T_{f1})}{\ln \frac{(T_{c1} - T_{f2})}{(T_{c2} - T_{f1})}} \quad \text{Ecuación 55}$$

siendo:

- T_{1c}, T_{2c} son las temperaturas de entrada y salida del vapor saturado, respectivamente.
- T_{1f}, T_{2f} son las temperaturas de entrada y salida del licor madre, respectivamente.

Una vez realizados los cálculos anteriores y conociendo ya el área de las placas y el área del intercambiador, se puede obtener el número de placas que conformarán el intercambiador (Ecuación 56).

$$N_{placas} = \frac{A}{A_p} \quad \text{Ecuación 56}$$

donde:

- N_{placas} es el número de placas.
- A es el área total del intercambiador de placas (m^2).
- A_p es de transferencia efectiva de una placa (m^2).

Como el resultado obtenido no es un número entero, habrá que aproximar el valor del número de placas al número entero inmediatamente superior y recalcular el área del intercambiador. Los resultados finales de los cálculos mencionados anteriormente se muestran en la Tabla 18.

Tabla 18. Coeficiente global de transferencia, DTLM, área y número de placas del intercambiador.

Coeficiente global de transferencia y área	
U ($W/m^2 \cdot K$)	253,03
DTLM	83,04
A(m^2)	29,17
N_{placas}	17

Para completar con el diseño del intercambiador, se procede a calcular la pérdida de carga para cada uno de los fluidos. Para determinar la pérdida de carga total de un intercambiador de calor de placas, se deben tener en cuenta las tres causas de pérdida de carga que se producen en el mismo: el primer término representa la pérdida de carga en los colectores y canales de entrada y salida; el segundo se refiere a la pérdida de carga a través de los canales de las placas corrugadas, y el tercer término es la pérdida de carga debida al cambio de altura. La caída de presión asociada a los conductos de distribución debe ser menor al 10%, aunque en algunos diseños puede tener un valor mayor (entre 25% y el 30%) [46].

$$\Delta p_{total} = \frac{1,5 \cdot G_p^2 \cdot n_p}{2 \cdot \rho} + \frac{4 \cdot f_F \cdot L_v \cdot G_c^2}{2 \cdot D_p \cdot \rho} + \rho \cdot g \cdot D_p \quad \text{Ecuación 57}$$

donde:

- Δp_{total} es la pérdida de carga total del intercambiador de calor (Pa).
- G_p es el flujo másico superficial en el canal de entrada y salida ($kg/m^2 \cdot s$).
- n_p es el número de pasos. En este caso, su valor es 1.
- ρ es la densidad del fluido (kg/m^3).
- f_F es el factor de fricción Fanning. El factor de fricción f se puede definir como cuatro veces el factor de fricción de Fanning $4f_F$.
- L_v es la distancia vertical entre los canales (m).
- D_p es el diámetro de los canales de las placas (m).
- g es la aceleración de la gravedad (m/s^2).

El flujo másico superficial en el canal G_p , definido como la relación del caudal másico y el área de la sección transversal en el canal de entrada y salida de los fluidos (Ecuación 58), viene determinado por la Ecuación 58:

$$G_p = \frac{4 \cdot M_i}{\pi \cdot D_p^2} \quad \text{Ecuación 58}$$

donde:

- M_i es el caudal másico del fluido, ya sea el fluido frío o caliente según corresponda (kg/s).

Dada la importancia progresiva que han adquirido los intercambiadores de calor de placas a lo largo de los años, se ha investigado bastante para poder determinar la transferencia de calor y las características de fricción del flujo de esta geometría. El artículo de H. Martín [47] proporciona una correlación (Ecuación 59) que permite calcular el factor de Fanning para los intercambiadores de placas de tipo Chevron (Figura 28).

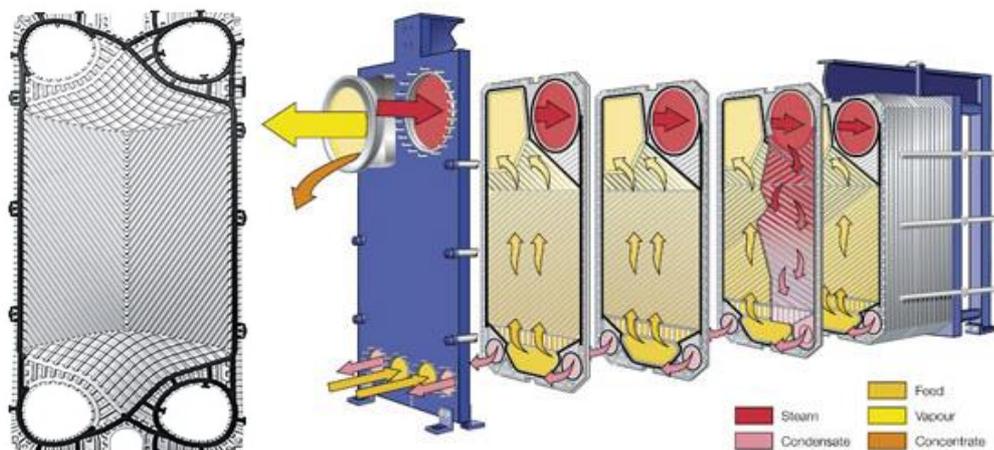


Figura 28. Placa Chevron y configuración de un intercambiador de placas de este tipo [21, 52].

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = \frac{\cos\beta}{\left(a \tan\beta + b \sin\beta + \frac{f_0}{\cos\beta}\right)^{\frac{1}{2}}} + \frac{1 - \cos\beta}{\sqrt{f_1}} \quad \text{Ecuación 59}$$

donde:

$$f_0 = \frac{B_0}{Re} \text{ para } Re < 2000 \text{ (laminar, Poiseuille), } B_0 = 93 \text{ para corrugaciones sinusoidales} \quad \text{Ecuación 60}$$

$$f_0 = (1,8 \cdot \lg Re - 1,5)^{-2} \text{ para } Re \geq 2000 \text{ (turbulento, Konakov)} \quad \text{Ecuación 61}$$

$$f_1 = \frac{597}{Re} + 3 \text{ para } Re < 2000 \text{ (laminar, con vórtices)} \quad \text{Ecuación 62}$$

$$f_1 = \frac{39}{Re^{0,289}} \text{ para } Re \geq 2000 \text{ (turbulento)} \quad \text{Ecuación 63}$$

Los valores típicos de a, b y c recomendados por H. Martín para la Ecuación 59 son a=3,8, b=0,18 y c=0.36. Son coeficientes que dependen de los parámetros que definen la corrugación. El valor de β típico es 65° , y es conocido como el ángulo de inclinación de la ondulación Chevron. Para el cálculo de f_0 y f_1 se aplicaron las Ecuaciones 61-63, respectivamente, de acuerdo con el valor de Reynolds de los dos fluidos.

A continuación, en la Tabla 19 se recogen los resultados finales.

Tabla 19. Cálculos para la pérdida de carga del fluido frío y del fluido caliente.

Cálculo pérdida de carga - Fluido frío		Cálculo pérdida de carga - Fluido caliente	
Cálculo Factor de Fanning		Cálculo Factor de Fanning	
β	65°	β	65°
f_0	0,04	f_0	0,42
f_1	13,38	f_1	46,64
f -Factor de Fanning	0,63	f -Factor de Fanning	1,50
G_C (kg/m ² ·s)	293,97	G_C (kg/m ² ·s)	1,47
G_p (kg/m ² ·s)	188,90	G_p (kg/m ² ·s)	0,90
Cálculo pérdida de carga total		Cálculo pérdida de carga total	
Δp_1 (Pa)	21,70	Δp_1 (Pa)	$1,00 \cdot 10^{-3}$
Δp_2 (Pa)	19.558,06	Δp_2 (Pa)	3,04
Δp_3 (Pa)	21.960,97	Δp_{total} (Pa)	3,05
Δp_{total} (Pa)	41.540,69		

Cabe destacar que la corriente de vapor entra por todos los platos dividiendo su flujo total por el número de platos y fluye a través de los mismos de forma descendente, de modo que el condensado se forma a una determinada altura a la salida, presumiblemente cerca de esta. De este modo, para la corriente de vapor no se considera la caída de presión debida al cambio de elevación para el flujo vertical a lo largo del intercambiador, Δp_3 .

Finalmente, en la Figura 29 se recoge la información de los caudales y temperaturas de las corrientes de entrada y salida del intercambiador de calor, así como, el área total de intercambio de calor.

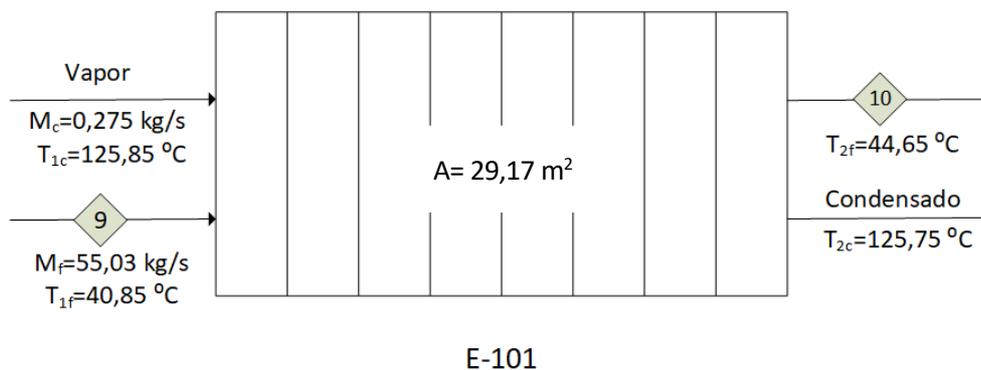


Figura 29. Diagrama y condiciones de operación obtenidos del intercambiador de calor.

4.5 Cristalizador

El diseño del cristalizador está fuera del alcance de este TFG, y las especificaciones principales se proporcionan como entradas del proyecto. Sin embargo, sí se ha llevado el balance de materia y de energía, cuyos cálculos y resultados se explican a continuación.

En la Figura 30 se recoge el número de cada una de las corrientes de entrada y salida del cristalizador, así como la nomenclatura usada para cada uno de los parámetros (temperatura, caudales, presiones) y los resultados de los balances de masa y energía.

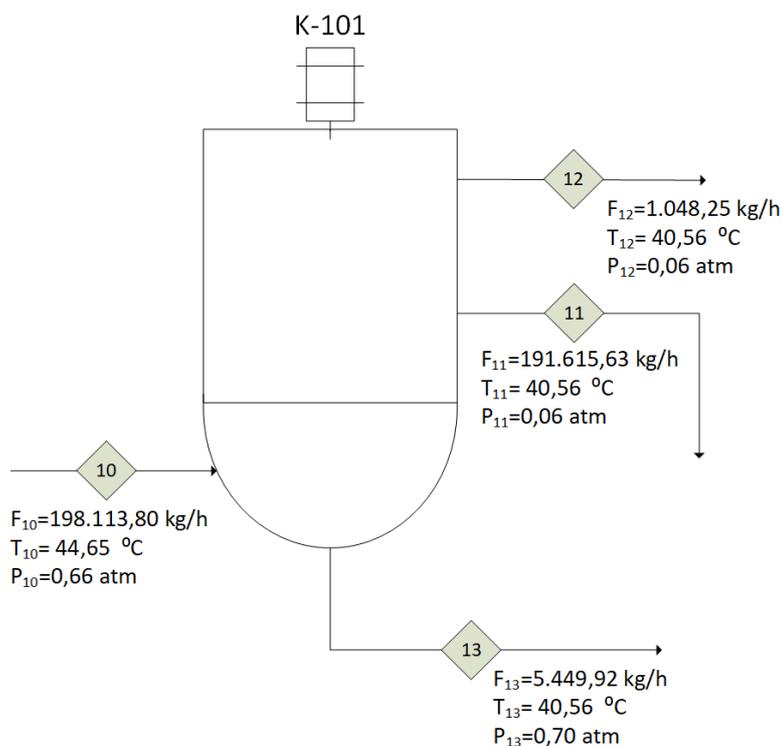


Figura 30. Diagrama y condiciones de operación obtenidos del cristalizador.

Como especificaciones de diseño el cristalizador tiene un tiempo de residencia del magma de 4 horas, una altura de 9,14 m y un diámetro de 3,05 m.

Para resolver el balance de materia del cristalizador se ha partido de los siguientes datos de entrada (Tabla 20) tal y como se ha mencionado en el apartado de especificaciones de entrada de la planta.

Tabla 20. Datos de entrada del balance de materia del cristalizador.

Datos de entrada del balance de materia del cristalizador	
F_{11} (kg/s)	53,23
$x_{13_{cristales}}$ (% p)	35,00
$F_{13_{cristales}}$ (kg/s)	0,53
$F_{13_{licor\ madre}}$ (kg/s)	0,98
F_{12} (kg/s)	0,29
$x_{13, MgSO_4}$ (% p)	30,61

Se han usado las Ecuaciones 64 y 65 que corresponden a balance de materia por componente y al balance de materia global, respectivamente.

$$F_{10} \cdot x_{10} = F_{11} \cdot x_{11} + F_{12} \cdot x_{12} + F_{13} \cdot x_{13} \quad \text{Ecuación 64}$$

$$F_{10} = F_{11} + F_{12} + F_{13} \quad \text{Ecuación 65}$$

Los resultados obtenidos del balance de materia se muestran en la Tabla 21.

Tabla 21. Resultados del balance de materia del cristalizador.

	Corriente	Entrada		Salidas	
		10	11	12	13
Flujo másico(kg/s)	MgSO ₄	16,85	16,29	0,00	0,30
	H ₂ O	38,18	36,94	0,29	0,68
	Cristales (MgSO ₄ ·7H ₂ O)	0,00	0,00	0,00	0,53
	Total	55,03	53,23	0,29	1,51
Composición(%p)	MgSO ₄	30,61	30,60	0,00	19,89
	H ₂ O	69,39	69,40	100,00	45,11
	Cristales (MgSO ₄ ·7H ₂ O)	0,00	0,00	0,00	35,00
	Total	100,00	100,00	100,00	100,00

Con respecto al balance de energía, se conoce la temperatura de todas las corrientes de entrada y salida. Esto se debe a que se ha llevado a cabo el balance de energía del intercambiador de calor, que permite conocer la temperatura de la corriente 10, la temperatura de operación del cristalizador es de 40,56 °C y el sobrecalentamiento de la corriente de vapor (corriente 12) es de 4,44 °C. Las entalpías de las corrientes 10,11,13 se han tomado del diagrama de entalpía-concentración de MgSO₄·H₂O y la entalpía del vapor se ha obtenido de la base de datos de propiedades del software EES. De este modo, el único parámetro a determinar es la pérdida

de calor en el equipo, calculado de acuerdo con la Ecuación 66.

$$F_{10} \cdot H_{10} = F_{11} \cdot H_{11} + F_{12} \cdot H_{12} + F_{13} \cdot H_{13} + Per_{cris} \quad \text{Ecuación 66}$$

El valor obtenido de las pérdidas es de 127,2 kW, lo cual representa un 3,21% de la energía que se aporta al equipo. Todos los cálculos del balance de energía y los resultados obtenidos se encuentran adjuntos en el ANEXO VIII. Código del balance de energía en el cristalizador.

La presión de operación del cristalizador es de 0,06 atm y se corresponde con la presión del vapor contenido en el equipo. Por otra parte, al haber una columna de líquido en el cristalizador existe un perfil de presiones (Figura 31) a partir del rebosadero, que se sitúa a una altura de 5,67 m respecto a la altura total del equipo. Las presiones correspondientes a las corrientes de entrada y salida del cristalizador dependerán de la altura o cota a la que se sitúen.

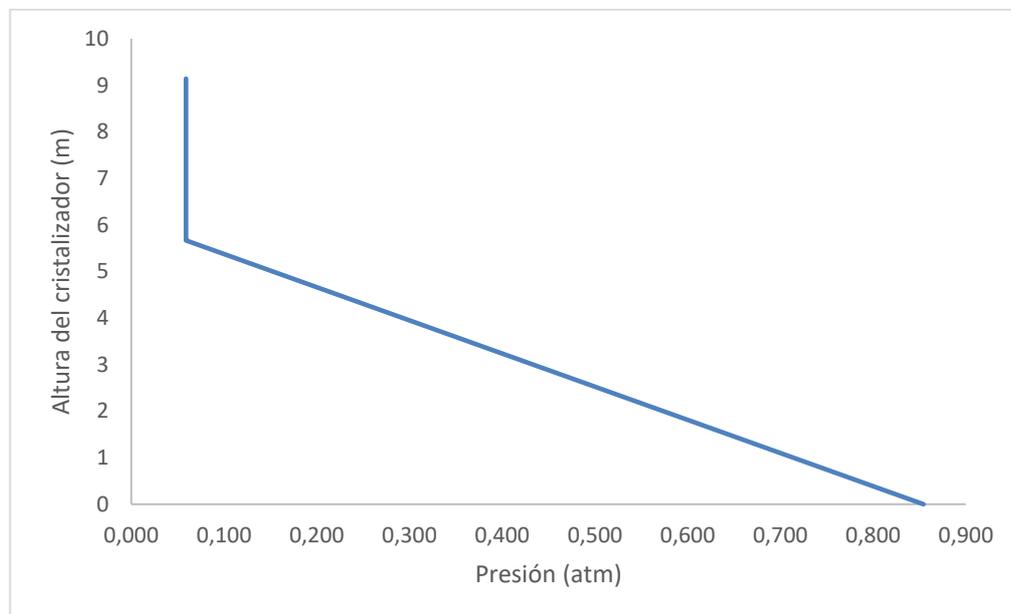


Figura 31. Perfil de presiones en el cristalizador.

4.6 Hidrociclón

El diseño del hidrociclón se basa principalmente en el cálculo de diversos parámetros geométricos requeridos, quedando el comportamiento de los fluidos dentro del mismo fuera del alcance del TFG. La geometría empleada es la recomendada por Rietema, siendo una de las familias geométricas más conocidas para el dimensionamiento de los hidrociclones junto con la geometría de Bradley [28].

La Figura 32 es un esquema donde se muestra el número de cada una de las corrientes de entrada y salida del hidrociclón, así como la nomenclatura usada para cada uno de los parámetros (temperatura, caudales, presiones).

Para el dimensionamiento se usan ecuaciones adimensionales que engloban la función del hidrociclón dentro de

sus límites operativos y que se describirán a continuación [27, 53].

Los datos iniciales requeridos para el diseño son los caudales y las densidades del fluido y del sólido (en este caso, de los cristales de sulfato de magnesio heptahidratado), así como la viscosidad del licor madre. Este último dato se ha obtenido de DWSIM.

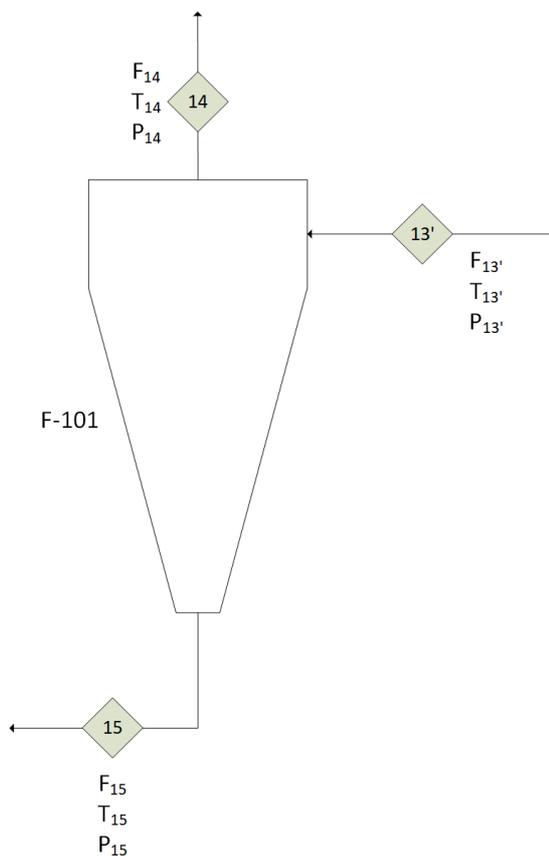


Figura 32. Diagrama y nomenclatura de corrientes usadas para el diseño del hidrociclón.

La concentración volumétrica de los sólidos a la entrada del hidrociclón es de 30,2%, obtenida previamente del balance de materia. Se ha fijado un rendimiento típico de los hidrociclones del 50% y una caída de presión de 0,1 bar que, como antes se mencionó, es un valor razonable para hidrociclones de estas dimensiones [54]. Si se emplean pérdidas de carga mayores, se obtienen dimensiones demasiado pequeñas. El número de Euler compara la caída de presión a través del hidrociclón con la presión dinámica de la corriente a la entrada del hidrociclón. El valor del número de Euler es 1.200, que es típico en el diseño de Rietema [55]. La relación entre las dimensiones del hidrociclón se muestra en la Tabla 22.

Tabla 22. Relación convencional de los parámetros geométricos según el diseño de Rietema [28].

Relaciones geométricas	D_f/D_c	D_0/D_c	D_u/D_c	L/D_c	θ
Rietema	0,28	0,34	0,2	5	20°

También es necesario calcular previamente la velocidad del fluido en el hidrociclón. Para ello se usa la Ecuación 67.

$$v = \frac{4 \cdot F_{v13'}}{\pi \cdot D_c} \quad \text{Ecuación 67}$$

donde:

- v es la velocidad del fluido (m/s); en este caso, del licor madre.
- D_c es el diámetro del hidrociclón (m).
- F_v es el caudal volumétrico de la corriente de entrada al hidrociclón (m^3/s).

Con los datos anteriores se procede a la aplicación de las Ecuaciones 68 y 69, que definen los números adimensionales de Euler y Reynolds, para obtener posteriormente el diámetro del hidrociclón D_c .

$$Eu = \frac{2 \cdot \Delta p}{\rho_{aguas} \cdot v^2} \quad \text{Ecuación 68}$$

$$Re = \frac{\rho_{aguas} \cdot D_c \cdot v}{\mu_{aguas}} \quad \text{Ecuación 69}$$

siendo:

- Eu el número de Euler.
- Δp , la caída de presión en el hidrociclón (Pa).
- ρ_{aguas} , la densidad del licor madre (kg/m^3).
- μ_{aguas} la viscosidad dinámica del del licor madre (Pa·s).

Posteriormente, se calcula el diámetro de corte mediante el número de Stokes. Dado que la concentración del sólido es mayor al 10% se usan las Ecuaciones 70-72.

$$Stk_{50} \cdot Eu = 0,006 \cdot \left[\ln \left(\frac{1}{Rf} \right) \right]^{2,37} \cdot \exp \left(6,84 \cdot \frac{C}{100} \right) \quad \text{Ecuación 70}$$

$$Rf = 32,8 \cdot \left(\frac{D_u}{D_c} \right)^{1,53} \cdot Re^{-0,34} \cdot \exp \left(3,7 \cdot \frac{C}{100} \right) \quad \text{Ecuación 71}$$

$$Stk_{50} = \frac{X_{50}^2 \cdot (\rho_{cristales} - \rho_{aguas}) \cdot v}{18 \cdot \mu_{aguas} \cdot D_c} \quad \text{Ecuación 72}$$

donde:

- Stk_{50} es el número de Stokes para el diámetro de corte de las partículas sólidas, X_{50} .

- R_f es la relación de flujo, definida como la relación de los caudales que abandonan el hidrociclón por la sección superior e inferior.
- C es la concentración volumétrica de los sólidos en la corriente de entrada (%).
- X_{50} es el diámetro de corte de las partículas sólidas(m), definido como el tamaño de partícula que se separa con una eficiencia del 50%.

Se puede observar que el número de Euler se basa en la caída de presión estática a través del hidrociclón y el número de Stokes se define para el tamaño de corte.

El código del diseño, así como los resultados obtenidos, se encuentran en el ANEXO IX. Código del diseño del hidrociclón, si bien en la Tabla 23 se recogen los resultados del diseño y en la Figura 33 se muestra la información de los caudales y temperaturas de las corrientes de entrada y salida del hidrociclón.

Tabla 23. Resultados del diseño del hidrociclón.

Parámetro	Valor
D_c (m)	0,109
D_f (m)	0,0306
D_o (m)	0,0372
D_u (m)	0,0219
L (m)	0,547
Re	27.095
R_f	0,2658
Stk_{50}	$3,566 \cdot 10^{-8}$
v (m/s)	0,1111
X_{50} (m)	$1,08 \cdot 10^{-6}$

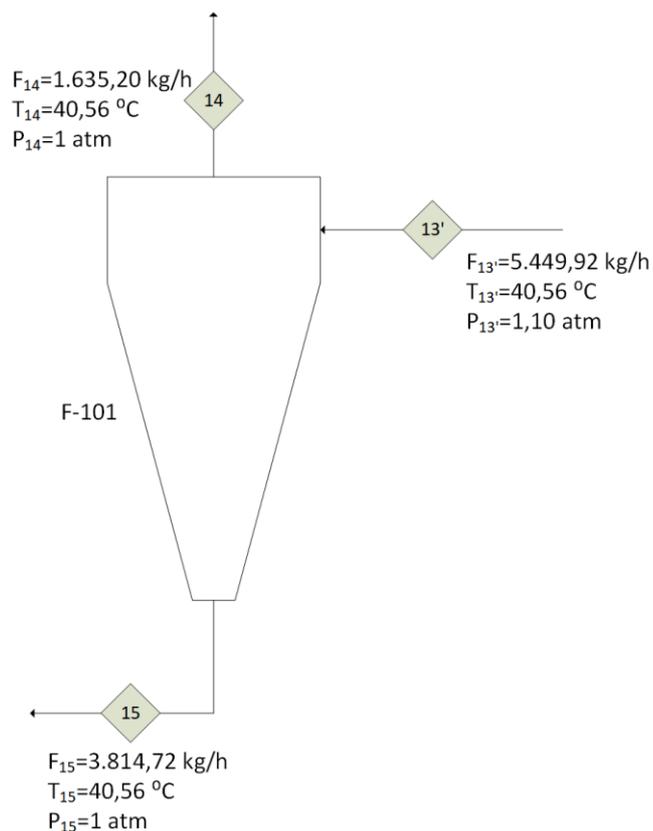


Figura 33. Diagrama y condiciones de operación obtenidos para el hidrociclón

Cabe añadir que las dimensiones del hidrociclón son pequeñas debido a que el caudal volumétrico es bajo y la densidad del fluido es alta, a diferencia de un ciclón en el que el fluido es un gas.

4.7 Decantador centrífugo

El diseño del decantador centrífugo se basa en calcular la longitud y el diámetro a partir de diferentes parámetros característicos del mismo, que se describen a continuación. En la Figura 34 se recoge el número de cada una de las corrientes que forman parte del diseño del decantador centrífugo, así como la nomenclatura usada para cada uno de los parámetros (temperatura, caudales).

Es importante destacar que el diseño se ha llevado a cabo en base a recomendaciones de tipo práctico o heurístico encontradas en la bibliografía consultada, tales como la empresa Alfa Laval y el libro Perry's Chemical Engineers' Handbook [29, 30, 56].

Inicialmente, se calculan las capacidades de sólido y líquido mediante las cuales se puede obtener el diámetro del decantador centrífugo, de acuerdo con las especificaciones técnicas recomendadas en la literatura [57, 30].

Se fija, por tanto, un diámetro de 9 in (0,2286 m) [57] y una velocidad de 3.500 rpm [30].

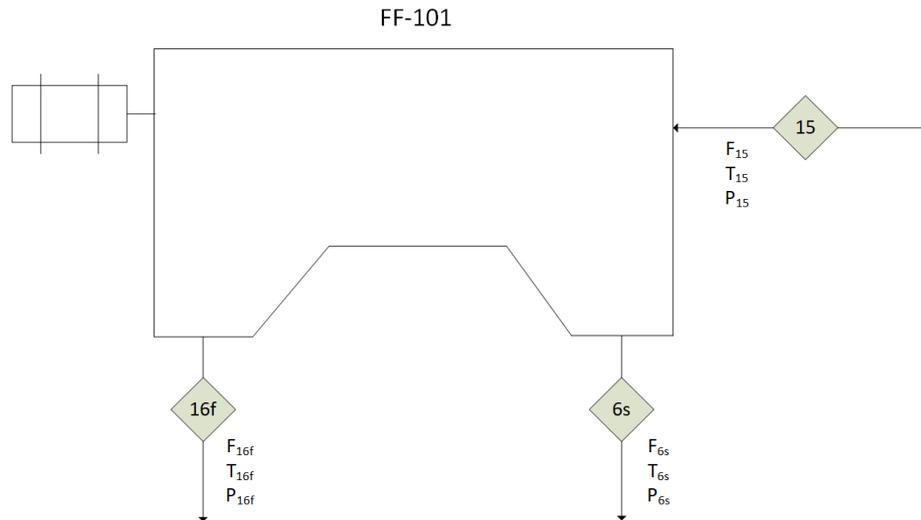


Figura 34. Diagrama y nomenclatura de las corrientes usadas para el diseño del decantador centrífugo.

Posteriormente, se calcula la velocidad de sedimentación. Las partículas sedimentan por la acción de la fuerza centrífuga, y la ecuación que define la velocidad de sedimentación se deriva de la ecuación de Stokes.

$$v_s = \frac{X^2 \cdot (\rho_s - \rho_l) \cdot g}{18 \cdot \mu} \quad \text{Ecuación 73}$$

donde:

- v_s es la velocidad de sedimentación (m/s).
- X es el diámetro de corte (m); se fija un valor de $7 \mu\text{m}$ de acuerdo con la referencia [57].
- ρ_s y ρ_l son las densidades del sólido y de la suspensión líquida, respectivamente (kg/m^3).
- μ es la viscosidad dinámica del fluido ($\text{Pa}\cdot\text{s}$); en este caso, su valor es de $6,056 \cdot 10^{-4} \text{ Pa}\cdot\text{s}$, tomado de DWSIM a la temperatura y presión correspondientes.
- g es el valor de la aceleración de la gravedad (m/s^2).

La mayoría de sedimentadores centrífugos se basan en la teoría *sigma* de Ambler, en la que se asumen partículas homogéneas y esféricas con un flujo laminar conforme a la ley de Stokes, las cuales giran a una velocidad angular constante en el interior de la carcasa cilíndrica. Una vez obtenido el valor de la velocidad de sedimentación, se calcula el valor de sigma (Σ), que define la capacidad de clarificación de la centrífuga. La Ecuación 74 relaciona el valor de sigma con el caudal de alimentación y la velocidad previamente calculada.

$$F_{v_{15}} = 2 \cdot v_s \cdot \Sigma \quad \text{Ecuación 74}$$

donde:

- $F_{v_{15}}$ es el caudal volumétrico de la corriente de alimentación (m^3/h). Su valor se ha obtenido a partir del balance de materia.

- Σ es el factor de sigma (m²).

A partir del valor de sigma se puede calcular la longitud del decantador mediante la Ecuación 75:

$$\Sigma = \frac{\pi \cdot \omega^2 \cdot L_{cent}}{g} \cdot \frac{r_2^2 - r_1^2}{\ln \left[2 \cdot \left(\frac{r_2^2}{r_2^2 + r_1^2} \right) \right]}$$

Ecuación 75

siendo:

- ω es la velocidad angular (rad/s).
- L_{cent} es la longitud del decantador centrífugo (m).
- r_1 y r_2 son el radio interno y externo del decantador centrífugo, respectivamente (m).

Para comprobar que se ha elegido el tipo de separador centrífugo adecuado, se calcula tanto el valor de la aceleración centrífuga, G_r (Ecuación 76), como la relación entre la aceleración centrífuga y la aceleración de la gravedad (r_{Gr}), de acuerdo con la Ecuación 77.

$$G_r = \omega^2 \cdot r_2$$

Ecuación 76

$$r_{Gr} = \frac{G_r}{g}$$

Ecuación 77

En la Figura 35 se puede comprobar que el valor obtenido de G_r y el valor del diámetro de la carcasa están dentro de la región admisible para el decantador centrífugo de tipo *scroll* helicoidal.

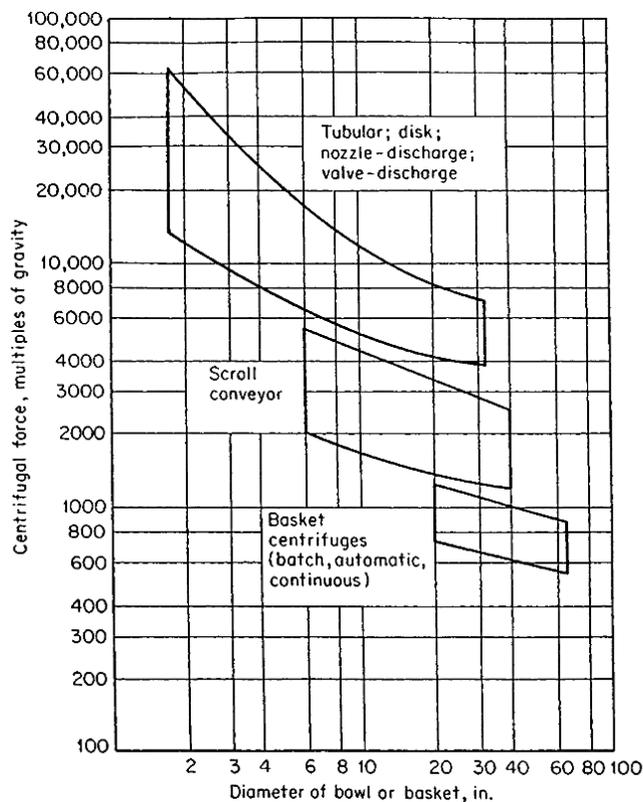


Figura 35. Variación de la fuerza centrífuga con el diámetro en los decantadores centrífugos [30].

Para el desarrollo del diseño, al igual que para otros equipos, se ha utilizado el programa EES. En el ANEXO X. Código del diseño del decantador centrífugo, se recogen los valores y resultados de todos los parámetros mencionados anteriormente. En la Tabla 24 se muestran los resultados obtenidos y en la Figura 36 se recoge la información de los caudales y temperaturas de las corrientes de entrada y salida de cada evaporador.

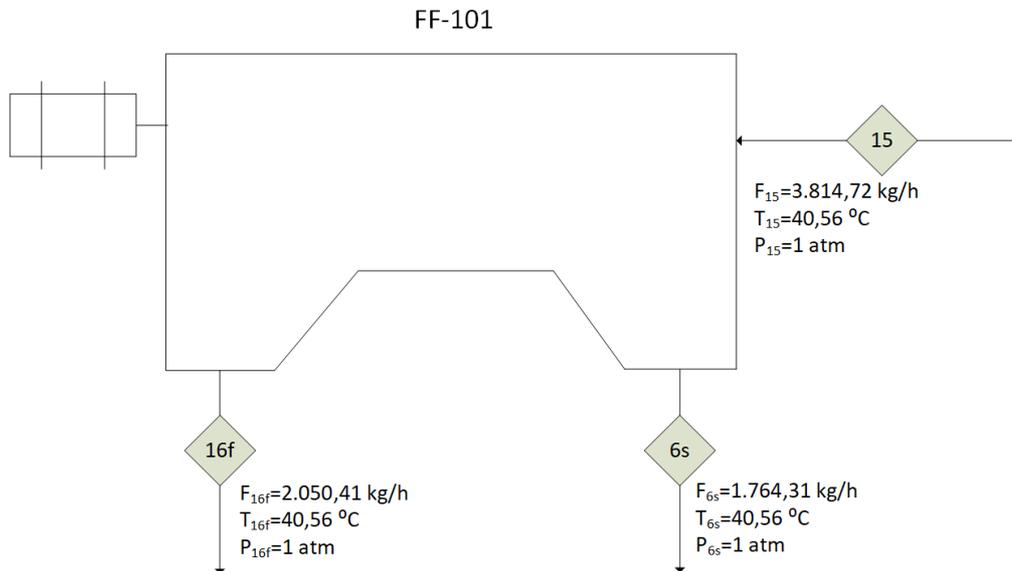


Figura 36. Diagrama y condiciones de operación obtenidos del decantador centrífugo.

Tabla 24. Resultados del diseño del decantador centrífugo.

Parámetro	Valor
$D_{\text{recipiente}}$ (in)	9
$F_{v,15}$ (m^3/h)	2,548
Gr (m/s^2)	15355
L (m)	1,008
Ω (r/min)	3.500
Q_L (gal/min)	89,14
Q_S (t/h)	1,907
r_1 (m)	0,0743
r_2 (m)	0,1143
r_{Gr}	1565
Σ (m^2)	24,32
V_s (m/s)	$1,46 \cdot 10^{-5}$

4.8 Vibrotamiz

Como se mencionó en el apartado 3.1.6, el diseño de este equipo no es objeto de este TFG. No obstante, en este apartado se justificará su elección, según la literatura consultados (ANEXO XII) [31].

En la Figura 37 se muestra un esquema con el número de las corrientes de entrada y salida del vibrotamiz, así como la nomenclatura usada y el valor de cada uno de los parámetros (temperatura, caudales, presiones).

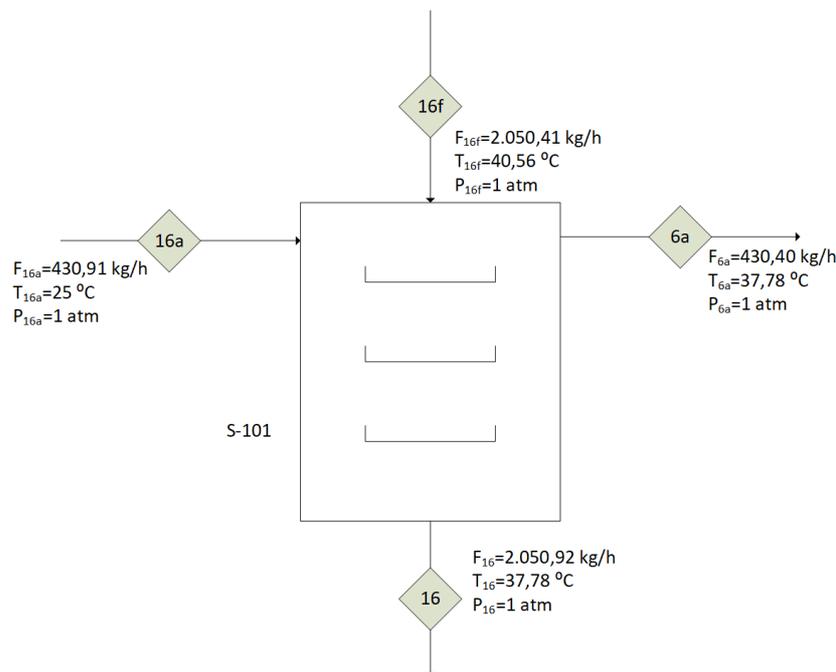


Figura 37. Diagrama y condiciones de operación obtenidos del vibrotamiz.

El vibrotamiz de criba giratoria, modelo XZS del fabricante Xuanyu Machinery, permite separar partículas sólidas en un rango de tamaños 2 a 120 mesh (8 mm a 0,122 mm) [31]. En el catálogo técnico se encuentra disponible con un diámetro entre 0,4 m y 2,0 m, y una capacidad de 60 kg/h a 3.000 kg/h. En el caso de la planta proyectada en este TFG, la capacidad necesaria es de 2.051 kg/h. Puede fabricarse en acero inoxidable, acero al carbono y otro tipo de aleaciones, y se ha seleccionado un vibrotamiz de acero inoxidable para evitar la corrosión que pueda provocar el agua de proceso a medio plazo. Además, admite hasta cinco tamaños de separación ya que tiene capacidad para cinco tamices.

4.9 Secador de tambor rotativo

El diseño de los secadores varía en función de la tipología. En este caso, se ha llevado a cabo el diseño de un secador de tambor rotativo. Es importante destacar que el método de diseño de estos equipos no es del todo fiable y que es conveniente realizar pruebas a escala piloto, operando con el mismo material y en condiciones de operación muy parecidas [34].

En el secado de un sólido hay transferencia simultánea de masa y de calor, por lo que su diseño está ligado directamente al balance de materia y de energía. El diseño consiste en especificar el diámetro y la longitud del secador, llevando a cabo un proceso iterativo [34].

Los datos de partida para el diseño del secador de la corriente de sólido se muestran en la Tabla 25. La cantidad de sólido que entra al secador, así como las humedades de entrada y de salida en base exenta se han tomado del

balance de materia. La temperatura de entrada del sólido se conoce a partir del balance de energía en la zona del tamizado y lavado; este cálculo se proporciona en el ANEXO XIII. Código de balances de materia y energía en la zona de lavado y en las uniones de las corrientes. La temperatura máxima que puede alcanzar el sólido se toma del diagrama de entalpía-concentración del sulfato de magnesio y la capacidad calorífica del mismo se puede obtener en la referencia [2].

Tabla 25. Datos de entrada del sólido.

Datos de partida del sólido	
L_s (kg/h)	1907,358
X_1 (kg humedad/kg sólido)	0,0753
X_2 (kg humedad/kg sólido)	0,0152
T_{L1} (°C)	37,78
T_{L2} (°C)	48,22
c_L (kJ/ kg·K)	1,546

Con respecto al gas caliente, este se obtiene de un quemador y se asume que es aire a modo de simplificación. La temperatura de entrada impuesta es 140 °C, la humedad absoluta es 13,08 g de humedad / kg de gas seco con una humedad relativa del 65% a una temperatura de 25°C.

El secador opera a temperaturas por encima del punto de ebullición de la humedad, por lo que en el proceso de secado se diferencian tres zonas (Figura 38). La zona I, conocida como la zona de precalentamiento, en la que el sólido alcanza la temperatura húmeda del gas. En esta zona, el secado es mínimo y la humedad del gas no varía apenas. En la zona II, la humedad superficial del sólido se evapora y la temperatura del sólido permanece casi constante. En La zona III, disminuye la velocidad de evaporación lo que provoca un aumento de la temperatura de salida del sólido que se aproxima a la temperatura de entrada del gas [34].

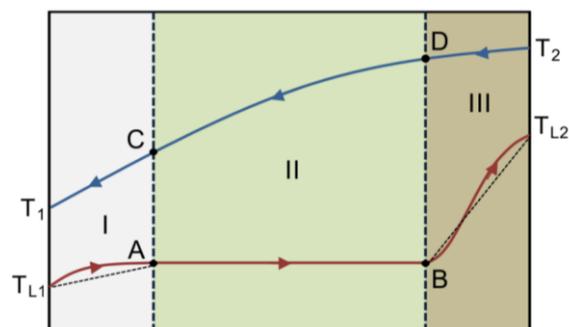


Figura 38. Perfiles de temperatura del sólido y el aire caliente a lo largo del secador [34].

En la Figura 39 se representa esquemáticamente el secador continuo en contracorriente, lo que permite tener una visión global de las variables usadas en su diseño.

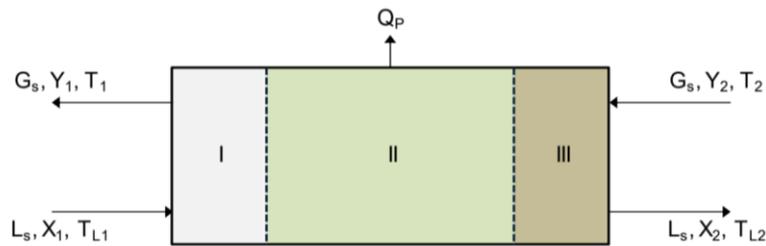


Figura 39. Esquema de las corrientes de entrada y salida en el secador en contracorriente [34].

donde:

- G_s es el caudal másico del gas en base exenta de agua o seca (kg/h).
- L_s es el caudal másico del sólido en base seca (kg/h).
- Y_i es la humedad de entrada del gas Y_2 y la humedad de salida Y_1 en base exenta de agua (kg de humedad/kg de aire seco).
- X_i es la humedad del sólido a la entrada X_1 y a la salida X_2 en base exenta de agua (kg humedad/kg de sólido seco).
- T_{Li} ($i = 1, 2$) es la temperatura del sólido a la entrada, T_{L1} , y a la salida, T_{L2} (°C).
- T_i ($i = 1, 2$) es la temperatura del gas a la entrada, T_2 , y a la salida, T_1 (°C).

Antes de plantear los balances de materia y de energía, es necesario hacer algunas suposiciones y cálculos para obtener los valores de entalpía de entrada y de salida del sólido y del aire caliente. Así, para el cálculo de las entalpías del sólido se asume una temperatura de referencia, T_{ref} , igual a 0 °C, y la temperatura de salida del sólido se impone como la temperatura máxima T_{L2} que puede alcanzar el sólido. Se usa la Ecuación 78.

$$H_{Li} = (C_L + C_w \cdot X_i) \cdot (T_{Li} - T_{ref}) \quad \text{Ecuación 78}$$

donde:

- H_{Li} ($i = 1, 2$) es la entalpía del sólido a la entrada, H_{L1} , y la entalpía de salida, H_{L2} , (kJ/kg).
- C_L es la capacidad calorífica del sólido (kJ/kg·K).
- C_w es la capacidad calorífica del agua, asumiéndose un valor constante de 4,18 kJ/kg·K (a 25 °C).
- La temperatura de salida del gas, T_1 , se calcula asumiendo un número total de unidades de transferencia de calor igual a 2 [34], mediante la Ecuación 79.

$$N_{Ogt} = \ln \left(\frac{T_2 - T_w}{T_1 - T_w} \right) \quad \text{Ecuación 79}$$

donde:

- T_w es la temperatura húmeda del gas a la temperatura de entrada (°C).
- N_{Ogt} es el número total de unidades de transferencia de calor.

Conociendo las temperaturas de entrada y de salida del gas, se emplean las Ecuaciones 80 y 81, correspondientes al balance de materia y energía. Ahora, se puede obtener el caudal de gas caliente necesario y la humedad final tras su paso por el secador:

$$G_S \cdot (Y_2 - Y_1) = L_S \cdot (X_2 - X_1) \quad \text{Ecuación 80}$$

$$L_S \cdot (H_{L1} - H_{L2}) = G_S(H_1 - H_2) + Q_p \cdot G_S \cdot H_2 \quad \text{Ecuación 81}$$

donde:

- H_i ($i=1,2$) es la entalpía de entrada del sólido H_2 y la entalpía de salida H_1 (kJ/kg).
- Q_p es la pérdida de calor con relación a la energía aportada por la corriente de entrada del aire caliente, expresada en tanto por ciento. Se asume un 15% de pérdidas.

La pérdida total de calor en el secador, Per_Q , expresada en kJ/h viene definida por la Ecuación 82. Este método de diseño se basa en repartir la pérdida de calor total entre las tres zonas de forma proporcional al número de unidades de transferencia de cada una. En la primera iteración se asignan una pérdida del 17% en la zona I, una del 65% en la zona II y un 18% de pérdida en la zona III.

$$Per_Q = Q_p \cdot G_S \cdot H_2 \quad \text{Ecuación 82}$$

Se calcula el número de unidades de transferencia de cada una de las zonas:

- Cálculo de $N_{O_{GT}}$ en la Zona III: se asume que no hay evaporación, de modo que la humedad del gas en el punto D de la Figura 38, es igual a la humedad de entrada del gas ($Y_D = Y_2$) y la humedad del sólido en ese mismo punto es igual a la humedad del sólido a la salida del secador ($X_D = X_2$).

Se aplica la Ecuación 83, que permite conocer el valor de la temperatura en el punto D (T_D), tras conocer el valor de la entalpía H_D y la humedad. Se asume que la entalpía del sólido en el punto D se determina a la temperatura T_w . La entalpía del sólido se calcula mediante la Ecuación 78.

$$G_S \cdot (H_2 - H_D) = L_S \cdot (H_{L2} - H_{LB}) + q_{pIII} \cdot Per_Q \quad \text{Ecuación 83}$$

La variación de la temperatura se puede calcular a partir del siguiente balance de energía:

$$\Delta T_{III} = L_S \cdot \left(\frac{H_{L2} - H_{LB}}{G_S \cdot c_{sIII}} \right) \quad \text{Ecuación 84}$$

donde:

- ΔT_{III} es la variación de temperatura la temperatura en la zona III (°C).
- c_{sIII} es el calor específico húmedo del aire en la zona III (kJ/ kg·K).
- H_{LB} es la entalpía del sólido en el punto B (kJ/kg).
- q_{pIII} es la pérdida de calor en la zona III del secador expresada en tanto por uno.

El número de unidades en la zona ($N_{OGt_{III}}$) viene determinada por la Ecuación 85, aunque previamente se calcula $\Delta T_{ml_{III}}$ empleando la Ecuación 86.

$$\Delta T_{ml_{III}} = \frac{T_2 - T_{L2} - (T_D - T_w)}{\ln\left(\frac{T_2 - T_{L2}}{T_D - T_w}\right)} \quad \text{Ecuación 85}$$

$$N_{OGt_{III}} = \frac{\Delta T_{III}}{\Delta T_{ml_{III}}} \quad \text{Ecuación 86}$$

- Cálculo de N_{OGt} en la Zona I: al igual que en la zona III, se asume que no hay evaporación, de modo que la humedad del gas en el punto C de la Figura 38 es igual a la humedad de salida del gas ($Y_C = Y_1$) y la humedad del sólido en ese mismo punto es igual a la humedad del sólido a la entrada del secador ($X_C = X_1$).

Se aplica la Ecuación 87, que permite conocer el valor de la temperatura en el punto C (T_C), tras conocer el valor de la entalpía H_C y la humedad. Se asume que la entalpía del sólido en el punto C se determina a la temperatura T_w . La entalpía del sólido se calcula mediante la Ecuación 78.

$$G_s \cdot (H_2 - H_C) = L_s \cdot (H_{LA} - H_{L1}) + q_{pl} \cdot Per_Q \quad \text{Ecuación 87}$$

La variación de la temperatura se puede calcular a partir del siguiente balance de energía:

$$\Delta T_I = L_s \cdot \left(\frac{H_{LA} - H_{L1}}{G_s \cdot c_{sI}} \right) \quad \text{Ecuación 88}$$

donde:

- ΔT_I es la variación de temperatura la temperatura en la zona I ($^{\circ}C$).
- c_{sI} es el calor específico húmedo del aire en la zona I ($kJ/kg \cdot K$).
- H_{LA} es la entalpía del sólido en el punto A (kJ/kg).
- q_{pl} es la pérdida de calor en la zona I del secador expresada en tanto por uno.

El número de unidades en la zona (N_{OGt_I}) viene determinada por Ecuación 90, aunque previamente se calcula ΔT_{ml_I} empleando la Ecuación 89.

$$\Delta T_{ml_I} = \frac{T_C - T_w - (T_1 - T_{L1})}{\ln\left(\frac{T_C - T_w}{T_1 - T_{L1}}\right)} \quad \text{Ecuación 89}$$

$$N_{OGt_I} = \frac{\Delta T_I}{\Delta T_{ml_I}} \quad \text{Ecuación 90}$$

- Cálculo de N_{OGt} en la Zona II: en esta zona se asume que se evapora toda la humedad a temperatura constante, igual a T_w . La variación de la temperatura (ΔT_{per}) debida a las pérdidas de calor se puede calcular a partir del siguiente balance de energía:

$$\Delta T_{per} = q_{pII} \cdot \left(\frac{Per_Q}{G_s \cdot c_{sII}} \right) \quad \text{Ecuación 91}$$

La variación de temperatura en la zona II, viene definida por tanto por la Ecuación 92.

$$\Delta T_{II} = (T_D - T_C) - \Delta T_{per} \quad \text{Ecuación 92}$$

donde:

- ΔT_I es la variación de temperatura la temperatura en la zona I (°C).
- q_{pII} es la pérdida de calor en la zona II del secador expresada en tanto por uno.
- c_{sII} es el calor específico húmedo del aire en la zona II (kJ/ kg·K).

El número de unidades en la zona N_{oGtII} viene determinada por la Ecuación 94, aunque previamente se calcula ΔT_{mlII} empleando la Ecuación 93.

$$\Delta T_{m,II} = \frac{T_D - T_w - (T_C - T_w)}{\ln \left(\frac{T_D - T_w}{T_C - T_w} \right)} \quad \text{Ecuación 93}$$

$$N_{oGtII} = \frac{\Delta T_{II}}{\Delta T_{ml,II}} \quad \text{Ecuación 94}$$

Con los cálculos anteriores se puede comprobar si el reparto global de las pérdidas de calor se aproxima a los supuestos iniciales. En este caso, los valores no se aproximan a los supuestos de partida, por lo que se reasignan los valores de q_{pIII} , q_{pII} , q_{pI} obtenidos y se aplican las ecuaciones a partir de la Ecuación 83.

Cuando el reparto de las pérdidas de calor calculadas en función del número de unidades de transferencias es aproximadamente igual a los valores asignados previamente, se puede determinar la sección transversal mínima del secador como sigue:

$$S_{min} = G_s \cdot \left(\frac{1 + Y_1}{F_{Gmax}} \right) \quad \text{Ecuación 95}$$

donde:

- S_{min} es la sección transversal mínima del secador (m²).
- F_{Gmax} es el flujo máximo de gas en el secador (kg/h·m²), con un valor de 2.500 kg/ h·m² [34].

A continuación, se calcula el diámetro mínimo usando la Ecuación 96.

$$S_{min} = \pi \cdot \frac{D_{min}^2}{4} \quad \text{Ecuación 96}$$

donde:

- D_{min} es el diámetro mínimo del secador (m).

En el cálculo de la longitud del secador, se impone un flujo de gas igual al máximo. En primer lugar, se emplea la Ecuación 97, para calcular el coeficiente volumétrico de transferencia de calor ha , correlación aplicable en ausencia de datos específicos para el tipo de secador empleado [34].

$$ha = K \cdot \frac{F_G^{0,67}}{D_{min}} \quad \text{Ecuación 97}$$

donde:

- ha es el coeficiente volumétrico de transferencia de calor ($\text{kJ/m}^3 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}$).
- K es una constante que toma el valor de 3,5 [34].

Una vez determinado ha es posible conocer la altura de la unidad de transferencia (Ecuación 98) y la longitud total del secadero (Ecuación 99).

$$H_{OGt} = \frac{G_s}{S_{min}} \cdot \frac{c_{sII}}{ha} \quad \text{Ecuación 98}$$

$$Z = H_{OGt} \cdot (N_{OGtI} + N_{OGtII} + N_{OGtIII}) \quad \text{Ecuación 99}$$

donde:

- H_{OGt} es la altura de la unidad de transferencia (m).
- Z es la altura total del secador (m).

Finalmente, se comprueba que la relación entre la longitud y el diámetro se encuentra entre 4 y 10; en este caso la relación es de 5,1. En la Tabla 26, se muestran los resultados del diseño del secador. En el ANEXO XIV. Código del diseño del secador de tambor rotativo, se proporcionan el código del diseño y los resultados.

Tabla 26. Resultados del diseño de tambor rotativo

Parámetro	Valor	Parámetro	Valor
c_{sI} (kJ/kg · K)	1,073	N_{OGtI}	0,1681
c_{sII} (kJ/kg · K)	1,056	N_{OGtII}	1,117
c_{sIII} (kJ/kg · K)	1,04	N_{OGtIII}	0,03398
ΔT_I (°C)	3,152	$N_{OGt_{total}}$	1,319
ΔT_{II} (°C)	52,64	Per_Q (kJ/h)	137.550
ΔT_{III} (°C)	3,147	Q_P (%)	15
ΔT_{mlI} (°C)	18,75	$q_{PIII_{it}}$	0,02576
ΔT_{mlII} (°C)	47,13	$q_{PII_{it}}$	0,8468
ΔT_{mlIII} (°C)	92,62	$q_{PI_{it}}$	0,1274
ΔT_{per} (°C)	21,41	S_{min} (m ²)	2,142
D_{min} (m)	1,652	T_1	55,87
G_s (kg/h)	5172	T_C	62,13
ha (kJ/m ³ · h · °C)	400,6	T_D	136,2
H_1 (kJ/kg)	148	X_A	0,0753
H_C (kJ/kg)	154,7	X_B	0,0152
H_D (kJ/kg)	173,3	Y_1	0,03524
H_{LA} (kJ/kg)	79,47	Y_C	0,03524
H_{LB} (kJ/kg)	68,74	Y_D	0,01308
H_{OGt} (m)	6,363	Z (m)	8,394

En la Figura 40 se muestra un esquema con la información de los caudales y temperaturas de las corrientes de entrada y salida del secador.

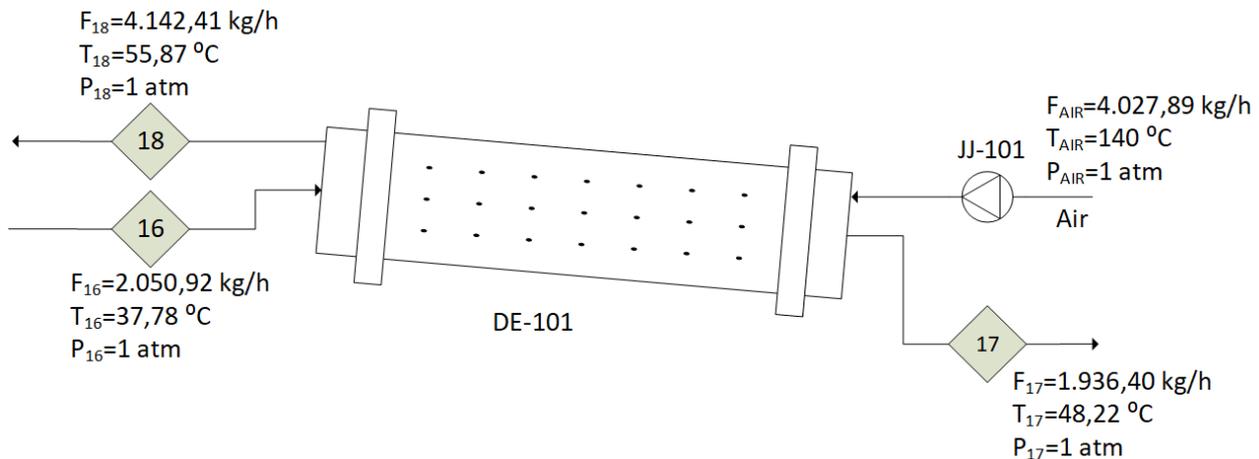


Figura 40. Diagrama y condiciones de operación obtenidos del secador rotativo.

4.10 Bombas de impulsión

En este apartado se explicará cómo se han determinado el perfil de presión en las corrientes que forman parte de la planta. Se debe tener en consideración que se han asumido despreciables las pérdidas de carga de todas las

líneas a excepción de las líneas 5, 7, 8 y 14, con el fin de balancear las presiones del sistema. Esto se debe a que las pérdidas de carga en las líneas mencionadas no se pueden considerar despreciables debido a los valores de longitud de tramo recto y las longitudes equivalentes. Considerando las pérdidas de carga, se podrá estimar la cota del punto de unión entre la línea que parte del rebosadero del cristizador (corriente 11) y la que llega como alimentación externa al mismo (corriente 8), como se muestra más abajo. Las pérdidas de carga de las líneas se han calculado teniendo en cuenta la suma de las longitudes de los tramos rectos y la longitud equivalente asociada a los accesorios, tales como tés de unión, válvulas de corte y de retención y codos. Al no estar definido el *layout* de la planta, se ha supuesto un número razonable de accesorios, así como unas distancias realistas para las dimensiones de los equipos de la planta diseñada.

Para calcular las pérdidas de carga de las líneas mencionadas se ha empleado la Ecuación 100.

$$hf_{AB} = 4f \cdot \frac{L + \Sigma L_{eq}}{D_{tub}} \cdot \frac{u_{real}^2}{2} \quad \text{Ecuación 100}$$

donde:

- hf_{AB} es la pérdida de carga mecánica entre los puntos A y B (m^2/s^2).
- $4f$ es el factor de fricción de Darcy - Weisbach. Se define como 4 veces el factor de fricción de Fanning f . Se obtiene haciendo uso del ábaco de Moody (ANEXO XVI), calculando previamente el número de Reynolds y determinando la rugosidad relativa, que a su vez se obtiene conociendo el tipo de material y el diámetro interno.

El diámetro interno se obtiene a partir del caudal volumétrico de la línea y suponiendo una velocidad en torno a 1 m/s. El valor obtenido permite elegir el valor normalizado más próximo, de modo que se recalcula la velocidad para obtener su valor real.

- L es la suma de las longitudes del tramo recto de la tubería que recorre el fluido (m).
- L_{eq} es la longitud equivalente asociada a los accesorios de la línea. Se obtiene a partir del nomograma (ANEXO XVI), para el cual hace falta conocer el tipo de accesorios y el diámetro de la tubería (m).
- u_{real} es la velocidad real de circulación del fluido en la línea (m/s).

Las pérdidas de carga en cada una de las líneas mencionadas se muestran en la Tabla 27.

Tabla 27. Pérdidas de carga mecánica en cada línea.

Línea	hf_{AB} (m^2/s^2)
5	12,66
7	7,14
8	10,20
14	7,38

A continuación, se detalla cómo se ha obtenido el valor de las presiones en cada una de las líneas del sistema.

La presión de operación del primer evaporador (FE-101) es de 0,645 atm. La presión de la corriente 3 en la cota inferior es 1,37 atm, en la entrada del segundo efecto, igual a la presión de operación del equipo anterior más la columna de líquido en el tubo de descarga del separador líquido-vapor por el que circula la corriente 3, y también la corriente 5, que es de 7,76 m, y representa el 65% de la altura de los evaporadores. La configuración seguida para el evaporador de doble efecto de la planta se basan en la dispuesta en la Figura 41, consta de evaporadores de tipo tubular y de separadores de líquido vapor para cada efecto.

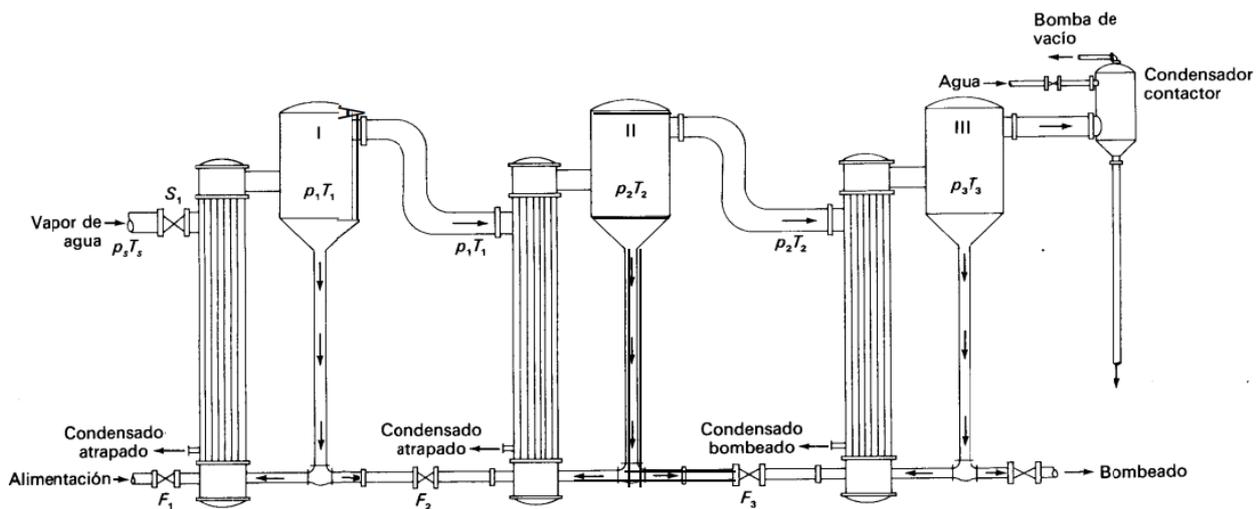


Figura 41. Configuración de un evaporador de triple efecto basado en evaporador de tipo tubular con circulación natural [58].

Tal y como se muestra en la Figura 42, en la corriente 5 se han considerado dos cotas: la cota superior, donde solo hay vapor, cuya presión es 0,20 atm (presión de operación del segundo evaporador), y la cota inferior cuya presión es 1 atm. Es posible alcanzar la presión atmosférica debido a la longitud que se ha seleccionado para los tubos de descarga del separador L-V, para la cual se ha tenido en cuenta la columna de líquido y las pérdidas de carga de la línea (0,16 atm) entre la corriente 5 y el punto de unión con la corriente 6.

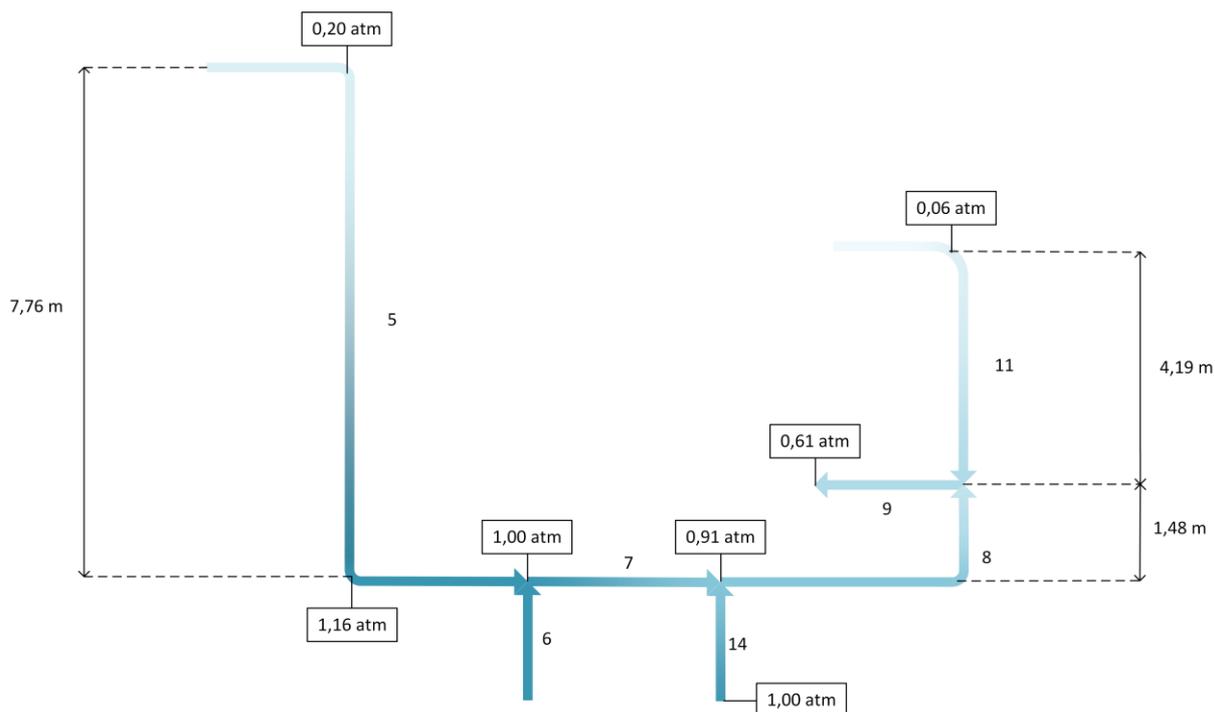


Figura 42. Esquema de la presión de las líneas comprendidas entre la salida del evaporador FE-101 y la entrada a la bomba P-101.

La corriente 6 proveniente de la zona de lavado S-101 tendrá la misma presión que la corriente 5 en su cota inferior de modo que puedan unirse, dando lugar a la corriente 7. A su vez, en la corriente 7 se produce una pérdida de carga de 0,09 atm debido a la longitud del tramo recto y las longitudes equivalente de los accesorios. La presión en el final de la corriente 7 es 0,91 atm. La corriente 14 tiene una presión inicial de 1 atm, por lo que la pérdida de carga en ella debe ser igual a la de 7 (la presión inicial de la corriente 7 es de 1 atm).

Por otra parte, la presión de la cota superior de la corriente 8 es la presión de la cota inferior menos la pérdida de carga en dicha línea (0,125 atm) y la presión debida a la columna de líquido, que tiene una altura de 1,48 m, siendo esta la cota del punto de unión entre las corrientes 8 y 11, tal y como se muestra en la Figura 43.

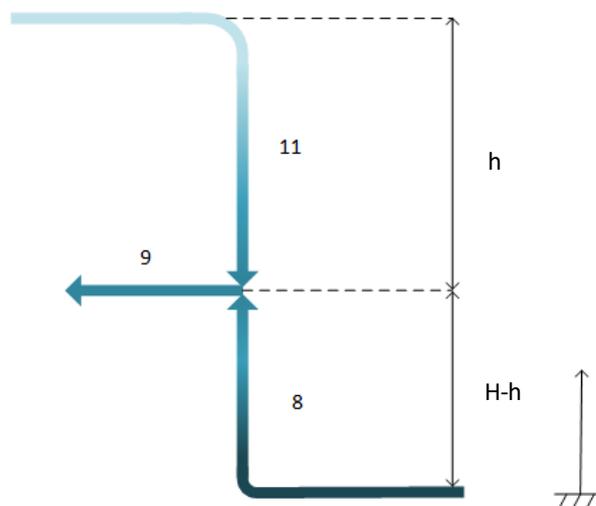


Figura 43. Representación esquemática del punto de unión de las corrientes 8 y 11, donde h representa la altura entre el punto de unión y el rebosadero, y H es la cota del rebosadero. Por tanto, $H-h$ es la cota del punto de unión.

La corriente 11 parte del rebosadero del cristalizador, de modo que su presión en la cota superior es la presión de operación del cristalizador (0,06 atm); y la cota inferior es igual a la presión de la cota superior más la columna de líquido correspondiente a la diferencia de cotas entre el rebosadero y el punto de unión con la corriente 8, antes mencionado. La altura del rebosadero se obtiene especificando el porcentaje de llenado del cristalizador, que es un 62%, en este caso, por lo que su valor es de 5,67 m. Así, las corrientes 11 y 8 se unen en un punto donde sus presiones se igualan (0,61 atm), dando como resultado la corriente 9 Figura 43. La corriente 9' es la impulsada por una bomba que proporciona la altura necesaria para vencer la pérdida de carga en el intercambiador de placas, de forma que la presión a la salida del intercambiador sea la presión de operación del cristalizador más la presión debida a la columna de líquido (suspensión líquida) contenida en este equipo (0,80 atm).

La corriente 13 tiene una presión de 0,855 atm, que es la suma de la presión de operación del cristalizador más la columna de líquido calculada con la cota del rebosadero del cristalizador y la densidad promedio del magma, es decir, de los cristales y el licor madre contenidos en la corriente (cuyo valor es 1449,66 kg/m³). La corriente 13 es impulsada por una bomba hasta alcanzar una presión de 1,10 atm, de modo que la presión a la salida del hidrociclón sea la presión atmosférica, pues se ha impuesto un valor de 0,10 atm para la pérdida de carga en este equipo. Por tanto, la presión de salida de la corriente 14 y 15, es la presión atmosférica. El decantador centrífugo aporta la energía necesaria para que el proceso de separación mecánica tenga lugar, de modo que se asume que la energía mecánica requerida en este equipo, incluyendo las pérdidas, es suministrada por el motor del propio equipo. La corriente de salida 16f se encuentra a presión atmosférica.

De acuerdo con lo anterior, para alcanzar la presión necesaria en las corrientes 9' y 13', se emplean dos bombas de impulsión. El diseño de las bombas se basa en calcular la altura que tienen que proporcionar al fluido que impulsan para que pueda circular entre dos puntos con un caudal determinado, eligiendo la más adecuada por catálogo.

Se aplica la ecuación de Bernoulli entre los puntos A y B para un fluido real incompresible bombeado:

$$\frac{P_A}{\rho} + g \cdot Z_A + \frac{u_A}{2} + \Delta Hb = \frac{P_B}{\rho} + g \cdot Z_B + \frac{u_B}{2} + hf_{AB} \quad \text{Ecuación 101}$$

donde:

- P_A y P_B son las presiones en los puntos A y B, respectivamente (Pa).
- Z_A y Z_B son las cotas en los puntos A y B, respectivamente (m).
- u_A y u_B son las velocidades del fluido en los puntos A y B, respectivamente (m/s).
- ΔHb es la altura desarrollada por la bomba (m²/s²). Para obtener su valor en Pa, es necesario multiplicar

por la densidad del fluido. Para el cálculo de la altura, se ha considerado un factor de seguridad del 10%, que es un valor recomendado en bibliografía [59]. Este factor sirve para compensar las pérdidas de carga que no se hayan tenido en cuenta durante el diseño. Las pérdidas de carga, que no son despreciables de las líneas 5, 7 y 8, representan entre un 10% y un 15% de pérdida respecto a la presión inicial de la línea correspondiente. Por tanto, la pérdida de carga del resto de corrientes que no se ha calculado, se asumen que son menores y el factor de seguridad del 10% las compensará.

- hf_{AB} es la pérdida de carga o de energía mecánica que se produce por fricción del fluido en la línea y en los accesorios que conectan ambos puntos, debido a cambios de dirección o de geometría localizados. Para los tramos 9-9' y 13-13' se considera despreciable este parámetro (m^2/s^2). Al principio del capítulo se especifican las líneas en las que se considera la pérdida de carga mecánica.

Otro parámetro característico de las bombas es la altura neta positiva de succión, conocida como NPSH. Se define como la diferencia entre la presión en la succión y la presión de vapor a las condiciones de la aspiración, expresada en términos de altura (m^2/s^2), para lo cual es preciso dividir entre la densidad del fluido.

$$NPSH_{disp} = \frac{P_A - P^0}{\rho} + g \cdot Z_A - hf_{AA'} \quad \text{Ecuación 102}$$

donde:

- P^0 es la presión de vapor del fluido en las condiciones de la succión (Pa).
- $hf_{AA'}$ es la pérdida de carga mecánica entre el punto A y el A', siendo A el punto inicial de las líneas y A' el punto de succión o entrada a la bomba (m^2/s^2). Igualmente, este término se considera despreciable ya que la línea 9 no se ha incluido entre aquellas líneas en las que la pérdida de carga no es despreciable.

Para evitar que haya cavitación, el NPSH disponible o de la instalación donde se sitúe la bomba debe ser, al menos, un 20% superior al NPSH requerido o de la bomba seleccionada.

$$NPSH_{disp} \geq 1,2 \cdot NPSH_{req} \quad \text{Ecuación 103}$$

El último parámetro calculado es la potencia consumida por la bomba, definida por la Ecuación 104.

$$P_{\text{útil}} = \Delta H_b \cdot F \quad \text{Ecuación 104}$$

donde:

- F es el caudal másico que pasa por la bomba (kg/s).

Los resultados obtenidos para cada una de las bombas se adjuntan en la Tabla 28.

Tabla 28. Resultados del diseño de las bombas.

Bomba	P-101	P-102
Q_i (m ³ /h)	160,2	3,76
ΔH_b (Pa)	37.121,58	10.142,63
ΔH_b (m.c.a)	3,79	1,03
$P_{\text{útil}}$ (W)	1.652,62	10,59

REFERENCIAS

- [1] T. P. Hanusa, «Magnesium. Encyclopedia Britannica.,» 3 abril 2020. [En línea]. Available: <https://www.britannica.com/science/magnesium>. [Último acceso: 12 octubre 2020].
- [2] M. Seeger, W. Otto, W. Flick, F. Bickelhaupt y O. S. Akkerman, Magnesium Compounds, American Cancer Society, 2011.
- [3] FERTISUR S.A.C, «Sulfato de Magnesio Heptahidratado | Fertilizante,» [En línea]. Available: <http://www.fertisur.com/producto/sulfato-de-magnesio-heptahidratado/>. [Último acceso: 13 octubre 2020].
- [4] Antonio Tarazona S.A., «INFORMACIÓN TÉCNICA Y FICHA DE DATOS DE SEGURIDAD DEL SULFATO DE MAGNESIO,» [En línea]. Available: http://www.agromodol.com/uploads/documentos/b3c7bSulfat_de_Magnesi.pdf. [Último acceso: 13 octubre 2020].
- [5] Chemical book, «Magnesium sulfate heptahydrate,» [En línea]. Available: www.chemicalbook.com/ChemicalProductProperty_EN_cb9667185.htm. [Último acceso: 12 octubre 2020].
- [6] K+S, «Epsom Salt pure, technical,» [En línea]. Available: <https://www.kpluss.com/en-us/our-business-products/industry/industrial-products/epsom-salt-pure-technical/>. [Último acceso: 15 octubre 2020].
- [7] Epsom salt council, «Uses and benefits of Epsom salt,» [En línea]. Available: <https://www.epsomsaltcouncil.org/>. [Último acceso: 15 octubre 2020].
- [8] R. Wotherspoon Schrader, *Diseño y construcción de planta piloto para la obtención de sulfato de magnesio heptahidratado por medio de un proceso de cristalización continua*, Química Mavar, 2008.
- [9] Y. Abalı, M. Çopur y M. Yavuz, «Determination of the optimum conditions for dissolution of magnesite

- with H₂SO₄ solutions,» *Indian Journal of Chemical Technology*, vol. 13, pp. 391-397, 7 2006.
- [10] R. v. Baak, E. Bol, X. Cui, A. Denkova, R. Gielen, J. Haaring, M. v. d. Hoeven, M. Regenbogen, R. Roostenberg y M. Steenbakker, *The production of epsom salt from magnesium hydroxide, sulphuric acid and waste magnesium sulphate*, Delft University of Technology, 2001.
- [11] F. O. Wood, R. H. Ralston y J. M. Hills, «Salt,» *Encyclopedia Britannica*, 23 Mar 2020. [En línea]. Available: <https://www.britannica.com/science/salt..> [Último acceso: 21 enero 2021].
- [12] A. A. Hussein, K. Zohdy y M. Abdelkreem, «Seawater bittern a precursor for magnesium chloride separation: Discussion and assessment of case studies,» *International Journal of Waste Resources*, vol. 7, n° 1, pp. 1-6, 2017.
- [13] J. Kaps, B. Bernd, S. Heinz, S. Jürgen y D. Stephan, «Production of epsomite and sodium chloride from bittern comprises adding recycled mother liquor, concentrating to crystallize sodium chloride and cooling to crystallize epsomite». Germany Patente DE10256046A1, 2002.
- [14] Narayan S. Tavare, *Industrial Crystallization: Process Simulation Analysis and Design*, Springer US, 2013.
- [15] B. K. Dutta, *PRINCIPLES OF MASS TRANSFER AND SEPARATION PROCESSES*, PHI Learning, 2007.
- [16] Mettler-Toledo (HK) MTCN Limited, «Recrystallization,» [En línea]. Available: https://www.mt.com/hk/en/home/applications/L1_AutoChem_Applications/L2_Crystallization/recrystallization.html. [Último acceso: 9 julio 2021].
- [17] S. Ramalingom, J. Podder y S. Narayana Kalkura, *Crystallization and Characterization of Orthorhombic β-MgSO₄ · 7H₂O*, vol. 36, John Wiley & Sons, Ltd, 2001, pp. 1357-1364.
- [18] Datawheel, «Magnesium sulphate OEC,» [En línea]. Available: <https://oec.world/en/profile/hs92/magnesium-sulphate>. [Último acceso: 5 febrero 2021].
- [19] MARKET RESEARCH FUTURE, «Global Magnesium Sulfate Market,» [En línea]. Available:

- <https://www.marketresearchfuture.com/reports/magnesium-sulphate-market-2282>. [Último acceso: 6 febrero 2021].
- [20] Future Market Insights, «Magnesium Sulphate Market,» [En línea]. Available: <https://www.futuremarketinsights.com/reports/magnesium-sulphate-market>. [Último acceso: 6 febrero 2021].
- [21] Alfa Laval, «Intercambiador de calor de placas (Alfa Laval MA30),» [En línea]. Available: https://www.alfalaval.com/globalassets/documents/products/heat-transfer/plate-heat-exchangers/product-leaflets-languages/spanish/alfa-laval-ma30_che00134es.pdf. [Último acceso: 5 septiembre 2021].
- [22] A.E. ERICA, «Cauchos : Comportamiento frente a fluidos,» [En línea]. Available: <http://www.erica.es/cauchos-comportamiento-frente-a-fluidos/>. [Último acceso: 5 septiembre 2021].
- [23] GEA Process Engineering, «DTB crystallizers working principle,» 2017. [En línea]. Available: <http://video.gea.com/dtb-crystallizers-working-principle>. [Último acceso: 20 junio 2021].
- [24] PQ Corporation, «PQ Magnesium sulfate. Crystal and liquid products,» [En línea]. Available: https://www.pqcorp.com/docs/default-source/recommended-literature/pq/magnesium-sulfate/89-5-magnesium-sulfate.pdf?sfvrsn=430abded_8. [Último acceso: 15 febrero 2021].
- [25] J. D. Seader, E. J. Henley y D. K. Roper, Separation Process Principles, vol. 25, New York: Wiley, 1998.
- [26] Whiting Equipment Canada Inc., «Swenson Crystallization Equipment,» [En línea]. Available: <http://crystallisation.pbworks.com/f/Swenson+Crystallization+Equipment.pdf>.
- [27] L. Svarovsky, Hydrocyclones, Technomic Publishing Company, 1984.
- [28] L. R. Castilho y R. A. Medronho, *A simple procedure for design and performance prediction of Bradley and Rietema hydrocyclones*, vol. 13, 2000, pp. 183-191.
- [29] Alfa Laval Iberia S.A., «Decantadores Centrífugos,» [En línea]. Available: <https://www.alfalaval.es/productos-y-soluciones/separacion/separadoras-centrifugas/decantadores->

- centrifugos/. [Último acceso: 24 marzo 2021].
- [30] R. H. Perry, D. W. Green y J. O. Maloney, *Perry's Chemical Engineers' Handbook*, McGraw-Hill, 1999.
- [31] Xuanyu Machinery Equipment Co. Ltd, «Circular vibrating sieve,» [En línea]. Available: <https://xuanyumachinery.com/products/circular-vibrating-sieve>. [Último acceso: 20 junio 2021].
- [32] Beidoou, «Vibrating Screen Types & Working Principle,» [En línea]. Available: <https://www.beidoou.com/mining/vibrating-screen-types-and-working-principle.html>. [Último acceso: 20 junio 2021].
- [33] J. L. P. Barrachina, «COMBUSTIBLES ALTERNATIVOS PARA SU EMPLEO EN MOTORES TERMICOS,» [En línea]. Available: <http://personales.upv.es/~jlpeidro/bio/bio.htm>.
- [34] P. Ollero de Castro, *Tema 10: Secado de sólidos. Operaciones de separación*, Grado en Ingeniería Química. Universidad de Sevilla, 2018.
- [35] R. E. Treybal, *Operaciones de transferencia de masa*, 1999.
- [36] Packo Inox Ltd, *Industrial Pumps. Stainless steel centrifugal pumps for the general industries*, Diksmuide, Bélgica.
- [37] D. W. Oliveira de Medeiros, *DWSIM*.
- [38] F-Chart Software, *Engineering Equation Solver*.
- [39] Microsoft, «Microsoft Excel,» [En línea]. Available: <https://www.microsoft.com/es-es/microsoft-365/excel>.
- [40] C. A. Estrada Pinto y L. A. Flores Pren, «Algoritmo para el diseño conceptual de evaporadores de multiple efecto,» *Tecnología, Ciencia, Educación*, vol. 15, nº 1, pp. 12-22, 2000.
- [41] D. Velázquez Alonso, *Tema 1: Cambiadores de calor. Tecnología energética*, Grado en Ingeniería Química. Universidad de Sevilla, 2018.

- [42] J. Gómez Caturla, *Diseño de una unidad de evaporación multiefecto para la concentración de zumo de granada*, Universitat Politècnica de València, 2019.
- [43] J. F. Coronel Toro, *Colección de s, Gráficas y Ecuaciones de Transmisión de Calor*, Sevilla: Dpto. de Ingeniería Energética, Universidad de Sevilla, 2014.
- [44] S. Kakaç, H. Liu y A. Pramuanjaroenkij, *Heat Exchangers: Selection, Rating, and Thermal Design*, Third Edition, Taylor & Francis, 2012.
- [45] A. M. Flynn, T. Akashige y L. Theodore, *Kern's Process Heat Transfer*, Wiley, 2019.
- [46] F. Mota, E. C. y M. R. , «Modeling and Design of Plate Heat Exchanger,» IntechOpen, 2014. [En línea]. Available: <https://www.intechopen.com/books/heat-transfer-studies-and-applications/modeling-and-design-of-plate-heat-exchanger>. [Último acceso: 19 diciembre 2020].
- [47] H. Martin, «A theoretical approach to predict the performance of chevron-type plate heat exchangers,» *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, vol. 35, nº 4, pp. 301-310, 1996.
- [48] J. M. Marín Herrero y S. Guillén Lambea, *Diseño y cálculo de intercambiadores de calor monofásicos*, Madrid: Paraninfo, 2013.
- [49] S. Ramesh K. y S. Dušan P., *Fundamentals of Heat Exchanger Design*, John Wiley & Sons, Inc., 2003.
- [50] T. Zaleski y K. Klepacka, «Plate heat exchangers—method of calculation, charts and guidelines for selecting plate heat exchanger configurations,» *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, vol. 31, nº 1, pp. 49-56, 1992.
- [51] A. L. Christopher Haslego, *Designing plate and frame heat exchangers*.
- [52] Propellent Energy Technology Co., «Plate evaporator,» [En línea]. Available: <https://www.plphe.com/exchanger/exchangerShow-35.html>. [Último acceso: 17 julio 2021].
- [53] E. Ortega-Rivas, *Unit operations of particulate solids : theory and practice*, Boca Raton, FL: CRC Press, 2012.

- [54] K. Rietema, «Performance and design of hydrocyclones—II: Pressure drop in the hydrocyclone,» *Chemical Engineering Science*, vol. 15, n° 3, pp. 303-309, 1961.
- [55] L. G. M. Vieira, E. A. Barbosa, J. J. R. Damasceno y M. A. S. Barrozo, «Performance analysis and design of filtering hydrocyclones,» *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, vol. 22, n° 1, pp. 143-152, 3 2005.
- [56] A. Records y K. Sutherland, «Chapter 4 - Decanter Theory,» *Decanter Centrifuge Handbook*, pp. 147-214, 2001.
- [57] HEBEI GN SOLIDS CONTROL CO.,LTD, «Industry Decanter Centrifuge,» [En línea]. Available: <https://www.eurotech.supply/download/GN-DecanterCentrifuge.pdf>. [Último acceso: 24 marzo 2021].
- [58] W. McCabe, J. Smith y P. Harriott, *Unit Operations of Chemical Engineering*, McGraw-Hill Education, 2005.
- [59] HVAC&R, *Centrifugal pump selection-Part one*, 2013.
- [60] GEA Process Engineering, «Mass Crystallization from solutions,» [En línea]. Available: https://www.gea.com/es/binaries/crystallization-solution-forced-circulation-oslo-dtb-crystallizer-gea_tcm25-34854.pdf.

ANEXO I. CÓDIGO DEL DISEÑO DEL EVAPORADOR DE DOBLE EFECTO

"Diseño Evaporador de múltiple efecto [40, 41, 42, 43, 44, 45]"

"Datos del problema"

N=2

{U_Ef1=1,250 [kW/m²·°C] "Coeficiente global de transferencia del efecto 1-Apunte tecnología energética [41]"

U_Ef2=1,250 [kW/m²·°C] "Coeficiente global de transferencia del efecto 2- Apunte tecnología energética [41] "}

U_Ef1=0,95474 [kW/m²·°C]

U_Ef2= 0,61657 [kW/m²·°C]

F_1= 2,5844 [kg/s] "Balance de materia"

x_1=0,10 "Dato del balance de materia"

x_5=0,3487 "Dato del balance de materia-Modificado"

T_1=294,25 [K] "Dato del enunciado"

P_vapor=1,4 [bar] "Valor impuesto"

T_in=(T_sat(Water;P=P_vapor)) "K" "Temperatura del vapor de entrada se supone que está saturado"

Tsat_4=60+273,15 [k] "Temperatura de salida del vapor del segundo efecto"

"Balance de materia"

F_5=(F_1*x_1)/x_5 "Flujos máxicos de la disolución concentrada"

V_total=F_1-F_5 "Vapor total generado"

"Primera iteración:Se supone la misma cantidad de agua evaporada en todos los efectos"

V_1=V_total/N

V_2=V_total/N

x_3=x_1*F_1/(F_1-(V_1))

"Cálculo de EPE efecto 2"

"Datos"

PM_MgSO4=120,366 [g/mol]

PM_H2O= 18 [g/mol]

DELTAH_vap=2256,4 [kJ/kg] "Entalpía de vaporización del agua a 1 atm"

T_ebull=100 [°C] "Temperatura de ebullición del agua"

{T_5sat=321,15 "K" "Primera iteración- Dato tomado de las tablas de vapor"}

x5_MgSO4= (x_5/PM_MgSO4)/(((x_5/PM_MgSO4)+(1-x_5)/PM_H2O))"Composición molar"

EPE_ef2=((8,1314)*(T_ebull+273,15)^2*ln(1/(1-2*x5_MgSO4)))/(DELTAH_vap*PM_H2O) "Elevación del punto de ebullición del efecto 2"

T_5=Tsat_4+EPE_ef2

"Cálculo de EPE_i"

EPE_ef1=EPE_ef2*(x_3/x_5)

EPE_total=EPE_ef2+EPE_ef1

"Cálculo de diferencia de T útil"

DELTAT_global=T_in-Tsat_4

DELTAT_útil=DELTAT_global-EPE_total

"Cálculo de diferencia de T en cada efecto"

DELTAT_ef1=DELTAT_útil*(1/U_ef1)/(1/U_ef1+1/U_ef2)

DELTAT_ef2=DELTAT_útil*(1/U_ef2)/(1/U_ef1+1/U_ef2)

"Cálculo de T en cada efecto hasta N-1 efecto"

"Cálculo EPE efecto 1 mediante la ecuación"

x3_MgSO4= (x_3/PM_MgSO4)/(((x_3/PM_MgSO4)+(1-x_3)/PM_H2O))"Composición molar"

EPE_ef1it=((8,1314)*(T_ebull+273,15)^2*ln(1/(1-2*x3_MgSO4)))/(DELTAH_vap*PM_H2O) "Elevación del punto de ebullición del efecto 2"

T_3=T_in-DELTAT_ef1

T_5it=T_3-EPE_ef1it-DELTAT_ef2

$$T_2 = T_3 - \text{EPE}_{\text{ef1it}}$$

$$T_4 = T_5 - \text{EPE}_{\text{ef2}}$$

$$\text{error}_{\text{it}} = \text{abs}((T_5 - T_{5\text{it}})/T_5) * 100$$

"Cálculo de diferencia de T útil real"

$$\text{EPE}_{\text{total_real}} = \text{EPE}_{\text{ef2}} + \text{EPE}_{\text{ef1it}}$$

$$\text{DELTA}T_{\text{úti_real}} = \text{DELTA}T_{\text{global}} - \text{EPE}_{\text{total_real}}$$

"Balance de energía y materia reales para cada efecto"

"Datos"

$$T_{\text{ref}} = 273,16 \text{ [K]}$$

$$h_1 = 12,793 \text{ [kJ/kg]} \text{ "Entalpía de la disolución a la T de entrada-Diagrama entalpía-concentración"}$$

$$\lambda_{\text{in}} = \text{Enthalpy_vaporization}(\text{Steam}; T = T_{\text{in}})$$

$$h_2 = \text{Enthalpy}(\text{Water}; T = T_2; x = 1) - \text{Enthalpy}(\text{Water}; T = 298; p = 1,013) + \text{Enthalpy}(\text{Water}; T = T_{\text{ref}}; p = 1,013)$$

$$h_5 = -48,846 \text{ [kJ/kg]} \text{ "Entalpía de la disolución a la } T_{5\text{it}} \text{ y } x_5 \text{ de salida-Diagrama entalpía-concentración"}$$

$$\lambda_2 = \text{Enthalpy_vaporization}(\text{Steam}; T = T_2)$$

$$h_4 = \text{Enthalpy}(\text{Water}; T = T_4; x = 1) - \text{Enthalpy}(\text{Water}; T = 298; p = 1,013) + \text{Enthalpy}(\text{Water}; T = T_{\text{ref}}; p = 1,013)$$

$$h_3 = 209,34 \text{ "Iteración con el diagrama, ya que la única incógnita es } x_3 \text{ y no existe una ecuación que relacione } x_3 \text{ con } h_3 \text{"}$$

$$F_1 * h_1 + V_{\text{in}} * \lambda_{\text{in}} = V_{2\text{real}} * h_2 + F_3 * h_3$$

$$F_3 * h_3 + V_{2\text{real}} * \lambda_2 = V_{4\text{real}} * h_4 + F_5 * h_5$$

$$F_1 = F_3 + V_{2\text{real}}$$

$$F_3 = F_5 + V_{4\text{real}}$$

$$F_1 * x_1 = F_3 * x_{3\text{real}}$$

"Cálculo de áreas"

$$q_1 = V_{\text{in}} * \lambda_{\text{in}}$$

$$q_2 = V_{2\text{real}} * \lambda_2$$

$$A_1 = q_1 / (U_{\text{ef1}} * \text{DELTA}T_{\text{ef1}})$$

$$A_2 = q_2 / (U_{\text{ef2}} * \text{DELTA}T_{\text{ef2}})$$

$$A_{\text{prom}} = (q_1/U_{\text{ef1}} + q_2/U_{\text{ef2}}) / \text{DELTAT}_{\text{úti_real}}$$

"Iteración de áreas"

$$\text{DELTAT}_{\text{ef1it}} = q_1 / (U_{\text{ef1}} * A_{\text{prom}})$$

$$\text{DELTAT}_{\text{ef2it}} = q_2 / (U_{\text{ef2}} * A_{\text{prom}})$$

"-----ITERACIÓN-----"

"Cálculo de diferencia de T útil real, tras iteración de áreas"

$$T_{\text{3it}} = T_{\text{in}} - \text{DELTAT}_{\text{ef1it}}$$

$$T_{\text{5it_2}} = T_{\text{3it}} - \text{EPE}_{\text{ef1it}} - \text{DELTAT}_{\text{ef2it}}$$

$$T_{\text{2it}} = T_{\text{3it}} - \text{EPE}_{\text{ef1it}}$$

$$T_{\text{4it}} = T_{\text{5it_2}} - \text{EPE}_{\text{ef2}}$$

$$\text{EPE}_{\text{total_it}} = \text{EPE}_{\text{ef1it}} + \text{EPE}_{\text{ef2}}$$

$$\text{DELTAT}_{\text{útil_real_it}} = \text{DELTAT}_{\text{global}} - \text{EPE}_{\text{total_it}}$$

"Balance de energía y materia reales para cada efecto"

"Datos"

$$h_{\text{2it_EES}} = \text{Enthalpy}(\text{Water}; T=T_{\text{2it}}; x=1)$$

$$h_{\text{2it}} = \text{Enthalpy}(\text{Water}; T=T_{\text{2it}}; x=1) - \text{Enthalpy}(\text{Water}; T=298; p=1,013) + \text{Enthalpy}(\text{Water}; T=T_{\text{ref}}; p=1,013)$$

$$h_{\text{5_it_2}} = -47,5 \text{ [kJ/kg]} \text{ "Entalpía de la disolución a la } T_{\text{5it_2}} \text{ y } x_{\text{5}} \text{ de salida-Diagrama entalpía-concentración, la misma de antes ya que la temperatura no cambia mucho"}$$

$$\lambda_{\text{2it}} = \text{Enthalpy_vaporization}(\text{Steam}; T=T_{\text{2it}})$$

$$h_{\text{4it}} = \text{Enthalpy}(\text{Water}; T=T_{\text{4it}}; x=1) - \text{Enthalpy}(\text{Water}; T=298; p=1,013) + \text{Enthalpy}(\text{Water}; T=T_{\text{ref}}; p=1,013)$$

$$h_{\text{3it}} = 197,7 \text{ "Iteración con el diagrama, ya que la única incognita es } x_{\text{3it}} \text{ y no existe una ecuación que relacione } x_{\text{3it}} \text{ con } h_{\text{3it}}"$$

$$F_1 * h_1 + V_{\text{in_it}} * \lambda_{\text{in}} = V_{\text{2real_it}} * h_{\text{2it}} + F_{\text{3it}} * h_{\text{3it}}$$

$$F_{\text{3it}} * h_{\text{3it}} + V_{\text{2real_it}} * \lambda_{\text{2it}} = V_{\text{4real_it}} * h_{\text{4it}} + F_{\text{5}} * h_{\text{5_it_2}}$$

$$F_1 = F_{\text{3it}} + V_{\text{2real_it}}$$

$$F_{\text{3it}} = F_{\text{5}} + V_{\text{4real_it}}$$

$$F_1 * x_1 = F_{\text{3it}} * x_{\text{3real_it}}$$

"Cálculo de áreas"

$$q_{1it}=V_{in} \cdot \lambda_{in}$$

$$q_{2it}=V_{2real_it} \cdot \lambda_{2it}$$

$$A_{1it}=q_{1it}/(U_{ef1} \cdot \Delta T_{ef1it})$$

$$A_{2it}=q_{2it}/(U_{ef2} \cdot \Delta T_{ef2it})$$

$$A_{prom_it}=(A_{1it}+A_{2it})/2$$

"Capacidad y economía"

$$\text{Capacidad}=V_{2real_it}+V_{4real_it}$$

$$\text{Economía}=\text{Capacidad}/V_{in}$$

"Presiones y T_{2sat} "

$$p_{ef2}=\text{Pressure}(\text{Water}; T=T_{sat_4}; x=1)$$

$$p_{ef1}=\text{Pressure}(\text{Water}; h=h_{2it_EES}; x=1)$$

$$T_{sat2}=T_{sat}(\text{Water}; P=p_{ef1})$$

"Cálculo de las dimensiones del efecto / evaporador 1"

$$L=12 \text{ [m]}$$

$$D_{ext}=0,0127 \text{ [m]} \text{ "3/4 inch"}$$

$$D_{int}=0,0072 \text{ [m]} \text{ "Norma TEMA"}$$

$$F_{1it} \cdot (1/1085,6788)/n_{tub_ef1}=\pi \cdot D_{int}^2/(4) \cdot v_{ef1}$$

$$A_{1it}=\pi \cdot D_{ext} \cdot L \cdot n_{tub_ef1}$$

$$\rho_{steam_1}=\text{Density}(\text{Steam}; P=P_{vapor}; x=1)$$

$$F_{steam_ef1}=V_{in_it}/\rho_{steam_1}$$

$$v_{steam_1}=15 \text{ [m/s]}$$

$$A_{shell_ef1}=F_{steam_ef1}/v_{steam_1}$$

$$A_{shell_ef1}=\pi/4 \cdot D_{shell_ef1}^2 - \pi/4 \cdot D_{int}^2 \cdot n_{tub_ef1}$$

$$D_{shell_ef1}=0,637 \cdot \text{SQRT}(\text{CL}/\text{CTP}) \cdot ((A_{1it} \cdot (P_{t_1}/D_{ext})^2 \cdot D_{ext})/L)^{(1/2)} \text{ "Apuntes TFD-HE13 - Shell \& Tube Heat Exchanger Design"}$$

$$\text{CL}=0,93 \text{ "for 90 \& 45 square pitch"}$$

$$\text{CTP}=1 \text{ "One tube pass"}$$

$$P_{t1_verif}=1,5 \cdot D_{ext} \text{ "Valor medio del rango recomendado } 1,25 < P_{t1}/D_{ext} < 1,5 \text{"}$$

$$\text{ratio}_{Ds1_L}=D_{shell_ef1}/L$$

"Cálculo de las dimensiones del efecto / evaporador 2"

$$F_{3it} \cdot (1/1191,466278) / n_{tub_ef2} = \pi \cdot D_{int}^2 / (4) \cdot v_{ef2}$$

$$A_{2it} = \pi \cdot D_{ext} \cdot L \cdot n_{tub_ef2}$$

$$\rho_{steam_2} = \text{Density}(\text{Steam}; P = P_{ef2}; x = 1)$$

$$F_{steam_ef2} = V_{2real_it} / \rho_{steam_2}$$

$$v_{steam_2} = 15 \text{ [m/s]}$$

$$A_{shell_ef2} = F_{steam_ef2} / v_{steam_2}$$

$$A_{shell_ef2} = \pi / 4 \cdot D_{shell_ef2}^2 - \pi / 4 \cdot D_{int}^2 \cdot n_{tub_ef2}$$

$$D_{shell_ef2} = 0,637 \cdot \text{SQRT}(CL/CTP) \cdot ((A_{2it} \cdot (P_{t2_2}/D_{ext})^2 \cdot D_{ext}) / L)^{(1/2)}$$

$$P_{t2_verif} = 1,5 \cdot D_{ext} \text{ "Valor medio del rango recomendado } 1,25 < P_{t/D_{ext}} < 1,5"$$

$$\text{ratio}_{Ds2_L} = D_{shell_ef2} / L$$

Resultados

$A_1 = 160,8 \text{ [m}^2\text{]}$	$A_{1it} = 137,8 \text{ [m}^2\text{]}$	$A_2 = 125,4 \text{ [m}^2\text{]}$	$A_{2it} = 138,7 \text{ [m}^2\text{]}$
$A_{prom} = 137,8 \text{ [m}^2\text{]}$	$A_{prom,it} = 138,3 \text{ [m}^2\text{]}$	$A_{shell,ef1} = 0,09474 \text{ [m}^2\text{]}$	$A_{shell,ef2} = 0,4533 \text{ [m}^2\text{]}$
Capacidad = 1,8432 [kg/s]	CL = 0,93	CTP = 1	$\Delta H_{vap} = 2256 \text{ [kJ/kg]}$
$\Delta T_{ef1} = 16,82 \text{ [K]}$	$\Delta T_{ef1it} = 19,62 \text{ [K]}$	$\Delta T_{ef2} = 26,04 \text{ [K]}$	$\Delta T_{ef2it} = 23,7 \text{ [K]}$
$\Delta T_{global} = 49,32 \text{ [K]}$	$\Delta T_{útil} = 42,85 \text{ [K]}$	$\Delta T_{útil,real,it} = 43,31 \text{ [K]}$	$\Delta T_{úti,real} = 43,31 \text{ [K]}$
$D_{ext} = 0,0127 \text{ [m]}$	$D_{int} = 0,0072 \text{ [m]}$	$D_{shell,ef1} = 0,3682 \text{ [m]}$	$D_{shell,ef2} = 0,7695 \text{ [m]}$
Economía = 1,594 [kg/kg]	$EPE_{ef1} = 1,994 \text{ [K]}$	$EPE_{ef1it} = 1,535 \text{ [K]}$	$EPE_{ef2} = 4,473 \text{ [K]}$
$EPE_{total} = 6,467 \text{ [K]}$	$EPE_{total,it} = 6,008 \text{ [K]}$	$EPE_{total,real} = 6,008 \text{ [K]}$	$error_{it} = 0,136$
$F_1 = 2,584 \text{ [kg/s]}$	$F_3 = 1,701 \text{ [kg/s]}$	$F_{3it} = 1,69840 \text{ [kg/s]}$	$F_5 = 0,7412 \text{ [kg/s]}$
$F_{steam,ef1} = 1,421 \text{ [m}^3\text{/s]}$	$F_{steam,ef2} = 6,799 \text{ [m}^3\text{/s]}$	$h_1 = 12,79 \text{ [kJ/kg]}$	$h_2 = 2557 \text{ [kJ/kg]}$
$h_{2it} = 2553 \text{ [kJ/kg]}$	$h_{2it,EES} = 2657 \text{ [kJ/kg]}$	$h_3 = 209,3 \text{ [kJ/kg]}$	$h_{3it} = 197,7 \text{ [kJ/kg]}$
$h_4 = 2505 \text{ [kJ/kg]}$	$h_{4it} = 2505 \text{ [kJ/kg]}$	$h_5 = -48,85 \text{ [kJ/kg]}$	$h_{5,it,2} = -47,5 \text{ [kJ/kg]}$
$L = 12 \text{ [m]}$	$\lambda_2 = 2280 \text{ [kJ/kg]}$	$\lambda_{2it} = 2287 \text{ [kJ/kg]}$	$\lambda_{in} = 2232 \text{ [kJ/kg]}$
$N = 2$	$n_{tub,ef1} = 287,8$	$n_{tub,ef2} = 289,7$	$PM_{H_2O} = 18 \text{ [g/mol]}$
$PM_{MgSO_4} = 120,4 \text{ [g/mol]}$	$p_{ef1} = 0,6538 \text{ [bar]}$	$p_{ef2} = 0,1993 \text{ [bar]}$	$P_{t1,verif} = 0,01905 \text{ [m]}$
$P_{t2,2} = 0,04152 \text{ [m]}$	$P_{t2,verif} = 0,01905 \text{ [m]}$	$P_{t,1} = 0,01993 \text{ [m]}$	$P_{vapor} = 1,4 \text{ [bar]}$
$q_1 = 2581 \text{ [kJ/s]}$	$q_{1it} = 2581 \text{ [kJ/s]}$	$q_2 = 2013 \text{ [kJ/s]}$	$q_{2it} = 2027 \text{ [kJ/s]}$
$ratio_{Ds1,L} = 0,03068$	$ratio_{Ds2,L} = 0,06413$	$\rho_{steam,1} = 0,8085 \text{ [kg/m}^3\text{]}$	$\rho_{steam,2} = 0,1303 \text{ [kg/m}^3\text{]}$
$T_{sat4} = 333,2 \text{ [K]}$	$T_1 = 294,3 \text{ [K]}$	$T_2 = 364,1 \text{ [K]}$	$T_{2it} = 361,3189 \text{ [K]}$
$T_3 = 365,655042613 \text{ [K]}$	$T_{3it} = 362,9 \text{ [K]}$	$T_4 = 333,6 \text{ [K]}$	$T_{4it} = 333,1 \text{ [K]}$
$T_5 = 337,623461853 \text{ [K]}$	$T_{5it} = 338,082667215 \text{ [K]}$	$T_{5it,2} = 337,6 \text{ [K]}$	$T_{ebull} = 100 \text{ [}^\circ\text{C]}$
$T_{in} = 382,5 \text{ [K]}$	$T_{ref} = 273,2 \text{ [K]}$	$T_{sat2} = 361,3 \text{ [K]}$	$U_{ef1} = 0,9547 \text{ [kW/m}^2\cdot\text{}^\circ\text{C]}$
$U_{ef2} = 0,6166 \text{ [kW/m}^2\cdot\text{}^\circ\text{C]}$	$V_1 = 0,9216 \text{ [kg/s]}$	$V_2 = 0,9216 \text{ [kg/s]}$	$V_{2real} = 0,883 \text{ [kg/s]}$
$V_{2real,it} = 0,886 \text{ [kg/s]}$	$V_{4real} = 0,9602 \text{ [kg/s]}$	$V_{4real,it} = 0,9572518 \text{ [kg/s]}$	$v_{ef1} = 0,2031 \text{ [m/s]}$
$v_{ef2} = 0,1208 \text{ [m/s]}$	$V_{in} = 1,157 \text{ [kg/s]}$	$V_{in,it} = 1,149 \text{ [kg/s]}$	$v_{steam,1} = 15 \text{ [m/s]}$
$v_{steam,2} = 15 \text{ [m/s]}$	$V_{total} = 1,843247 \text{ [kg/s]}$	$x_{3MgSO_4} = 0,02678 \text{ [%m/m]}$	$x_{5MgSO_4} = 0,07413 \text{ [%m/m]}$
$x_1 = 0,1 \text{ [%p/p]}$	$x_3 = 0,1554 \text{ [%p/p]}$	$x_{3real} = 0,1519 \text{ [%p/p]}$	$x_{3real,it} = 0,1522 \text{ [%p/p]}$
$x_5 = 0,3487 \text{ [%p/p]}$			

ANEXO II. ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD DE LOS EFECTOS DEL EVAPORADOR

	L (m)	F _{3it} (kg/s)	v (m/s)	D _{ext} (m)	D _{int} (m)	D _{ext} (inch)	N _{tubos}	h _f (W/kg·K)	h _c (W/kg·K)	U (W/kg·K)	Error
Evaporador 1	6	1,7	0,1232	0,01905	0,01021	3/4	236	775,08	3.443,80	632,69	49%
Evaporador 2	6	1,7	0,0734	0,01905	0,01021	3/4	238	461,02	2.637,69	392,46	69%
Evaporador 1	6	1,7	0,1652	0,0127	0,0072	1/2"	354	1.017,23	2.928,20	754,96	40%
Evaporador 2	6	1,7	0,0984	0,0127	0,0072	1/2"	356	602,39	2.242,79	474,85	62%
Evaporador 1	8	1,7	0,1643	0,01905	0,01021	3/4	177	1.218,05	3.443,80	899,80	28%
Evaporador 2	8	1,7	0,09786	0,01905	0,01021	3/4	179	670,60	2.637,69	534,67	57%
Evaporador 1	8	1,7	0,2202	0,0127	0,0072	1/2"	266	1.474,46	2.928,20	980,66	22%
Evaporador 2	8	1,7	0,1312	0,0127	0,0072	1/2"	268	888,15	2.242,79	636,21	49%
Evaporador 1	10	1,7	0,2053	0,01905	0,01021	3/4	142	1.424,76	3.443,80	1.007,81	19%
Evaporador 2	10	1,7	0,1223	0,01905	0,01021	3/4"	143	865,61	2.637,69	651,73	48%
Evaporador 1	10	1,7	0,2753	0,0127	0,0072	1/2"	213	1.901,80	2.928,20	1.152,97	8%
Evaporador 2	10	1,7	0,164	0,0127	0,0072	1/2"	214	1.143,97	2.242,79	757,56	39%
Evaporador 1	12	1,7	0,33	0,0127	0,0072	1/2"	177	2.307,46	2.928,20	1.290,52	-3%
Evaporador 2	12	1,7	0,1698	0,0127	0,0072	1/2"	179	1.199,26	2.242,79	781,42	37%

ANEXO III. TABLAS DE VAPOR

Agua y Vapor Saturados (Presión)

p, MPa	bar	t, °C	Densidad, kg/m³		Energía interna, kJ/kg		Entalpía, kJ/kg			Entropía, kJ/(kg·K)		
			ρ_l	ρ_v	u_l	u_v	h_l	h_v	Δh	s_l	s_v	Δs
0,0006117	0,006117	0,01	999,79	0,00486	0,0	2374,9	0,0	2500,9	2500,9	0,0000	9,1555	9,1555
0,0010	0,010	6,97	999,86	0,00774	29,3	2384,5	29,3	2513,7	2484,4	0,1059	8,9749	8,8690
0,0012	0,012	9,65	999,68	0,00920	40,6	2388,2	40,6	2518,6	2478,0	0,1460	8,9082	8,7623
0,0014	0,014	11,97	999,46	0,01065	50,3	2391,3	50,3	2522,8	2472,5	0,1802	8,8521	8,6719
0,0016	0,016	14,01	999,20	0,01209	58,8	2394,1	58,8	2526,5	2467,7	0,2100	8,8035	8,5935
0,0018	0,018	15,84	998,93	0,01351	66,5	2396,7	66,5	2529,9	2463,4	0,2366	8,7608	8,5241
0,0020	0,020	17,50	998,64	0,01493	73,4	2398,9	73,4	2532,9	2459,4	0,2606	8,7226	8,4620
0,0024	0,024	20,41	998,08	0,01774	85,6	2402,9	85,7	2538,2	2452,5	0,3024	8,6567	8,3544
0,0028	0,028	22,94	997,51	0,02052	96,2	2406,4	96,2	2542,8	2446,6	0,3382	8,6012	8,2631
0,0032	0,032	25,16	996,96	0,02328	105,5	2409,4	105,5	2546,8	2441,3	0,3695	8,5533	8,1838
0,0036	0,036	27,15	996,43	0,02602	113,8	2412,1	113,8	2550,4	2436,6	0,3973	8,5110	8,1138
0,0040	0,040	28,96	995,92	0,02874	121,4	2414,5	121,4	2553,7	2432,3	0,4224	8,4734	8,0510
0,0045	0,045	31,01	995,30	0,03212	130,0	2417,3	130,0	2557,4	2427,4	0,4507	8,4313	7,9806
0,0050	0,050	32,87	994,70	0,03548	137,7	2419,8	137,8	2560,7	2423,0	0,4762	8,3938	7,9176
0,0055	0,055	34,58	994,13	0,03882	144,9	2422,1	144,9	2563,8	2418,9	0,4995	8,3599	7,8605
0,0060	0,060	36,16	993,59	0,04214	151,5	2424,2	151,5	2566,6	2415,2	0,5208	8,3290	7,8082
0,0065	0,065	37,63	993,06	0,04544	157,6	2426,2	157,6	2569,3	2411,6	0,5406	8,3007	7,7601
0,0070	0,070	39,00	992,55	0,04872	163,3	2428,0	163,4	2571,7	2408,4	0,5590	8,2745	7,7154
0,0075	0,075	40,29	992,06	0,05199	168,7	2429,8	168,8	2574,0	2405,3	0,5763	8,2501	7,6738
0,0080	0,080	41,51	991,59	0,05525	173,8	2431,4	173,8	2576,2	2402,4	0,5925	8,2273	7,6348
0,0085	0,085	42,66	991,13	0,05850	178,7	2433,0	178,7	2578,3	2399,6	0,6078	8,2060	7,5982
0,0090	0,090	43,76	990,69	0,06173	183,2	2434,4	183,3	2580,2	2397,0	0,6223	8,1858	7,5635
0,010	0,095	44,81	990,25	0,06495	187,6	2435,8	187,6	2582,1	2394,5	0,6361	8,1668	7,5308
0,010	0,10	45,81	989,83	0,06817	191,8	2437,2	191,8	2583,9	2392,1	0,6492	8,1488	7,4996
0,011	0,11	47,68	989,03	0,07456	199,6	2439,7	199,7	2587,2	2387,5	0,6737	8,1154	7,4417
0,012	0,12	49,42	988,26	0,08092	206,9	2442,0	206,9	2590,3	2383,4	0,6963	8,0849	7,3887
0,013	0,13	51,03	987,53	0,08724	213,7	2444,1	213,7	2593,1	2379,4	0,7172	8,0570	7,3398
0,014	0,14	52,55	986,82	0,09354	220,0	2446,1	220,0	2595,8	2375,8	0,7366	8,0311	7,2945
0,016	0,16	55,31	985,50	0,10604	231,6	2449,7	231,6	2600,6	2369,1	0,7720	7,9846	7,2126
0,018	0,18	57,80	984,28	0,11844	241,9	2453,0	242,0	2605,0	2363,0	0,8036	7,9437	7,1402
0,020	0,20	60,06	983,13	0,13075	251,4	2455,9	251,4	2608,9	2357,5	0,8320	7,9072	7,0752
0,024	0,24	64,05	981,03	0,15515	268,1	2461,2	268,2	2615,9	2347,7	0,8819	7,8442	6,9623
0,028	0,28	67,52	979,13	0,17928	282,6	2465,6	282,7	2621,8	2339,2	0,9247	7,7912	6,8664
0,032	0,32	70,59	977,40	0,20319	295,5	2469,6	295,5	2627,1	2331,6	0,9623	7,7453	6,7830
0,036	0,36	73,35	975,80	0,22690	307,1	2473,1	307,1	2631,8	2324,7	0,9958	7,7050	6,7092
0,040	0,40	75,86	974,30	0,25044	317,6	2476,4	317,6	2636,1	2318,4	1,0261	7,6690	6,6429
0,045	0,45	78,72	972,56	0,27965	329,6	2480,0	329,6	2640,9	2311,2	1,0603	7,6288	6,5886
0,050	0,50	81,32	970,94	0,30864	340,5	2483,2	340,5	2645,2	2304,7	1,0912	7,5930	6,5018
0,055	0,55	83,71	969,42	0,33744	350,5	2486,2	350,6	2649,2	2298,6	1,1194	7,5606	6,4412
0,060	0,60	85,93	967,99	0,36607	359,8	2489,0	359,9	2652,9	2292,9	1,1454	7,5311	6,3857
0,065	0,65	87,99	966,63	0,39454	368,5	2491,6	368,6	2656,3	2287,7	1,1696	7,5040	6,3345
0,070	0,70	89,93	965,34	0,42287	376,7	2493,9	376,8	2659,4	2282,7	1,1921	7,4790	6,2869
0,075	0,75	91,76	964,11	0,45107	384,4	2496,1	384,4	2662,4	2277,9	1,2132	7,4557	6,2425
0,080	0,80	93,49	962,93	0,47914	391,6	2498,2	391,7	2665,2	2273,5	1,2330	7,4339	6,2009
0,085	0,85	95,13	961,79	0,50709	398,5	2500,2	398,6	2667,8	2269,2	1,2518	7,4135	6,1617
0,090	0,90	96,69	960,70	0,53494	405,1	2502,1	405,2	2670,3	2265,1	1,2696	7,3943	6,1246
0,095	0,95	98,18	959,65	0,56269	411,4	2503,9	411,5	2672,7	2261,2	1,2866	7,3761	6,0895
0,10	1,0	99,61	958,63	0,59034	417,4	2505,5	417,5	2674,9	2257,4	1,3028	7,3588	6,0561
0,11	1,1	102,29	956,69	0,64539	428,7	2508,8	428,8	2679,2	2250,3	1,3330	7,3269	5,9938
0,12	1,2	104,78	954,86	0,70010	439,2	2511,7	439,4	2683,1	2243,7	1,3609	7,2977	5,9367
0,13	1,3	107,11	953,13	0,75453	449,1	2514,3	449,2	2686,6	2237,5	1,3868	7,2709	5,8840
0,14	1,4	109,29	951,49	0,80869	458,3	2516,9	458,4	2690,0	2231,6	1,4110	7,2461	5,8351
0,15	1,5	111,35	949,92	0,86260	467,0	2519,2	467,1	2693,1	2226,0	1,4337	7,2230	5,7893
0,16	1,6	113,30	948,41	0,91629	475,2	2521,4	475,4	2696,0	2220,7	1,4551	7,2014	5,7463
0,17	1,7	115,15	946,97	0,96976	483,0	2523,5	483,2	2698,8	2215,6	1,4753	7,1812	5,7059
0,18	1,8	116,91	945,57	1,02300	490,5	2525,4	490,7	2701,4	2210,7	1,4945	7,1621	5,6676
0,19	1,9	118,60	944,23	1,07611	497,6	2527,3	497,9	2703,9	2206,0	1,5127	7,1440	5,6313
0,20	2,0	120,21	942,94	1,12911	504,5	2529,1	504,7	2706,2	2201,5	1,5302	7,1269	5,5967
0,21	2,1	121,76	941,68	1,18181	511,1	2530,8	511,3	2708,5	2197,2	1,5469	7,1106	5,5638
0,22	2,2	123,25	940,47	1,23451	517,4	2532,4	517,6	2710,6	2193,0	1,5628	7,0951	5,5323
0,23	2,3	124,69	939,28	1,28691	523,5	2534,0	523,7	2712,7	2188,9	1,5782	7,0803	5,5021
0,24	2,4	126,07	938,13	1,33931	529,4	2535,4	529,6	2714,6	2185,0	1,5930	7,0661	5,4731
0,25	2,5	127,41	937,02	1,39151	535,1	2536,8	535,3	2716,5	2181,1	1,6072	7,0524	5,4452
0,26	2,6	128,71	935,93	1,44361	540,6	2538,2	540,9	2718,3	2177,4	1,6210	7,0394	5,4184
0,27	2,7	129,97	934,86	1,49551	546,0	2539,5	546,2	2720,0	2173,8	1,6343	7,0268	5,3925
0,28	2,8	131,19	933,83	1,54741	551,1	2540,8	551,4	2721,7	2170,3	1,6471	7,0146	5,3675
0,29	2,9	132,37	932,81	1,59921	556,2	2542,0	556,5	2723,3	2166,8	1,6596	7,0029	5,3433
0,30	3,0	133,52	931,82	1,65081	561,1	2543,2	561,4	2724,9	2163,5	1,6717	6,9916	5,3199
0,31	3,1	134,64	930,85	1,70241	565,9	2544,3	566,2	2726,4	2160,2	1,6835	6,9807	5,2972
0,32	3,2	135,74	929,90	1,75391	570,6	2545,3	570,9	2727,8	2157,0	1,6949	6,9701	5,2752
0,33	3,3	136,80	928,96	1,80521	575,1	2546,5	575,5	2729,3	2153,8	1,7060	6,9598	5,2538
0,34	3,4	137,84	928,05	1,85651	579,5	2547,5	579,9	2730,6	2150,7	1,7168	6,9498	5,2330
0,35	3,5	138,86	927,15	1,90771	583,9	2548,5	584,3	2732,0	2147,7	1,7274	6,9401	5,2128
0,36	3,6	139,85	926,27	1,95891	588,1	2549,4	588,5	2733,2	2144,7	1,7377	6,9307	5,1931
0,37	3,7	140,82	925,40	2,00991	592,3	2550,4	592,7	2734,5	2141,8	1,7477	6,9216	5,1739
0,38	3,8	141,77	924,55	2,06091	596,3	2551,3	596,8	2735,7	2139,0	1,7575	6,9126	5,1551
0,39	3,9	142,70	923,71	2,11191	600,3	2552,2	600,7	2736,9	2136,2	1,7671	6,9040	5,1369
0,40	4,0	143,61	922,89	2,16271	604,2	2553,1	604,7	2738,1	2133,4	1,7765	6,8955	5,1190
0,42	4,2	145,38	921,28	2,26421	611,8	2554,8	612,3	2740,3	2128,0	1,7946	6,8791	5,0846
0,44	4,4	147,08	919,72	2,36551	619,1	2556,4	619,6	2742,4	2122,8	1,8120	6,8636	5,0516
0,46	4,6	148,72	918,20	2,46661	626,1	2557,9	626,6	2744,4	2117,7	1,8287	6,8487	5,0199
0,48	4,8	150,30	916,73	2,56741	632,9	2559,3	633,5					

ANEXO IV. CÓDIGO DEL BALANCE DE ENERGÍA EN EL INTERCAMBIADOR DE PLACAS

"BALANCE DE ENERGÍA"

"Datos fluido caliente"

$T_{1c}=398,95[K]$

$P_c=2,38 [bar]$

$M_c=0,275 [kg/s]$

$H_{1c}=2714 [kJ/kg]$ "Tablas de vapor; $P_c=2,38 bar$ "

"Datos fluido frío"

$T_{1f}= 313,98[K]$

$M_f=55,03 [kg/s]$

$H_{1f}=-2135,61[kJ/kg]$ "Tomado de DWSIM $P_f=1,013 bar$ "

$C_{p_f}=2,836795[kJ/kg\cdot K]$ "Tomado de DWSIM $P_f=1,013$ y $T=T_{media}$ "

"Calor transferido"

$Q=601030,8 [W]$

"Balance de energía fluido Caliente"

$M_c \cdot H_{1c} = Q/1000 + M_c \cdot H_{2c}$

$T_{2c} = \text{TEMPERATURE}(\text{Water}; h=H_{2c}; P=P_c)$ "Supongo la misma presión"

"Balance de energía fluido Frío"

$M_f \cdot H_{1f} + Q/1000 = M_f \cdot H_{2f}$

$Q/1000 = M_f \cdot C_{p_f} \cdot (T_{2f} - T_{1f})$ "Se obtiene T_{2f} "

Resultados

$C_{p_f} = 2,837 [kJ/kg\cdot K]$

$H_{1c} = 2714 [kJ/kg]$

$H_{1f} = -2136 [kJ/kg]$

$H_{2c} = 528,4 [kJ/kg]$

$H_{2f} = -2125 [kJ/kg]$

$M_c = 0,275 [kg/s]$

$M_f = 55,03 [kg/s]$

$P_c = 2,38 [bar]$

$Q = 601031 [W]$

$T_{1c} = 399 [K]$

$T_{1f} = 314 [K]$

$T_{2c} = 398,9 [K]$

$T_{2f} = 317,8 [K]$

ANEXO V. CATÁLOGO ALFA LAVAL. INTERCAMBIADOR DE CALOR DE PLACAS

Alfa Laval MA30

Intercambiador de calor de placas

La línea Industrial de Alfa Laval es una amplia gama de productos utilizados en prácticamente todos los tipos de industria.

Diseñado para una alta capacidad, este modelo ofrece un excelente rendimiento térmico. Existe una extensa selección de tipos de placas y juntas.

Aplicaciones

- Biotecnología y farmacia
- Productos químicos
- Energía y suministros
- Alimentación y bebidas
- Hogar y cuidado personal
- Climatización y refrigeración
- Maquinaria y fabricación
- Industria naval y transportes
- Minería, minerales y pigmentos
- Pulpa y papel
- Semiconductores y electrónica
- Acero
- Tratamiento de aguas y residuos

Ventajas

- Alta eficiencia energética: bajo coste operativo
- Configuración flexible: posibilidad de modificar la superficie de transmisión de calor
- Fácil de instalar: diseño compacto
- Mantenimiento sencillo: fácil de abrir para su inspección y limpieza, y fácil de limpiar mediante limpieza in situ
- Acceso a la red mundial de servicio de Alfa Laval

Características

Cada detalle está cuidadosamente diseñado para garantizar el rendimiento óptimo, el máximo tiempo de disponibilidad y un mantenimiento sencillo. Selección de características disponibles:

- Sistema de alineación de 5 puntos
- Colgador reforzado
- Superficie de distribución en forma de tableta de chocolate
- Junta pegada
- Cámara de fuga
- Caja de cojinetes
- Cabeza de perno fija
- Abertura de perno en ojo de cerradura
- Gancho de elevación
- Forro
- Arandela de cierre
- Rodillo de placa de presión
- Cubierta de perno



Funcionamiento prolongado con el portafolio de Service Alfa Laval 360°

Nuestros numerosos servicios garantizan el mejor funcionamiento de sus equipos Alfa Laval a lo largo de todo su ciclo de vida. La disponibilidad de piezas y el compromiso y especialización de nuestro equipo le garantizan la máxima tranquilidad.

Arranque

- Instalación
- Supervisión de la instalación
- Puesta en marcha

Mantenimiento

- Servicios de limpieza
- Reacondicionamiento
- Reparación
- Herramientas de servicio
- Repuestos

Apoyo

- Stock exclusivo
- Documentación técnica
- Asistencia telefónica
- Formación
- Resolución de problemas

Mejoras

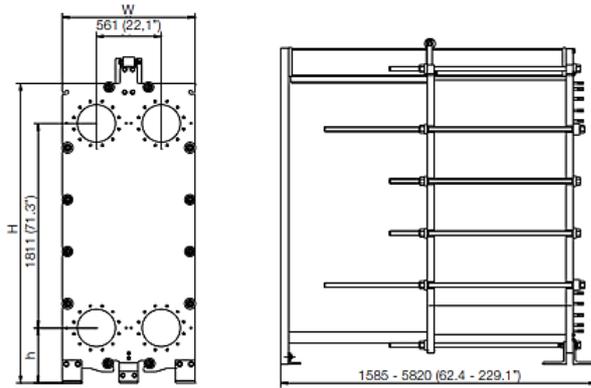
- Actualización de equipos
- Rediseño
- Sustitución y retroadaptación

Supervisión

- Inspección del estado
- Inspección del funcionamiento

Plano de dimensiones

Medidas en mm (pulgadas)



Tipo	H	W	h
MA30-FM	2882 (113.5")	1170 (46.1")	485 (19.1")
MA30-FG	2918 (114.9")	1170 (46.1")	521 (20.5")
MA30-FD	2918 (114.9")	1170 (46.1")	521 (20.5")

Datos técnicos**Placas**

Nombre	Tipo	Canal libre, mm (pulgadas)
MA30-M	Placa sencilla	5.0 (0.20)

Materiales

Placas de transferencia térmica	316/316L, 254 C-276 Ti
Juntas de campo	NBR, EPDM, FKM
Conexiones embridadas	Acero al carbono
Marco y placa de presión	Acero inoxidable, pintado con resina epoxi

Existen otros materiales disponibles previa solicitud.

Puede no ser posible configurar todas las combinaciones opcionales.

Datos de funcionamiento

Marco, código de PV	Presión máx. de diseño (barg/psig)	Temperatura máx. de diseño (°C/°F)
FM, ASME	6.9/100	180/356
FM, PED	10.0/145	160/320
FG, ASME	10.7/155	250/482
FG, PED	16.0/232	210/410
FD, ASME	21.5/312	250/482
FD, PED	25.0/362	180/356

Presión y temperatura nominal pueden ser ampliables previa solicitud.

Conexiones embridadas

FM, ASME	ASME B16.5 Class 150 NPS 14/NPS 12
FM, PED	EN 1092-1 DN350/DN300 PN10 ASME B16.5 Class 150 NPS 14/NPS 12
FG, ASME	ASME B16.5 Class 150 NPS 14/NPS 12
FG, PED	EN 1092-1 DN350/DN300 PN16 ASME B16.5 Class 150 NPS 14/NPS 12
FD, ASME	ASME B16.5 Class 300 NPS 14/NPS 12
FD, PED	EN 1092-1 DN350/DN300 PN25 ASME B16.5 Class 300 NPS 14/NPS 12

EN1092-1 estándar corresponde a GOST 12815-80 y GB/T 9115.

ANEXO VI. GRÁFICAS DEL FACTOR DE CORRECCIÓN F DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

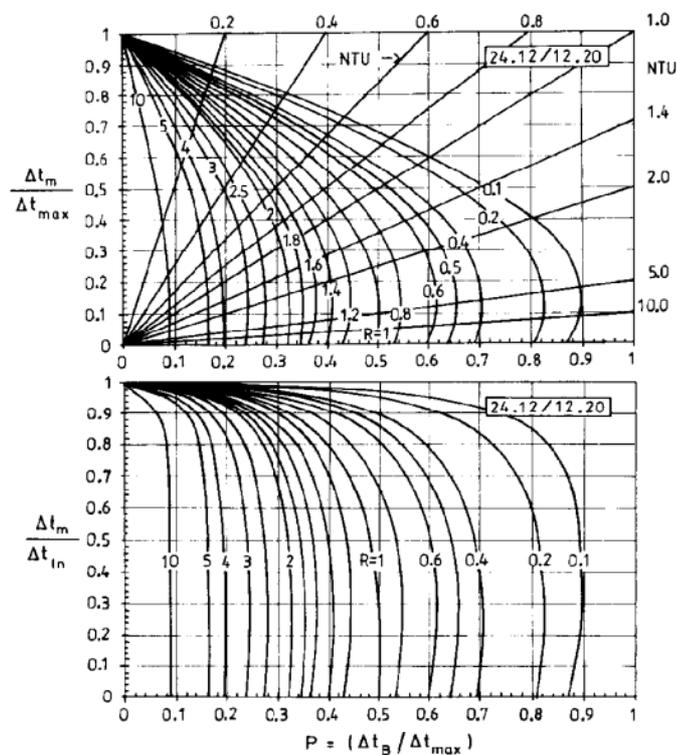


Fig. 4. Parallel-flow, one-pass-one-pass plate heat exchanger ($n = 24$, $r = 12/12$, flow arrangement 20).

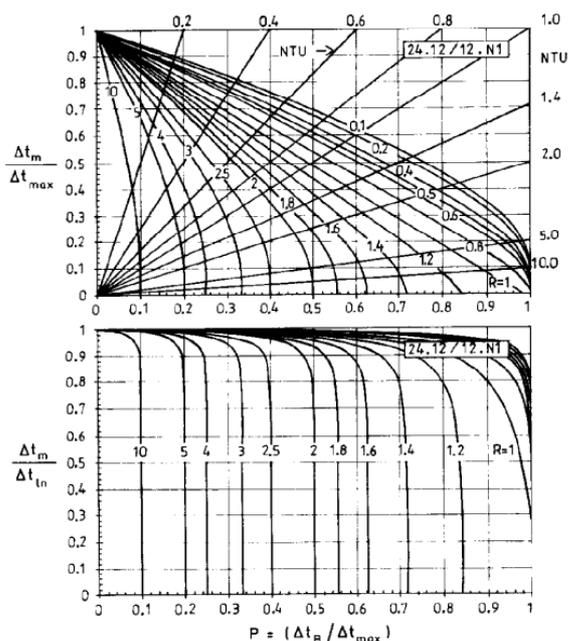


Fig. 3. Counterflow, one-pass-one-pass plate heat exchanger ($n = 24$, $r = 12/12$, flow arrangement N1).

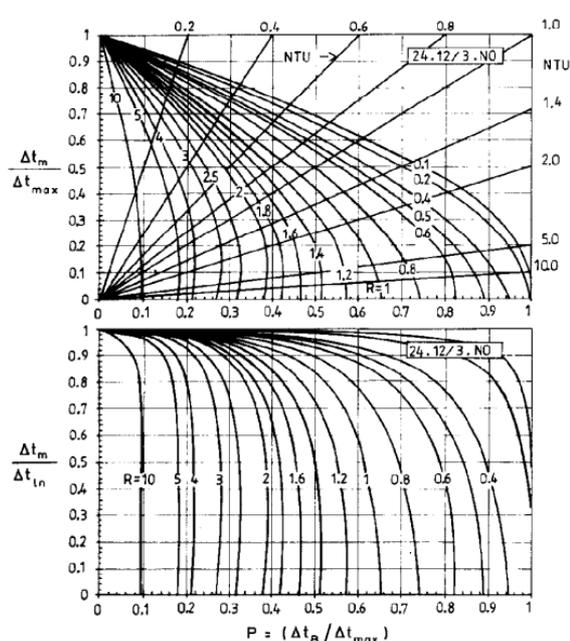


Fig. 5. One-pass-four-pass plate heat exchanger ($n = 24$, $r = 12/3$, flow arrangement N0).

ANEXO VII. ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD DEL INTERCAMBIADOR DE PLACAS

Correlación	Análisis de sensibilidad	h_f (W/m ² ·K)	F_f (m ² ·K/W)	F_c (m ² ·K/W)	U (W/m ² ·K)	Factor de corrección	Área (m ²)
1	Análisis 1	1160,89	-	-	1.050,34	1	6,89
2	Análisis 2	1583,99	-	-	1.385,07	1	5,23
5	Análisis 3	2321,78	-	-	1.918,03	1	3,77
6	Análisis 4	2375,98	-	-	1.954,87	1	3,70
Artículo	Análisis 5	1866,57	-	-	1.596,40	1	4,53
1	Análisis 6	1160,89	0,002	0,001	253,03	1	28,61
2	Análisis 7	1583,99	0,002	0,001	268,67	1	26,94
5	Análisis 8	2321,78	0,002	0,001	283,98	1	25,49
6	Análisis 9	2375,98	0,002	0,001	284,78	1	25,42
Artículo	Análisis 10	1866,57	0,002	0,001	275,75	1	26,25
1	Análisis 11	1160,89	0,0002	0,0001	798,68	1	9,06
2	Análisis 12	1583,99	0,0002	0,0001	978,49	1	7,40
5	Análisis 13	2321,78	0,0002	0,0001	1.217,48	1	5,95
6	Análisis 14	2375,98	0,0002	0,0001	1.232,22	1	5,87
Artículo	Análisis 15	1866,57	0,0002	0,0001	1.079,44	1	6,71

ANEXO VIII. CÓDIGO DEL BALANCE DE ENERGÍA EN EL CRISTALIZADOR

"Balance de energía del cristalizador"

"Datos"

$M_{10}=198113,80/3600$ [kg/s]

$M_{11}=191615,63/3600$ [kg/s]

$M_{12}=0,2911$ [kg/s]

$M_{13}=1,5139$ [kg/s]

$T_{12}= 40,556+273,15$ [K] "Dato del enunciado- $T=105^{\circ}\text{F}$ "

$EPE=4,444$ [K] " 8°F es la elevación del punto de ebullición"

$T_{12\text{sat}}=T_{12}-EPE$

"Balance de energía global del sistema; corrientes 10,11,12,13"

$H_{10}=-31*2,326$ [kJ/kg] "Diagrama de concentración-entalpías; $T=112,37^{\circ}\text{F}$; $P=1,013$ bar

$X_{\text{MgSO}_4}=0,3061$ "

$H_{11}=-37*2,326$ "Diagrama de concentración-entalpías; $T=105^{\circ}\text{F}$; $P=1,013$ bar $X_{\text{MgSO}_4}=0,3060$ "

$H_{13}=-75*2,326$ [kJ/kg] "Diagrama de concentración-entalpías; $T=105^{\circ}\text{F}$, $X_{\text{MgSO}_4}=0,37$, he tenido en cuenta la concentración de toda la corriente, no sólo la de los cristales"

$H_{12}=\text{Enthalpy}(\text{Steam};T=T_{12};P=0,0597)$ "El vapor está sobrecalentado: $T_{\text{vapor}} = T_{\text{solución}}$ en el cristalizador"

$H_{12\text{sat}}=\text{Enthalpy}(\text{Steam};T=T_{12\text{sat}};P=0,0597)$ "Despreciando el sobrecalentamiento"

$M_{10}*H_{10}=M_{11}*H_{11}+M_{12}*H_{12}+M_{13}*H_{13}+\text{Per}_{\text{cris}}$

$\text{Porcentaje}_{\text{per}}=\text{abs}(\text{Per}_{\text{cris}}/(M_{10}*H_{10})*100)$

$M_{10}*H_{10}=M_{11}*H_{11}+M_{12}*H_{12\text{sat}}+M_{13}*H_{13}+\text{Per}_{\text{cris}_{\text{sat}}}$

$\text{Porcentaje}_{\text{per}_{\text{sat}}}=\text{abs}(\text{Per}_{\text{cris}_{\text{sat}}}/(M_{10}*H_{10})*100)$

Resultados

$$\text{EPE} = 4,444 \text{ [K]}$$

$$H_{12} = 2575 \text{ [kJ/kg]}$$

$$M_{10} = 55,03 \text{ [kg/s]}$$

$$M_{13} = 1,514 \text{ [%]}$$

$$\text{Porcentaje}_{\text{per}} = 3,207 \text{ [%]}$$

$$T_{12\text{sat}} = 309,3 \text{ [K]}$$

$$H_{10} = -72,11 \text{ [kJ/kg]}$$

$$H_{12\text{sat}} = 2566 \text{ [kJ/kg]}$$

$$M_{11} = 53,23 \text{ [kg/s]}$$

$$\text{Per}_{\text{cris}} = 127,2 \text{ [kW]}$$

$$\text{Porcentaje}_{\text{per,sat}} = 3,269 \text{ [%]}$$

$$H_{11} = -86,06 \text{ [kJ/kg]}$$

$$H_{13} = -174,5 \text{ [kJ/kg]}$$

$$M_{12} = 0,2911 \text{ [kg/s]}$$

$$\text{Per}_{\text{cris,sat}} = 129,7 \text{ [kW]}$$

$$T_{12} = 313,7 \text{ [K]}$$

ANEXO IX. CÓDIGO DEL DISEÑO DEL HIDROCICLÓN

"Diseño hidrociclón [27, 53]"

"Usando la geometría de Rietema [28] "

"Datos"

$M_{\text{aguas}}=3542,561[\text{kg/h}]$ "Balance de materia"

$\rho_{\text{aguas}}=1350[\text{kg/m}^3]$ " Documento PQ"

$M_{\text{cristales}}=1907,358[\text{kg/h}]$ "Balance de materia"

$\rho_{\text{cristales}}=1680[\text{kg/m}^3]$ "Documento PQ"

$F_v=(M_{\text{aguas}}/\rho_{\text{aguas}}+M_{\text{cristales}}/\rho_{\text{cristales}})/3600$

$\Delta P=10000[\text{Pa}]$

$Eu=1200$ "Tomado del artículo 1"

$C_{\text{compro}}=(M_{\text{cristales}}/\rho_{\text{cristales}})/(M_{\text{aguas}}/\rho_{\text{aguas}}+M_{\text{cristales}}/\rho_{\text{cristales}})*100$

"Concentración volumétrica de sólidos"

$C=30,2[\%]$ "Concentración volumétrica de sólidos"

$\mu=0,0006056[\text{Pa}\cdot\text{s}]$ " Dato tomado de DWSIM a $T=313,71\text{K}$ y $P=101325\text{ Pa}$ "

"Dimensiones Rietema"

$D_f/D_c=0,28$

$D_o/D_c=0,34$

$D_u/D_c=0,20$

$L/D_c=5$

"Cálculo números adimensionales"

$Eu=(2*\Delta P)/(\rho_{\text{aguas}}*v^2)$

$v=(4*F_v)/(\pi*D_c^2)$

$Re=(\rho_{\text{aguas}}*D_c*v)/\mu$

"Como las concentraciones de los sólidos es mayor que 10%"

$Stk_{50}*Eu=(0,006[\ln(1/R_f)]^2,37)*\exp(6,84*(C/100))$

$R_f=(32,8*(D_u/D_c)^{1,53}*(Re)^{-0,34})*\exp(3,70*(C/100))$

$Stk_{50}=(X_{50}^2*(\rho_{\text{cristales}}-\rho_{\text{aguas}})*v)/(18*\mu*D_c)$

Resultados

$$C = 30,2 \text{ [%]}$$

$$\delta P = 10000 \text{ [Pa]}$$

$$D_u = 0,02188 \text{ [m]}$$

$$L = 0,547 \text{ [m]}$$

$$M_{\text{cristales}} = 1907 \text{ [kg/h]}$$

$$\rho_{\text{aguas}} = 1350 \text{ [kg/m}^3\text{]}$$

$$v = 0,1111 \text{ [m/s]}$$

$$C_{\text{compro}} = 30,2 \text{ [%]}$$

$$D_f = 0,03063 \text{ [m]}$$

$$E_u = 1200$$

$$\mu = 0,0006056 \text{ [Pa}\cdot\text{s]}$$

$$Re = 27095$$

$$\rho_{\text{cristales}} = 1680 \text{ [kg/m}^3\text{]}$$

$$X_{50} = 0,000001077 \text{ [m]}$$

$$D_c = 0,1094 \text{ [m]}$$

$$D_o = 0,03719 \text{ [m]}$$

$$F_v = 0,001044 \text{ [m}^3\text{/s]}$$

$$M_{\text{aguas}} = 3543 \text{ [kg/h]}$$

$$R_f = 0,2658$$

$$Stk_{50} = 3,566E-08$$

ANEXO X. CÓDIGO DEL DISEÑO DEL DECANTADOR CENTRÍFUGO

"Diseño Centrífuga [30]"

"Datos"

$F_f=3814,716$ [kg/h] "Datos balance de materia-Corriente 15. Alimentación"

$F_L=1907,358$ [kg/h] "Datos balance de materia-Corriente 15. Líquido"

$F_s=1907,358$ [kg/h] "Datos balance de materia. Sólido"

$\rho_s=1,68$ [g/cm³]

$\rho_l=1,35$ [g/cm³]

$\mu=0,0006056$ [Pa·s] " Dato tomado de DWSIM a T=313,71K y P=101325 Pa-Igual que el hidrociclón"

$X=7 \cdot 10^{-6}$ [m] " Tres veces el diámetro de corte del hidrociclón "

$g=9,81$ [m/s²]

$r_2=r_1/0,65$

$\text{OMEGA}_1=3000$ [r/min] "Dato valor típico-PERRY [30]"

"Cálculo capacidad de líquido y sólido, para conocer el diámetro del sedimentador centrífugo"

$F_{v_15}=F_L \cdot (1/(\rho_L \cdot 1000)) + F_s \cdot (1/(\rho_s \cdot 1000))$

$Q_L=F_L \cdot (1/\rho_L) \cdot 3,78541 \cdot (1/60)$ [gal/min]

$Q_S=F_s \cdot (1/1000)$ [t/h]

"Datos a partir de las tablas de Especificaciones y Características de rendimiento de centrífugas típicas-PERRY [30, 57]"

$D_{\text{recipiente}}=9$ [in]

$r_2=(D_{\text{recipiente}}/2) \cdot (0,0254)$ [m]

$\omega=3500$ [r/min]

"Cálculo velocidad de sedimentación"

$V_s=(X^2 \cdot (\rho_s - \rho_l) \cdot 1000 \cdot g) / (18 \cdot \mu)$

" Cálculo de sigma"

$F_{v_15} \cdot (1/3600) = 2 \cdot V_s \cdot \text{SIGMA}$

"Cálculo de la longitud a partir de del valor de sigma"

$\text{SIGMA}=(\text{Pi} \cdot (\omega/60)^2 \cdot L) / g \cdot (r_2^2 - r_1^2) / \text{LN}(2 \cdot r_2^2 / (r_2^2 + r_1^2))$ "Ecuación 4.40 libro decanter centrifugal handbook [56]"

"Cálculo de G/g aceleración centrífuga"

$$Gr = ((\omega * (1/60) * 2 * \pi)^2 * (D_{\text{recipiente}}/2) * 0,0254)$$

$$r_{Gr} = Gr/g \quad \text{"Relación entre aceleración centrífuga y gravedad"}$$

Resultados

$D_{\text{recipiente}} = 9 \text{ [in]}$	$F_f = 3815 \text{ [kg/h]}$	$F_L = 1907 \text{ [kg/h]}$
$F_s = 1907 \text{ [kg/h]}$	$F_{v,15} = 2,548 \text{ [m}^3\text{/h]}$	$g = 9,81 \text{ [m/s}^2\text{]}$
$Gr = 15355 \text{ [m/s}^2\text{]}$	$L = 1,008 \text{ [m]}$	$\mu = 0,0006056 \text{ [Pa}\cdot\text{s]}$
$\omega = 3500 \text{ [r/min]}$	$\Omega_1 = 3000 \text{ [r/min]}$	$Q_L = 89,14 \text{ [gal/min]}$
$Q_S = 1,907 \text{ [t/h]}$	$\rho_l = 1,35 \text{ [g/cm}^3\text{]}$	$\rho_s = 1,68 \text{ [g/cm}^3\text{]}$
$r_1 = 0,0743 \text{ [m]}$	$r_2 = 0,1143 \text{ [m]}$	$r_{Gr} = 1565$
$\Sigma = 24,32 \text{ [m}^2\text{]}$	$V_s = 0,00001455 \text{ [m/s]}$	$X = 0,000007 \text{ [m]}$

ANEXO XI. CATÁLOGO DEL DECANTADOR CENTRÍFUGO



1.5 9 inch (220mm) Decanter Centrifuge

The 9 Inch Decanter Centrifuge is a baby centrifuge which is the one of the world smallest industry decanter. The bowl of the centrifuge is 9 inch (220mm). As the compact design, it is popular for client to use it in small capacity or limited space application for solids and liquid separation. It is also considered to be the best choice for experiment testing with decanter centrifuge. GN 9 inch decanter centrifuge is optional in three types includes: fixed gear box drive, fully hydraulic drive, and variable frequency drive.



Model	GNLW223D	GNLW224D
Max Capacity	130 l/min	130 l/min
Effective Capacity	100 l/min	100 l/min
Bowl Diameter	9inch(220mm)	9inch(220mm)
Bowl Length	20inch(670mm)	35inch(890mm)
Max Bowl Speed	4500RPM	4500RPM
Typical Bowl Speed	3800RPM	3800/4500RPM
Max G Force	2492G	2492G
Typical G Force	1777G	1777G
Main Motor	15HP(11KW)	15HP(11KW)
Pump Size	5.5HP(4KW)	5.5HP(4KW)
Gearbox Ratio	35:1	35:1
Gearbox Torch(N·M)	500N·M	500N·M

ANEXO XII. CATÁLOGO DEL VIBROTAMIZ



Circular Vibrating Sieve/Grain Sieving Machine

Item No: 001

The Circular vibrating sieve, also called as vibro sieve, vibro sifter or vibratory sieve, is used for the separation, classification, scalping, dedusting and selection of powders and liquids. Allows to achieve up to 5 different particle sizes.

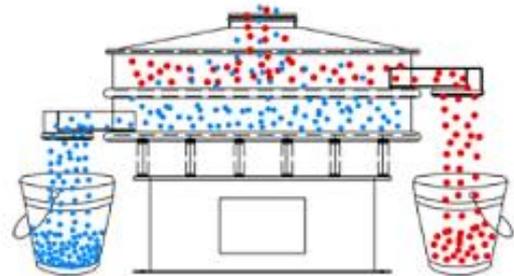
Quantity

[Request Quote](#)

Description

Description

Xuanyu Circular Vibrating Sieve is a kind of high efficient sieving machine for separation or grading of kinds of flour, powder or liquid material with high precision and large capacity, which could help you to increase your production ability for raw material separation processing.

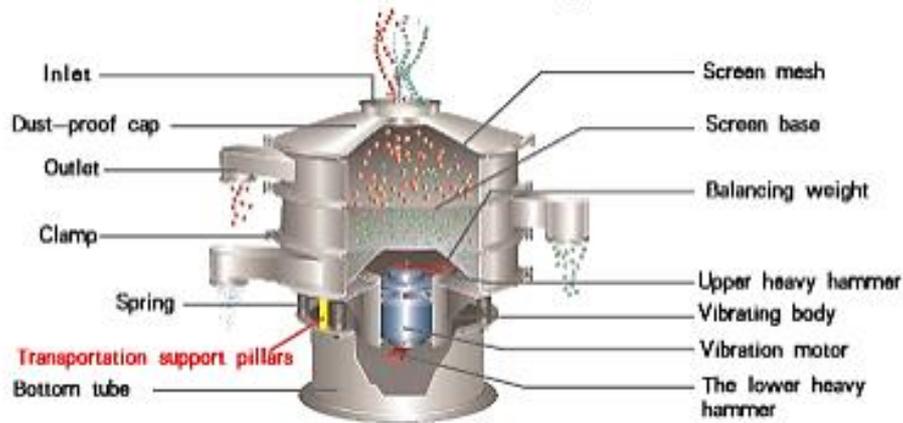


Features

1. High Precision with Zero Error;
2. Widely Mesh size from 2-500 mesh;
3. Large Capacity from 100-3000kg/hour;
4. Suitable for different raw material of flour, powder or liquid material separation in different industries.
5. Easy Operation, 3 minutes to replace the mesh screen;
6. Maximum 5 Layer to separate 6 sizes materials;
7. Support to Customized Design for different applications;
8. Adopt high quality durable 304/316 stainless steel;
9. Special mesh screen design, no jam happen;
10. Optional for water system and ultrasonic system;



Specifications



Model	XY-600	XY-800	XY-1000	XY-1200	XY-1500	XY-1800	XY-2000	
Nominal diameter(mm)	φ600	φ800	φ1000	φ1200	φ1500	φ1800	φ2000	
Effective screen diameter (mm)	φ540	φ720	φ915	φ1120	φ1420	φ1720	φ1920	
Effective screen area(m ²)	0.23	0.41	0.66	0.99	1.58	2.32	2.90	
Screen mesh	2--500 mesh							
Material size(mm)	<φ10	<φ15	<φ20		<φ30			
Vibration frequency	1500rpm							
Number of deck	1-3							
Power (KW)	Vibrating motor	0.55	0.75	1.1	1.5	2.2	3.0	4.0

ANEXO XIII. CÓDIGO DE BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA EN LA ZONA DE LAVADO Y EN LAS UNIONES DE LAS CORRIENTES

"Balance de energía zona de lavado-vibrotamiz"

"Corrientes de entrada"

$$F_{16f}=2050,410 \text{ [kg/h]}$$

$$x_{16f_MgSO4}=0,476$$

$$F_{16a}=430,913 \text{ [kg/h]} \text{ "Cantidad de agua introducida para el lavado"}$$

$$T_{16f}=40,56 \text{ [°C]} \text{ "Temperatura de salida de los equipos de separación mecánica } T=105^{\circ}\text{F"}$$

$$T_{16a}=25 \text{ [°C]} \text{ "Temperatura del agua de lavado"}$$

$$T_{ref}=0$$

"Corrientes de salida"

$$F_{6a}=430,401 \text{ [kg/h]}$$

$$x_{6a_MgSO4}=0,1017$$

$$F_{16}=2050,923 \text{ [kg/h]}$$

$$F_{aac}=143,565 \text{ [kg/h]} \text{ "Balance de materia modificado"}$$

$$x_{16crist_MgSO4}=0,4885 \text{ "Balance de materia modificado"}$$

"Balance de energía"

$$H_{16f}=-307,302 \text{ [kJ/kg]} \text{ "Diagrama entalpía concentración"}$$

$$Cp_a=Cp(\text{water}; T=T_{16a}; P=1,013)$$

$$H_{16a}=Cp_a*(T_{16a}-T_{ref})$$

$$T_{sal}=37,78 \text{ [°C]}$$

$$H_{6a}=32*2,326 \text{ [kJ/kg]} \text{ "Diagrama entalpía concentración suponiendo una temperatura } T=105^{\circ}\text{F"}$$

"Mejor fijar una temperatura de salida: 100 °F=37,78 °C"

$H_{16_hc}=-142*2,326 \text{ [kJ/kg]} \text{ "Diagrama entalpía concentración suponiendo una temperatura } T=105^{\circ}\text{F"}$
"Mejor fijar una temperatura de salida: 100 °F=37,78 °C"

$$Cp_{aac}=Cp(\text{water}; T=T_{sal}; P=1,013)$$

$$H_{aac}=Cp_{aac}*(T_{sal}-T_{ref})$$

$$BE_{entrada}=F_{16f}*H_{16f}+H_{16a}*F_{16a}$$

$$BE_{salida}=BE_{entrada}$$

$$BE_{salida}=(F_{16}-F_{aac})*H_{16_hc}+ F_{aac}*H_{aac}+F_{6a}*H_{6a}+q_{per}$$

$q_{per}=f*(F_{16f}*H_{16f}+H_{16a}*F_{6a}) \text{ "Pérdidas de calor en el vibrotamiz suponiendo un 15-20% del calor de la entrada"}$
"se calculan las pérdidas en función de la temperatura de salida"

" Balance de energía mezclador- Corrientes 6s,6a,6"

"Corrientes de entrada"

$$F_{6s}=1764,306 \text{ [kg/h]}$$

$$x_{6s}=0,3060$$

$$T_{6s}=40,56 \text{ [}^\circ\text{C]}$$

$$F_6=2194,7068 \text{ [kg/h]}$$

$$x_6=0,26594$$

$$T_{6a}=37,78 \text{ [}^\circ\text{C]}$$

$$H_{6s}= -35 \cdot 2,236 \text{ "Diagrama entalpía concentración suponiendo una temperatura } T=105^\circ\text{F}"$$

"Supongo una C_p igual para todas las corrientes para obtener mayor precisión que con el diagrama"

$$T_6=(F_{6s} \cdot T_{6s}+F_{6a} \cdot T_{6a})/(F_{6s}+F_{6a})$$

"Balance de energía mezclador- Corrientes 5,6,7"

$$F_5=2668,26 \text{ [kg/h]}$$

$$x_5=0,3487$$

$$F_7=F_5+F_6$$

$$x_7=0,3113$$

$$H_6= -21,61 \cdot 2,236 \text{ "Diagrama entalpía concentración suponiendo una temperatura } T=104^\circ\text{F}"$$

$$H_5=-17 \cdot 2,236 \text{ "Diagrama entalpía concentración suponiendo una temperatura } T=148,01^\circ\text{F}"$$

$$F_6 \cdot H_6+F_5 \cdot H_5=F_7 \cdot (H_7 \cdot 2,236)$$

"Diagrama de entalpía concentración para H_7 y x_7 "

$$T_7=125 \text{ [}^\circ\text{F]}$$

Resultados

$BE_{\text{entrada}} = -585031 \text{ [kJ/h]}$	$BE_{\text{salida}} = -585031 \text{ [kJ/h]}$	$C_{p_a} = 4,183$	$C_{p_{aac}} = 4,182$
$f = 0,01669$	$F_{16} = 2051 \text{ [kg/h]}$	$F_{16a} = 430,9 \text{ [kg/h]}$	$F_{16f} = 2050 \text{ [kg/h]}$
$F_5 = 2668 \text{ [kg/h]}$	$F_6 = 2195 \text{ [kg/h]}$	$F_{6a} = 430,4 \text{ [kg/h]}$	$F_{6s} = 1764 \text{ [kg/h]}$
$F_7 = 4863 \text{ [kg/h]}$	$F_{aac} = 143,6 \text{ [kg/h]}$	$H_{16a} = 104,6 \text{ [kJ/kg]}$	$H_{16f} = -307,3 \text{ [kJ/kg]}$
$H_{16,hc} = -330,3 \text{ [kJ/kg]}$	$H_5 = -38,01 \text{ [kJ/kg]}$	$H_6 = -48,32 \text{ [kJ/kg]}$	$H_{6a} = 74,43 \text{ [kJ/kg]}$
$H_{6s} = -78,26 \text{ [kJ/kg]}$	$H_7 = -19,08 \text{ [kJ/kg]}$	$H_{aac} = 158 \text{ [kJ/kg]}$	$q_{per} = -9767 \text{ [kJ/h]}$
$T_{16a} = 25 \text{ [}^\circ\text{C]}$	$T_{16f} = 40,56 \text{ [}^\circ\text{C]}$	$T_6 = 40,01 \text{ [}^\circ\text{C]}$	$T_{6a} = 37,78 \text{ [}^\circ\text{C]}$
$T_{6s} = 40,56 \text{ [}^\circ\text{C]}$	$T_7 = 125 \text{ [}^\circ\text{F]}$	$T_{ref} = 0 \text{ [}^\circ\text{C]}$	$T_{sal} = 37,78 \text{ [}^\circ\text{C]}$
$x_{16crist,MgSO_4} = 0,4885$	$x_{16f,MgSO_4} = 0,476$	$x_5 = 0,3487$	$x_6 = 0,2659$
$x_{6a,MgSO_4} = 0,1017$	$x_{6s} = 0,306$	$x_7 = 0,3113$	

ANEXO XIV. CÓDIGO DEL DISEÑO DEL SECADOR DE TAMBOR ROTATIVO

"Diseño de secador rotativo"

"Datos del sólido"

$L_s = 1907,358$ [kg/h] "Cantidad de sólido seco-Tomado del BM"

$X_1 = 0,0753$ "Humedad absoluta entrada sólido-Tomado del BM"

$X_2 = 0,0152$ "Humedad absoluta de salida del sólido-Tomado del BM"

$T_{L1} = 37,78$ [°C] "Temperatura de entrada del sólido húmedo-Aspen"

$T_{L2} = 48,22$ [°C] "Temperatura máxima que puede alcanzar el sólido-Diagrama entalpía-concentración, límite del heptahidratado"

$c_L = 1,546$ [kJ/kg·K] "Capacidad calorífica del sólido-Dato tomado del libro de la información de la introducción [2]"

"Datos del gas"

$T_{02} = 25$ [°C]

$Y_2 = \text{HumRat}(\text{AirH}_2\text{O}; T=T_{02}; r=0,65; P=1)$

$c_W = 4,18$ [kJ/kg·°C] "Capacidad calorífica del agua"

$T_2 = 140$ [°C]

$H_w = 2260$

$c_s = \text{SpecHeat}(\text{AirH}_2\text{O}; T=T_2; w=Y_2; P=1)$

$Y_w = Y_2 + (c_s/H_w) * (T_2 - T_w)$

$Y_w = \text{HumRat}(\text{AirH}_2\text{O}; T=T_w; r=1; P=1)$

"Datos y cálculos previos"

$T_{ref} = 0$

$Q_P = 15$

$N_{OGt} = 2$

$H_2 = \text{Enthalpy}(\text{AirH}_2\text{O}; T=T_2; w=Y_2; P=1)$ "Entalpía gas de entrada."

"Estimación de las temperaturas de salida del gas y del sólido"

$\exp(N_{OGt}) = ((T_2 - T_w) / (T_1 - T_w))$

$\Delta H_{vap1} = \text{Enthalpy_vaporization}(\text{Water}; T=T_1)$

$C_{aire1} = C_p(\text{Air}_{ha}; T=T_1; P=1)$

$H_1 = (C_{aire1} + Y_1 * C_W) * (T_1 - T_{ref}) + Y_1 * \Delta H_{vap1}$

"Cálculo entalpías del sólido húmedo"

$$H_{L1}=(c_L+C_w \cdot X_1) \cdot (T_{L1}-T_{ref})$$

$$H_{L2}=(c_L+C_w \cdot X_2) \cdot (T_{L2}-T_{ref})$$

"Balance de materia"

$$G_s \cdot (Y_2 - Y_1) = L_s \cdot (X_2 - X_1)$$

"Balance de energía"

$$L_s \cdot (H_{L1} - H_{L2}) = G_s \cdot (H_1 - H_2) + (Q_P/100) \cdot G_s \cdot H_2$$

$$\text{Per}_Q = (Q_P/100) \cdot G_s \cdot H_2$$

"Datos"

$\{q_{pI}=0,17$ "Fracción de pérdida de calor en Zona I"

$q_{pII}=0,65$ "Fracción de pérdida de calor en Zona I"

$q_{pIII}=0,18$ "Fracción de pérdida de calor en Zona I"}"

$q_{pI}=0,1237$ "Fracción de pérdida de calor en Zona I"

$q_{pII}=0,85$ "Fracción de pérdida de calor en Zona I"

$q_{pIII}=0,02631$ "Fracción de pérdida de calor en Zona I"

$F_{Gmax}=2500$ [kg/h·m²] "Flujo máximo de gas en el secador-Tomado de los apuntes de O.S [34]"

"Cálculo de número de unidades de transferencia-Zona III"

$$G_s \cdot (H_2 - H_D) = L_s \cdot (H_{L2} - H_{LB}) + q_{pIII} \cdot \text{Per}_Q$$

$$H_D = \text{Enthalpy}(\text{AirH}_2\text{O}; T=T_D; w=Y_D; P=1)$$

$$Y_D = Y_2$$

$$H_{LB} = (c_L + C_w \cdot X_B) \cdot (T_w - T_{ref})$$

$$X_B = X_2$$

$$\text{DELTA}_{TIII} = L_s \cdot (H_{L2} - H_{LB}) / (G_s \cdot c_{sIII})$$

$$c_{sIII} = \text{SpecHeat}(\text{AirH}_2\text{O}; T=(T_2+T_D)/2; w=Y_2; P=1)$$

$$N_{OGtIII} = \text{DELTA}_{TIII} / \text{DELTA}_{Tml_III}$$

$$\text{DELTA}_{Tml_III} = ((T_2 - T_{L2}) - (T_D - T_w)) / \ln((T_2 - T_{L2}) / (T_D - T_w))$$

"Cálculo de número de unidades de transferencia-Zona I"

$$G_s \cdot (H_c - H_1) = L_s \cdot (H_{LA} - H_{L1}) + q_{pI} \cdot \text{Per}_Q$$

$$H_c = \text{Enthalpy}(\text{AirH}_2\text{O}; T=T_c; w=Y_c; P=1)$$

$$Y_c = Y_1$$

$$H_{LA}=(c_L+C_w*X_A)*(T_w-T_{ref})$$

$$X_A=X_1$$

$$DELTA_{TI}=L_s*(H_{LA}-H_{L1})/(G_s*c_{sl})$$

$$c_{sl}=\text{SpecHeat}(\text{AirH2O};T=(T_1+T_c)/2;w=Y_1;P=1)$$

$$N_{OGtI}=DELTA_{TI}/DELTA_{Tml_I}$$

$$DELTA_{Tml_I}=(T_c-T_w)-(T_1-T_{L1})/\ln((T_c-T_w)/(T_1-T_{L1}))$$

"Cálculo de número de unidades de transferencia-Zona II"

$$DELTA_{Tper}=q_{PII}*Per_Q/(G_s*c_{sII})$$

$$c_{sII}=\text{SpecHeat}(\text{AirH2O};T=(T_D+T_C)/2;w=(Y_1+Y_2)/2;P=1)$$

$$DELTA_{TII}=(T_D-T_C)-DELTA_{Tper}$$

$$N_{OGtII}=DELTA_{TII}/DELTA_{Tml_{II}}$$

$$DELTA_{Tml_{II}}=((T_D-T_W)-(T_c-T_w))/\ln((T_D-T_W)/(T_c-T_w))$$

"Revisión del reparto de pérdidas de calor asignado a cada zona"

$$N_{OGt_{total}}=abs(N_{OGtI})+N_{OGtII}+N_{OGtIII}$$

$$q_{PI_{it}}=abs(N_{OGtI})/N_{OGt_{total}}$$

$$q_{PII_{it}}=N_{OGtII}/N_{OGt_{total}}$$

$$q_{PIII_{it}}=N_{OGtIII}/N_{OGt_{total}}$$

"Sección transversal mínima"

$$S_{min}=G_s*(1+Y_1)/F_{Gmax}$$

"Cálculo del diámetro mínimo"

$$S_{min}=(3,14*D_{min}^2/4)$$

"Cálculo de la altura de la unidad de transferencia y la longitud del secador"

$$F_G=F_{Gmax} \text{ "Se impone el valor de la } F_G \text{ como el valor de flujo másico máximo "}$$

$$K=3,5 \text{ "Valor típico-Apuntes de O.S"}$$

$$ha=K*F_G^{0,67}/D_{min}$$

$$H_{oGt}=(G_s/S_{min})*c_{sII}/ha$$

$$Z=H_{oGt}*(N_{OGtI}+N_{OGtII}+N_{OGtIII})$$

$$\text{Comprobación}=Z/D_{min}$$

Resultados

Comprobación = 5,082	$C_{\text{aire1}} = 1,008$	$c_L = 1,546 \text{ [kJ/kg}\cdot\text{K]}$
$c_s = 1,04$	$c_{sI} = 1,073$	$c_{sII} = 1,056$
$c_{sIII} = 1,04$	$c_W = 4,18 \text{ [kJ/kg}\cdot\text{°C]}$	$\Delta h_{\text{vap1}} = 2368$
$\Delta T_I = 3,152$	$\Delta T_{II} = 52,64$	$\Delta T_{III} = 3,147$
$\Delta T_{mI} = 18,75$	$\Delta T_{mII} = 47,13$	$\Delta T_{mIII} = 92,62$
$\Delta T_{\text{per}} = 21,41 \text{ [K]}$	$D_{\text{min}} = 1,652 \text{ [m]}$	$F_G = 2500 \text{ [kg/h}\cdot\text{m}^2]$
$F_{G\text{max}} = 2500 \text{ [kg/h}\cdot\text{m}^2]$	$G_s = 5172 \text{ [kg/h]}$	$h_a = 400,6 \text{ [dim/m]}$
$H_1 = 148 \text{ [kJ/kg]}$	$H_2 = 177,3 \text{ [kJ/kg]}$	$H_c = 154,7 \text{ [kJ/kg]}$
$H_D = 173,3 \text{ [kJ/kg]}$	$H_{L1} = 70,3$	$H_{L2} = 77,61$
$H_{LA} = 79,47$	$H_{LB} = 68,74$	$H_{oGt} = 6,363 \text{ [m]}$
$H_W = 2260$	$K = 3,5$	$L_s = 1907 \text{ [kg/h]}$
$N_{OGt} = 2$	$N_{OGtI} = 0,1681$	$N_{OGtII} = 1,117$
$N_{OGtIII} = 0,03398$	$N_{OGt,\text{total}} = 1,319$	$\text{Per}_Q = 137550 \text{ [kJ/h]}$
$Q_p = 15$	$q_{pI} = 0,1237$	$q_{pII} = 0,85$
$q_{pIII} = 0,02631$	$q_{pIII,\text{it}} = 0,02576$	$q_{pII,\text{it}} = 0,8468$
$q_{pI,\text{it}} = 0,1274$	$S_{\text{min}} = 2,142 \text{ [m}^2]$	$T_{O2} = 25 \text{ [°C]}$
$T_1 = 55,87 \text{ [°C]}$	$T_2 = 140 \text{ [°C]}$	$T_c = 62,13$
$T_D = 136,2$	$T_{L1} = 37,78 \text{ [°C]}$	$T_{L2} = 48,22 \text{ [°C]}$
$T_{\text{ref}} = 0 \text{ [°C]}$	$T_w = 42,71 \text{ [°C]}$	$X_1 = 0,0753 \text{ [kg/kg]}$
$X_2 = 0,0152 \text{ [kg/kg]}$	$X_A = 0,0753$	$X_B = 0,0152$
$Y_1 = 0,03524 \text{ [kg/kg]}$	$Y_2 = 0,01308 \text{ [kg/kg]}$	$Y_c = 0,03524$
$Y_D = 0,01308$	$Y_w = 0,05785$	$Z = 8,394 \text{ [m]}$

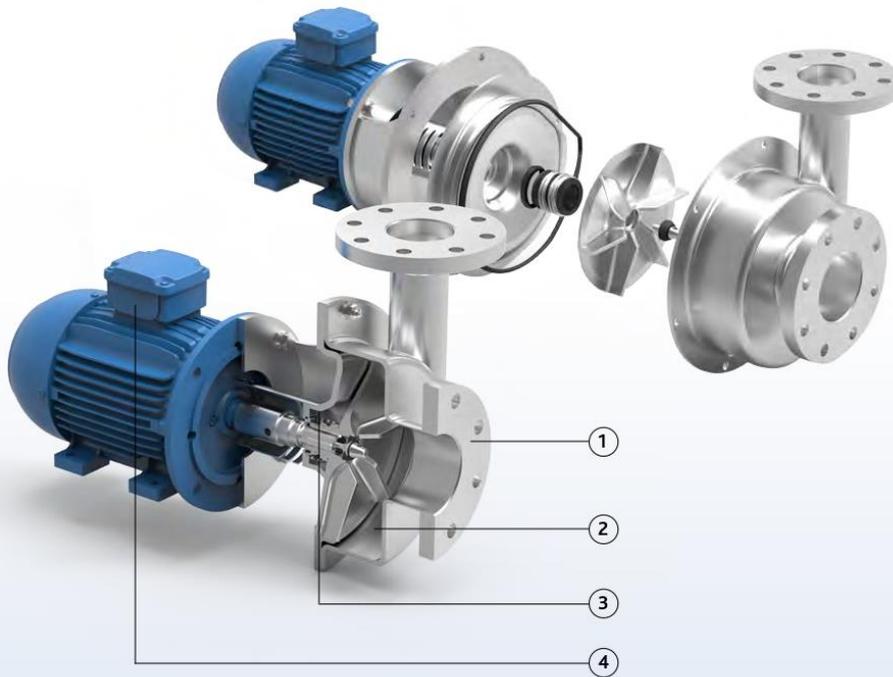
ANEXO XV. CATÁLOGO DE BOMBAS

Pump series IFF



Characteristics

These robust pumps have stainless steel 316L pump casings constructed in thick cold rolled plate and can be equipped with open or vortex investment cast impellers stainless steel 316L or similar. The pumps have a large clearance between the impeller and the pump casing and as a result they can handle solids, fibres, foils and leaves without any risk of clogging. Thanks to its solid construction and electropolished design these pumps are the reliable component for your production process.



IFF

- 1 Pressed stainless steel, pump casing thickness up to 8 mm, back plate up to 30 mm
- 2 Large clearance between impeller and pump casing
- 3 Large seal cavity to guarantee liquid circulation around the seal
- 4 Monobloc execution with std. IEC motors
- 5 Standardized mechanical seals to EN 12756
FDA approved bellow mechanical seals or balanced O-ring seals



bellow seal



Your benefits

- Non-clogging, suitable for handling liquids with solids, fibres, foils and / or leaves
- Electropolished: higher resistance against corrosion
- Easy & robust construction and easy maintenance: less downtime
- Easy to install
- Solid impellers in investment cast material
- Standard components

Application areas

The Packo pumps of the series IFF are used in a wide range of industries and applications.

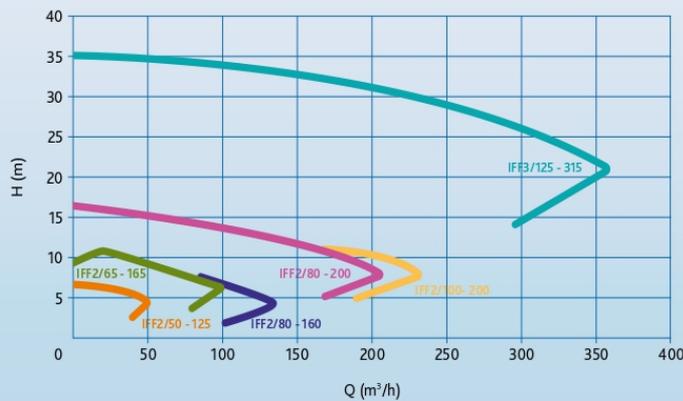
You can find them in just about all industries such as vegetable industry, water treatment and textile industry as well as in e.g. biogas, biodiesel and bioethanol applications.

Typically the pumps are transferring liquids with fibres and solids coming from washing or blanching vegetables, potato waste, circulation of liquids on digesters, etc.

Pump series	IFF
Performance	
max. flow rate	360 m ³ /h
max. differential head	35 m
max. inlet pressure	13 bar
max. liquid viscosity	500 cP
max. temperature	140°C
impeller type	open or vortex
max. free passage	35 mm
max. motor power	90 kW
max. speed	1500/1800 rpm
available frequency	50/60 Hz
Technical specifications	
materials wetted parts	stainless steel 316L or similar
mechanical seal configuration	single bellow, single balanced, quench, double, pressurized barrier
available O-ring materials	EPDM, FKM, FEP-FKM
connections	BSP fittings, flanges according to EN1092-1/01 & 02, ANSI flanges
surface finish	industrial, internal welds not hand polished, electropolished
certificates & legislation	   

Performance curves at 1450 rpm

IFF



ANEXO XVI. ÁBACO DE MOODY Y NOMOGRAMA

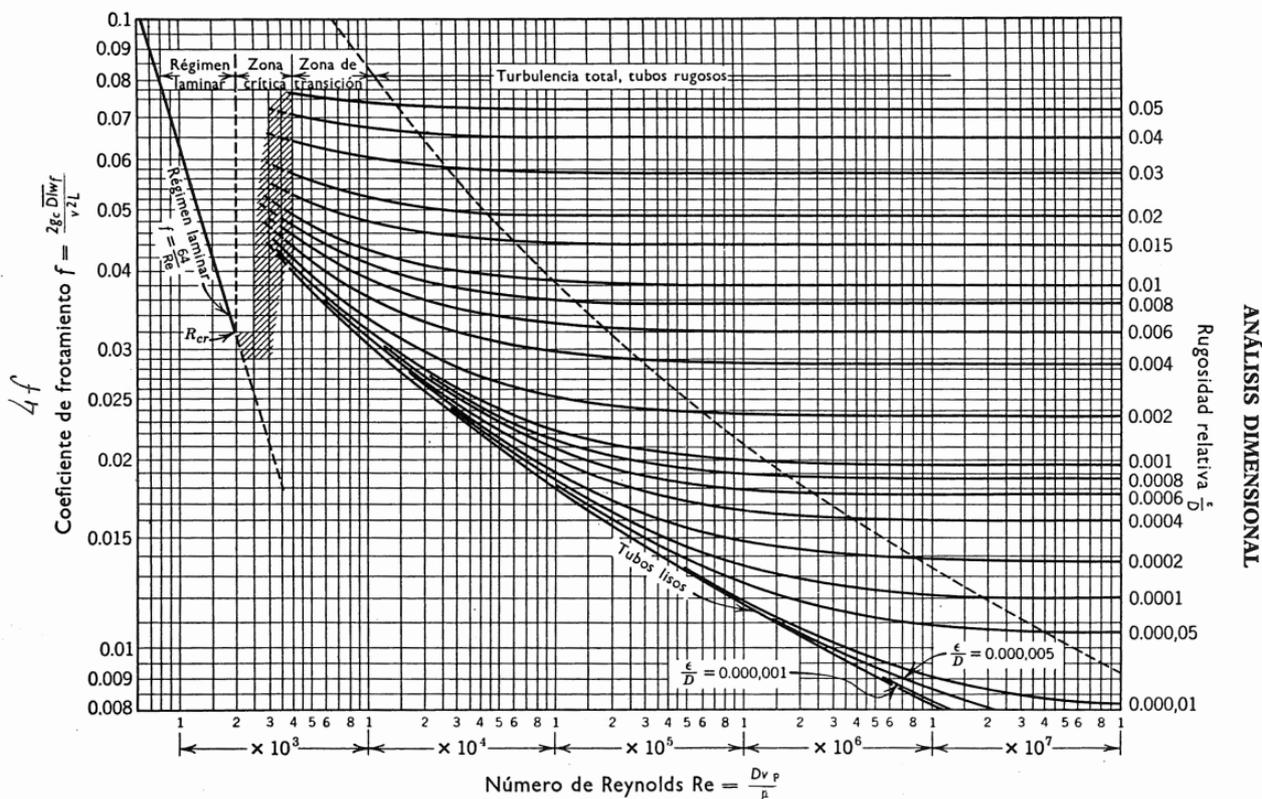


FIG. 125. Coeficiente de frotamiento en función del número de Reynolds y de la rugosidad relativa de la superficie del tubo. (1)

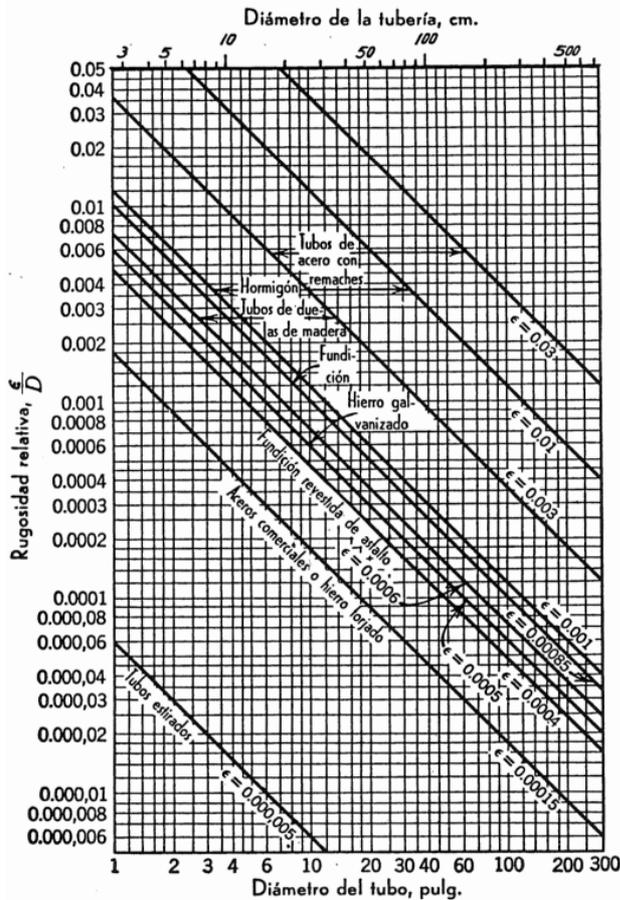


FIG. 126. Rugosidad relativa en función del diámetro, para tubos de diversos materiales. (1)

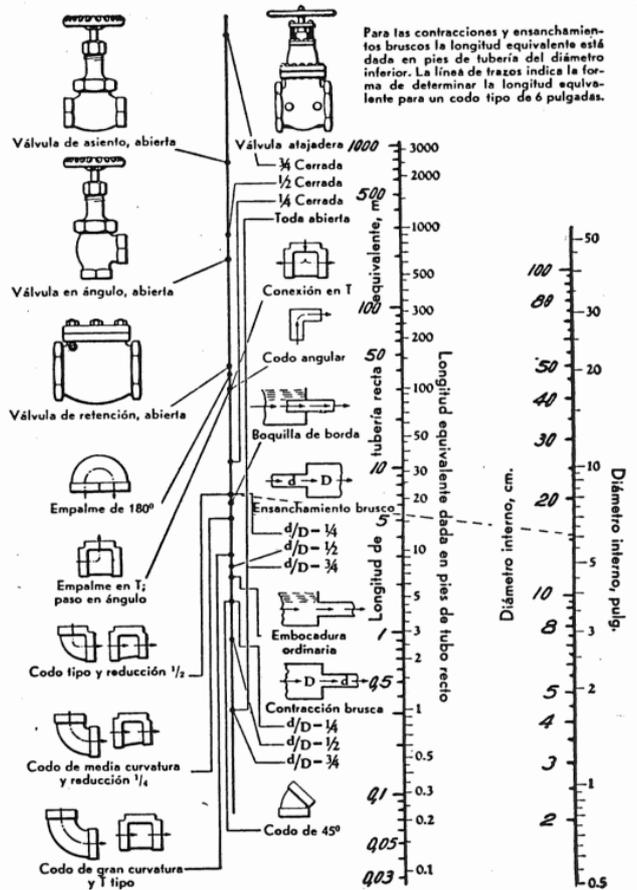


FIG. 127. Longitud de tubo equivalente al frotamiento en válvulas y accesorios. (Crane Co.)