

Universidad de **Cádiz**

Proyectos de fin de carrera de **Ingeniería Química**

Facultad: CIENCIAS

Titulación: INGENIERÍA QUÍMICA

Titulo: Diseño básico de una planta de extracción de sales minerales de las aguas de un manantial

Autores: Lucía UTRERA CUESTA
Antonio J. ARCHIDONA RODRÍGUEZ

Fecha: Junio 2012





Resumen

El objetivo de este proyecto es el diseño de una Planta de Extracción de Sales Minerales de las Aguas de un Manantial, al que se tendrá acceso a través de un pozo de 140,5 metros de profundidad. Tras el tratamiento llevado a cabo en la planta se obtienen las sales que se venderán a empresas de cosmética, balnearios, etc. Por lo tanto describiremos el proceso al que se somete dicha agua así como los equipos utilizados en nuestra planta.

La planta se situará en Galicia, en las inmediaciones del manantial del que vamos a abastecernos, en la isla de A Toxa, en la provincia de Pontevedra.

El caudal que se va a extraer del pozo será de 3,125 m³/h, sin que haya riesgo de acabar con esta reserva de agua puesto que el periodo de operación de la planta es de tres meses al año siendo por lo tanto una explotación racional la que se lleva a cabo.

El agua de partida es de mineralización fuerte con un 3% de minerales (Na⁺, Cl⁻, F⁻, Mg⁺², K⁺...) y una temperatura de 30°C. La captación se llevará a cabo a través de un único pozo, usando una bomba sumergible de la empresa ITUR, S.A, el modelo D4-21/32/4T3.

El primer equipo al que se lleva el agua es un intercambiador de calor, con el objetivo de incrementar su temperatura y así tenerla en las condiciones que necesitamos para la siguiente unidad de la planta. El intercambiador elegido es del fabricante BASCO Type 500, el modelo 06024, de carcasa y tubos rectos. Para alcanzar el intercambio de calor se usará como fluido caliente el vapor saturado procedente de una caldera que nos genera vapor a alta presión, siendo el modelo elegido la RL 1250, de la empresa ATTSU.

La línea de producto sale del intercambiador de calor a una temperatura de 86,35°C, siendo el siguiente paso el de la evaporación, para así poder aumentar la concentración de sales en agua hasta el máximo posible sin que lleguen a saturarla y por lo tanto sin que precipiten antes de lo deseado.

El proceso de evaporación se llevará a cabo mediante dos equipos evaporadores, de 8 m² cada uno, por lo tanto la nuestra será una Evaporación de múltiple efecto, concretamente de doble efecto, en la que el vapor necesario para el primer evaporador lo suministrará una caldera de vapor saturado, modelo CEV-1050 del fabricante PIROBLOC, mientras que el vapor generado en este primer equipo será el que aporte el calor necesario en el segundo evaporador.

Los evaporadores elegidos son el modelo TZ80, de la empresa ZEAN CONSULTORES, y el producto que se obtiene tras esta operación es una corriente de agua concentrada al 25%, por ser este valor el máximo que se puede alcanzar.

El vapor generado en el segundo evaporador se tratará en un aerocondensador, de manera que el condensado resultante se pueda recircular a la caldera y así volver a utilizar esa corriente, ya que es un caudal lo suficientemente alto como para desecharlo. El aerocondensador que llevará a cabo dicha operación es el ACV090 de la firma Haarslev Industries.

La corriente de condensado irá pasando a un tanque de almacenamiento, de ahí parte se reconducirá a una de las calderas, otra se tomará para el uso de la planta y una tercera se propone como posible destino a la venta de agua destilada.

En el segundo evaporador debemos trabajar a vacío, ya que para alcanzar el punto de ebullición de la disolución al 25% de concentración de sales sería necesario mantener el equipo a temperaturas muy altas, lo que supondría un gran consumo energético. De modo que este factor se puede solucionar colocando una bomba de vacío que nos permita llegar a una temperatura de ebullición más baja de la que sería trabajando a presión atmosférica. Dicha bomba hará que nuestro equipo trabaje a una presión de 0,08 bar y la colocaremos tras el aerocondensador. La bomba elegida es el modelo RP 35C VARIO, del fabricante Vacuumbrand.

De igual forma que en el aerocondensador, las corrientes de condensados que se obtienen de los evaporadores van al tanque de almacenamiento.

En este punto del proceso tenemos una corriente de agua concentrada al 25% a una temperatura de 46,7°C. Esas son las condiciones a las que la línea de producto abandona el segundo evaporador y tras ello, la siguiente operación a la que la sometemos es la cristalización. En ella se consigue llevar la disolución a unas condiciones de sobresaturación para que de esta forma puedan cristalizar las sales que hasta ese momento estaban disueltas en agua. La planta dispondrá de dos cristalizadores, suministrados por la empresa BMA, teniendo cada uno un área de calefacción de 11,3 m². El vapor encargado de aportar el calor necesario para llevar a cabo dicho proceso se obtendrá de la misma caldera que da suministro al intercambiador de calor, ya que la temperatura es mayor que el vapor de la otra caldera. El condensado resultante irá como en los casos anteriores a la caldera para que pueda reutilizarse.

Los cristales que se obtienen tendrán algo de humedad, por lo tanto la última etapa de nuestro proceso será el secado, para que se puedan distribuir y vender correctamente las sales producidas.

La inversión en capital fijo para la puesta en marcha de la Planta de extracción de sales minerales, dará un total de 882.611,99€. La planta de extracción producirá 45.000 kg/año de sales minerales, que originarán unos ingresos anuales netos de 900.000 €. Los gastos netos anuales ascienden a 296.888,31 €, obteniendo un beneficio bruto anual de 603.111,7€. Sin embargo, teniendo en cuenta el factor anual de amortización, el factor anual de pérdida de valor del inmovilizado y el factor que determina los impuestos, obtendremos un beneficio neto anual de 175.782,66 €.

Por último, la rentabilidad obtenida es del 20%, y puesto que la rentabilidad mínima que se debe exigir a una planta industrial es de un 15%, se puede decir que el diseño de la planta proyectada será viable económicamente.

Puerto Real, Junio 2012

Fdo. Antonio J. Archidona Rodríguez

Fdo. Lucía Utrera Cuesta

Documentos del Proyecto

DOCUMENTO 1. MEMORIA

- Memoria descriptiva
- Anexos a la memoria

DOCUMENTO 2. PLANOS

DOCUMENTO 3. PLIEGO DE CONDICIONES

DOCUMENTO 4. PRESUPUESTO

DOCUMENTO 1

MEMORIA

MEMORIA DESCRIPTIVA

ÍNDICE

Capítulo 1. INTRODUCCIÓN	1
1.1 Aguas minerales	1
1.2 Características de aguas subterráneas en España y comunidad de Galicia...	2
1.3 Características terapéuticas	5
Capítulo 2. OBJETO Y ALCANCE DEL PROYECTO	7
2.1 Objeto.....	7
2.2 Alcance del proyecto	7
Capítulo 3. JUSTIFICACIÓN	8
Capítulo 4. VIABILIDAD	9
4.1 Viabilidad Técnica.....	9
4.2 Viabilidad Legal.....	9
4.3 Viabilidad Económica	9
4.4 Legislación	10
Capítulo 5. LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA	11
Capítulo 6. CARACTERÍSTICAS DEL AGUA A TRATAR	12
Capítulo 7. MARCO TEÓRICO	14
7.1 Evaporación	14
7.1.1 Introducción	14
7.1.2 Evaporador.....	14
7.1.3 Parámetros que intervienen en el diseño de evaporadores	14
7.1.4 Materiales de construcción.....	18
7.1.5 Equipos auxiliares del evaporador	18
7.1.6 Capacidad de un evaporador	22
7.1.7 Coeficientes de transmisión de calor.....	23
7.1.8 Economía de un evaporador.....	25
7.1.9 Evaporador de simple efecto	26
7.1.10 Aprovechamiento del vapor desprendido	27
7.1.11 Evaporadores de múltiple efecto.....	33
7.1.12 Tipos de evaporadores.....	35
7.2 Cristalización	45
7.2.1 Introducción	45
7.2.2 Fundamentos de la cristalización.....	46
7.2.3 Equipos de cristalización	51

7.3	Etapa de secado	57
7.3.1	Equipos de Secado	58
7.4	Calderas	61
7.5	Bombas.....	63
Capítulo 8. DESCRIPCIÓN DE LOS PROCESOS ELEGIDOS		65
8.1	Evaporación de doble efecto.....	65
8.1.1	Introducción: Evaporación de efecto múltiple	65
8.1.2	Método de alimentación.....	67
8.1.3	Efecto de la carga de líquido y de la elevación del punto de ebullición.....	68
8.1.4	Método de cálculos.....	70
8.1.5	Tipo de evaporador elegido	70
8.2	Cristalización por evaporación	72
8.3	Equipo de secado propuesto.....	73
8.4	Sistema de condensación elegido	76
Capítulo 9. DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA - EQUIPOS.....		78
9.1	Introducción	78
9.2	Captación de agua del manantial	78
9.2.1	Bomba de captación	79
9.3	Pretratamiento	80
9.3.1	Criterios para el diseño de un intercambiador de calor	80
9.3.2	Selección del tipo de intercambiador de calor	81
9.4	Etapa de evaporación.....	82
9.5	Etapa de cristalización	84
9.6	Equipos auxiliares.....	85
9.6.1	Servicio de vapor. Calderas	85
9.6.2	Aerocondensador.....	86
9.6.3	Tanque de almacenamiento de condensados	87
9.6.4	Bombas.....	88
9.7	Cálculo de la instalación hidráulica	89
9.7.1	Dimensionamiento de tuberías	89
9.7.2	Pérdidas de carga	90
Capítulo 10. CONTROL E INSTRUMENTACIÓN.....		93
10.1	Variables de operación.....	94
10.2	Instrumentación	94
10.3	Sistemas de control	97

Capítulo 11. SEGURIDAD EN LA PLANTA	98
11.1 Fundamentos teóricos de la seguridad	98
11.1.1 Análisis de riesgos y establecimiento de medidas preventivas	98
11.1.2 Tipos de riesgos básicos	100
11.1.3 Protección personal	100
11.1.4 Alumbrado	102
11.1.5 Gestión de la Seguridad	102
11.1.6 Higiene industrial	104
11.1.7 Planes de emergencia y evacuación	104
11.2 Seguridad en el proceso	105
11.2.1 Riesgo físico	105
11.2.2 Riesgo eléctrico	106
11.2.3 Riesgo en la manipulación de máquinas y herramientas de trabajo	107
11.2.4 Riesgo en la línea de proceso	108
Capítulo 12. MEDIO AMBIENTE	110
12.1 Introducción	110
12.2 Definiciones de conceptos importantes	110
12.3 Normativa	111
12.4 Contaminación atmosférica	112
12.5 Contaminación de aguas	113
12.6 Residuos	115
12.7 Ruido	117
12.8 Evaluación de impacto ambiental	117
12.9 Evaluación de impacto ambiental de la línea de proceso	118
Capítulo 13. MANTENIMIENTO	119
13.1 Funciones del mantenimiento	119
13.2 Tipos de mantenimiento	120
13.3 Política de mantenimiento	124
13.4 Costes de mantenimiento	125
13.5 Plan de mantenimiento	126
13.6 Plan de mantenimiento del proceso	127
13.6.1 Priorización de equipos	127
13.6.2 Mantenimiento de los equipos	129
13.7 Puesta en marcha	133

BIBLIOGRAFÍA

Capítulo 1. INTRODUCCIÓN

1.1 Aguas Minerales

El término “agua mineral” no constituye una definición basada en una fundamentación científica, ya que todas las aguas del planeta están en mayor o menor medida enriquecidas en determinados tipos de sales.

En realidad, la denominación de agua mineral se utiliza con acepciones muy diversas. En algunos casos, se consideran aguas minerales las que poseen un contenido anómalo en determinados elementos como **S, Br, Li, Fe, F**, que normalmente aparecen en muy bajas concentraciones en las aguas subterráneas.

Si la temperatura es superior en 4 grados a la temperatura media anual del lugar donde alumbran, se consideran termales.

Si el contenido de sales disueltas les confiere propiedades terapéuticas para el tratamiento de diferentes enfermedades, se les denomina mineromedicinales. Desde la antigüedad las aguas mineromedicinales son usadas por 4 razones:

- propiedades organolépticas,
- propiedades terapéuticas y medicinales
- balneológicas
- extracción de sales minerales para uso industrial

Actualmente se encuentra en desarrollo el uso de los fangos mineromedicinales, que se generan como precipitación de las sales disueltas al salir las aguas por los manantiales, en la elaboración de productos farmacéuticos medicinales y de belleza.

El desarrollo tecnológico ha permitido un mayor aprovechamiento de estas aguas, utilizándolas para la extracción de sales minerales, útiles en diferentes ramas de la industria, en la que ocupa un lugar destacado la de cosmética.

El uso de las aguas minerales se está extendiendo y se empieza a considerar que cien años después de la primera estamos en una segunda edad de oro del termalismo español.

Actualmente están en funcionamiento unos cien balnearios con instalaciones modernas, distribuidos irregularmente por la geografía española, siendo Galicia la Comunidad con mayor número de establecimientos activos (Actas del II Foro Ibérico sobre aguas envasadas y balnearios, Porto 2006). Hoy, ya en el **siglo XXI**, son instituciones de renovada importancia, no solo médica sino social, por lo que auguramos un futuro prometedor a estos establecimientos sanitarios.

La Balneoterapia ha tenido en España grandes altibajos a lo largo de los siglos. Disfrutó de momentos de esplendor con romanos y árabes y sufrió otros de olvido, abandono e incluso rechazo. Resurge en el siglo XVIII, alcanzando su cénit a finales del XIX y vuelve a decaer en el XX. En la actualidad, existe un gran interés por todo lo natural y el empleo de las aguas minerales ha cobrado nueva fuerza y se ha hecho popular.

Se han buscado nuevas aplicaciones, además de la terapéutica, en los aspectos preventivos, estéticos, lúdicos e incluso turísticos. El año 2000 fue declarado internacionalmente, año del Termalismo, lo que corrobora el interés actual en todo el mundo por estas terapias.

Esperamos que el auge de los estudios en este campo, supongan un conocimiento más científico y una mejor utilización de este recurso natural que son las aguas minerales y confiamos que la Humanidad pueda seguir disfrutando ellas en el futuro.

Todo esto justifica que en España a principios del año 2009 se construyera en Almería, la primera y única instalación para la extracción de minerales de agua subterránea de un manantial para su uso terapéutico en el campo de la cosmética y balnearios; de la cual nos servimos de referencia para comenzar el proyecto que nos ocupa.

1.2 Características de aguas subterráneas en España y comunidad de Galicia

Galicia se presenta como una comunidad potencialmente activa en cuanto a la explotación de los manantiales y recursos de aguas termales, mineral-natural y mineral-medicinal a través de los diferentes aprovechamientos.

La mayor parte de las aguas que han circulado a través de sus litologías silicatadas de grano medio y grueso tienden a ser bicarbonatado-sódico/potásicas, no obstante, en algunas fuentes termales así como en manantiales próximos a la costa, la componente clorurada puede ser muy importante (como es el caso de nuestro manantial situado en la provincia de Pontevedra).

Galicia es un territorio rico en manifestaciones termales, como podemos observar en la **Figura 1.1** muchas de ellas son conocidas desde tiempos remotos y, en la actualidad, constituyen una fuente de riqueza al haberse desarrollado una importante red de instalaciones balnearias que combinan el aspecto lúdico con el terapéutico.

En un estudio publicado hace ya algunos años por la Consellería de Industria y Comercio se indica que, en aquel momento existía un total de 314 puntos de aguas minerales y terminales. En el año 1996 se realizó una pormenorizada exposición de los aspectos históricos del termalismo gallego, presentando una reducida información relativa a las características físico-químicas de sus aguas y de otros aspectos relacionado.

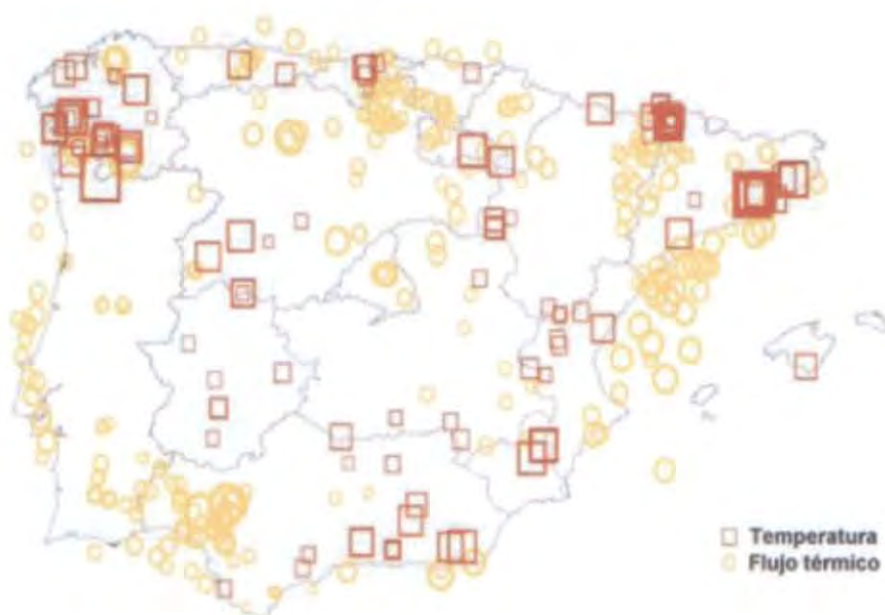


Figura 1.1

Temperaturas medidas en los puntos de surgencia de manantiales españoles y flujo térmico observado en los distintos puntos de la península ibérica. Observamos que la mayor concentración de manifestaciones termales se corresponde con los territorios de Galicia y Cataluña. Lo mismo sucede con la temperatura máxima de sus aguas. **Nota: el tamaño de los símbolos es proporcional a la magnitud del valor.*

En 1993 se realizó un estudio sobre una selección de 21 manantiales de aguas termales asociadas a litologías graníticas en Galicia; pese a ser interesante en su faceta conceptual, adolece de falta de generalidad a la hora de explicar el significado de las distintas aguas termales de Galicia, en particular el caso de las manifestaciones de mayor salinidad, la justificación de ciertos elementos (flúor, litio, bromo, cloruro, etc.), como en el caso que nos concierne para este proyecto.

A pesar de los muchos estudios y publicaciones de monografías, realizadas por la Real Academia Nacional de Farmacia, correspondientes a las aguas minerales y minero-medicinales españolas, y los aspectos interesantes que presentan relativos a la climatología, geología, edafología, botánica, hidrogeoquímica, etc. ninguno de estos

aborda el análisis del origen de las aguas termales en relación con su composición química.

La elevada concentración (el total de sólidos disueltos es cercano a los 30 g/L, valor próximo a los 34,5g/L de media del océano) y temperatura moderada y unas facies marcadamente clorurado-sódica han hecho pensar durante mucho tiempo la vinculación en origen del agua marina con las surgencias termales de estos manantiales.

En la **Figura 1.2** se muestra en un diagrama de Schoeller una comparación entre la composición química de nuestro manantial respecto del agua de mar típica. Es de destacar el menor contenido en magnesio de las aguas de nuestro manantial por comparación con el agua de mar así como la mayor concentración de flúor y bicarbonato.

Todo cabe apuntar a que, si bien el origen mas probable de la salinidad de las aguas de nuestro manantial es debida al agua de mar, ésta ha interactuado de forma intensa con las rocas de modo que, a través de diversas reacciones químicas, se ha fijado una parte del Mg y K (mediante formación de filosilicatos) y se ha lixiviado de la misma una cierta proporción de flúor.

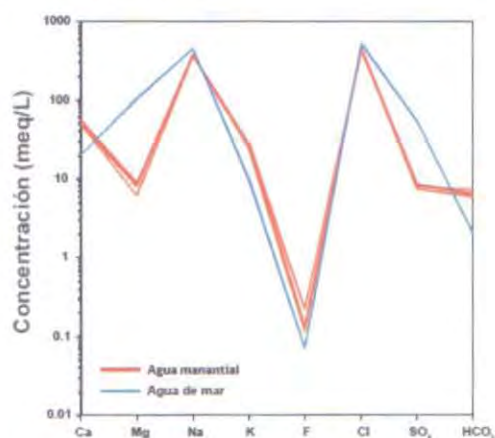


Figura 1.2

El contenido de Mg de nuestro manantial es muy inferior al de las otras aguas, con valores próximos a los de equilibrio con rocas basálticas. Es difícil establecer la vinculación de estas aguas con mezcla de agua marina.

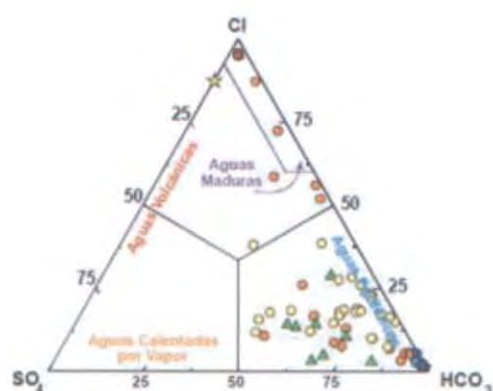


Diagrama Cl-HCO₃-SO₄ (en mg/L) de Giggenbach y Goguel (1989) de los balnearios y fuentes termales de Galicia y norte de Portugal. Substrato igneo: círculos naranja (Galicia) y amarillos (norte de Portugal); Substrato metamórfico (triángulos verdes); Aguas carbogaseosas: pentágonos azul oscuro (Verín y Mondariz) y claro (norte de Portugal); Aguas del balneario de A Toxa: **cuadrados rojos**.

Figura 1.3

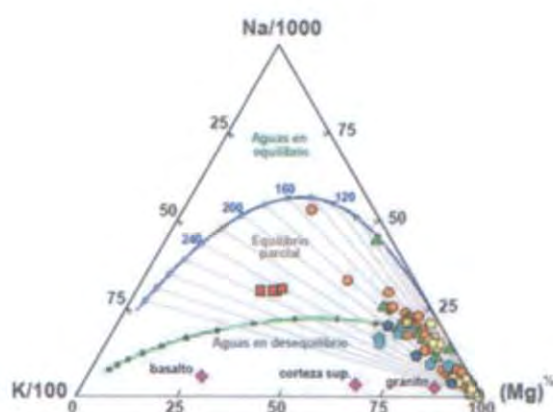


Diagrama triangular de Giggenbach (1988) y proyección de las composiciones de las aguas de balnearios y fuentes termales de Galicia. Substrato igneo: círculos naranja (Galicia) y amarillos (norte de Portugal); Substrato metamórfico (triángulos verdes); Aguas carbogaseosas: pentágonos azul oscuro (Verín) y claro (norte de Portugal); Aguas del balneario de A Toxa: **cuadrados rojos**. Se indica también la composición promedio de basaltos, granitoides y rocas de la corteza superior.

Figura 1.4

Al igual que antes, las aguas de nuestro manantial situadas en la Isla de A Toxa quedan muy separadas del resto de aguas (**Figura 1.3** y **Figura 1.4**), ello da pie a pensar en reacciones e interacción agua rocas distintas a las del resto de aguas termales en Galicia.

1.3 Características terapéuticas

La Hidrología Médica es una especialidad preventivo-terapéutica capaz de influir en aspectos esenciales de la naturaleza biológica y psicología del ser humano, posibilitando una mejora del nivel de vida. Ofrece un amplio abanico de posibilidades que pueden contribuir al bienestar general, tanto desde el punto de vista terapéutico, como desde el campo de la prevención, de la promoción de la salud y de la autonomía personal.

Muchas personas han descubierto en las curas balnearias un recurso para mejorar su salud, tanto física como psíquica, y reconocen en la Hidrología Médica una opción preventiva y terapéutica que resulta sencilla dentro de su complejidad, y que requiere para su aplicación la huida de la vida cotidiana, y el acercamiento a la naturaleza.

Estos aspectos, entre otros, han hecho que en la actualidad esté aceptada y reconocida por la sociedad nacional e internacional, como una modalidad terapéutica natural, efectiva y no agresiva, que proporciona un amplio abanico de posibilidades

complementarias al resto de prestaciones sanitarias, constituyendo una oferta muy saludable y atrayente.

Aproximadamente un millón de usuarios recurren anualmente en España a esta modalidad preventivo-terapéutica, constituyendo la Hidrología Médica, en este sentido, un pilar esencial del Sistema Sanitario Nacional.

Merece la pena señalar que esta especialidad juega un papel fundamental en el ámbito de la gerontología y de la geriatría, ya que las curas balnearias ejercen un efecto preventivo, además de su acción terapéutica en un importante número de patologías crónicas, caracterizadas normalmente por disminuir extremadamente la calidad de vida del amplio grupo de población formado por los mayores, al que todos perteneceremos algún día.

En este campo, además de emplearse estas aguas extraídas directamente del manantial, se emplean también los cristales obtenidos del proceso de extracción de las mismas, dándole valor a nuestro proceso.

Capítulo 2. OBJETO Y ALCANCE DEL PROYECTO

2.1 Objeto

El objeto del proyecto es el diseño básico de una planta de extracción de sales minerales a partir de un manantial subterráneo, situado en Pontevedra, concretamente en la Isla de A Toxa.

La producción de sales minerales será de 45.000 Kg/año, tratándose un total de 1500 Tn de agua al año, evitándose así la sobreexplotación del manantial y cumpliendo con la Ley de Aguas.

2.2 Alcance del proyecto

Definimos a continuación el alcance del presente proyecto:

- El diseño del sistema de extracción del agua
- El diseño del sistema de acondicionamiento del agua
- El diseño del sistema de concentración de sales por evaporación múltiple
- El diseño del sistema de cristalización
- La selección del mejor sistema de secado a instalar en la planta. No será objeto del presente proyecto entrar en el diseño del sistema elegido.
- El diseño del sistema hidráulico de la instalación
- La selección de un sistema de control automatizado para la planta. No será objeto del presente proyecto entrar en el diseño de dicho sistema.
- El diseño del sistema de recuperación de corrientes

Capítulo 3. JUSTIFICACIÓN

La realización del presente proyecto la justificaremos por los siguientes motivos:

Las sales minerales presentes en el manantial del que vamos a tomar el agua son un recurso natural del que podemos obtener ciertos beneficios, tanto terapéuticos como lúdicos, sin embargo para que así sea, debemos llevar a cabo un proceso para extraerlos.

Tras informarnos sobre el proceso a realizar para la extracción de sales, sabemos que en España solamente existe una planta que se dedique a ello a nivel industrial y que lleve a cabo una actividad similar a partir de agua subterránea. Por lo que podremos dar salida a nuestro producto sin tener que preocuparnos de una gran competencia.

Igualmente se debe resaltar que la utilización de agua subterránea supone una mayor diversificación de fuentes y una mayor regulación de recursos.

De manera que diseñar una planta que se dedique a esta actividad es necesario para poder extraer este bien al que tenemos acceso y que pueda aportar tanto beneficios económicos como saludables. La naturaleza nos lo ofrece, nosotros sólo tenemos que usarlo.

Capítulo 4. VIABILIDAD

4.1 Viabilidad Técnica

La viabilidad técnica de la instalación diseñada queda asegurada por las garantías que ofrecen las empresas seleccionadas que suministran los equipos que componen la planta, de forma que se asegura que la planta es capaz de operar en continuo bajo las especificaciones indicadas en este proyecto.

4.2 Viabilidad Legal

La viabilidad legal viene determinada por la legislación y normativa que el proyecto debe cumplir, tanto a nivel del producto, como a nivel del proceso de obtención de las sales.

El presente Proyecto cumple todas las normativas vigentes vinculadas con los aspectos tratados en el mismo, no existiendo ninguna legislación que afecte al Proyecto impidiendo su ejecución ni operación cuando la línea de proceso esté en marcha.

4.3 Viabilidad Económica

La viabilidad económica del presente proyecto queda aprobada en el DOCUMENTO 4 correspondiente al presupuesto y al balance económico.

Para realizar un análisis correcto de los costes, se deben tener en cuenta las siguientes partidas:

- Costes de Fabricación

Se incluyen en este punto los costes relacionados con:

- Materia Prima (Por tratarse del agua del manantial no hay costes de este tipo)
- Mano de obra directa.
- Mano de obra indirecta.
- Servicios generales. Incluye el consumo de agua, la electricidad consumida por las unidades, etc.

- Honorarios de proyecto y dirección de montaje.

- Costes de Gestión

Se consideran en este concepto los costes Comerciales y los costes de Gerencia o costes relacionados con los salarios del personal de administración.

- Costes relacionados con la tecnología aplicada

Se consideran en este apartado los costes correspondientes al inmovilizado de las unidades de proceso, es decir, los costes derivados de la adquisición de equipos, instrumentación, tuberías y aislamiento incluyendo dentro de esta partida, a su vez, el coste correspondiente al montaje de los mismos.

4.4 Legislación

- **Ley 31/1995**, de 8 de noviembre, de Prevención de Riesgos Laborales.
- **Real Decreto 1244/1979**, de 4 de abril, por el que se aprueba el Reglamento de aparatos a Presión.
- **Real Decreto 2267/2004**, de 3 de diciembre, por el que se aprueba el Reglamento de Seguridad contra Incendios en Establecimientos Industriales.
- **Real Decreto 485/1997**, de 14 de abril. Disposiciones mínimas en materia de señalización de seguridad y salud en los lugares de trabajo.
- **Real Decreto 773/1997**, de 30 de mayo. Disposiciones mínimas sobre utilización por los trabajadores de equipos de protección individual.
- **Real Decreto 1599/1997**, de 17 de Octubre. Recoge la regulación de los productos cosméticos (BOE núm. 261)
- **Reglamento (CE) NÚM 1223/2009** DEL PARLAMENTO EUROPEO Y DEL CONSEJO de 30 de noviembre de 2009 sobre los productos cosméticos.

Capítulo 5. LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA

La planta de extracción se situará en la provincia de Pontevedra, exactamente se encuentra en la isla de A Toxa, dentro de la ría de Arousa, que está unida a O Grove por un puente decimonónico.

Geológicamente, su terreno está constituido por una granodiorita, que atravesada por una falla, da lugar a varias surgencias termales, captadas en pozos. Sus aguas altamente alcalinas del tipo cloruradas sódicas y litínicas y de temperatura moderada (30-45°C) justifican la situación de nuestra planta.

La ubicación de la Isla de A Toxa, del municipio de O Grove y de la planta de extracción puede verse en los planos adjuntos en el DOCUMENTO 2 del presente proyecto.

Para la localización de la línea de proceso se ha tenido en cuenta una serie de condiciones que deberá cumplir la zona geográfica para suplir sus necesidades y asegurar el funcionamiento óptimo de la misma.

Entre estas condiciones se tendrán en cuenta:

- Suministro de la materia prima.
- Suministro de combustible.
- Suministro eléctrico.
- Comunicaciones.
- Clima
- Suelo.



Capítulo 6. CARACTERÍSTICAS DEL AGUA A TRATAR

Las aguas de nuestro manantial muestran unas particularidades hidroquímicas netamente cloruradas sódicas, son aguas duras con una temperatura de surgencia de 30 °C. El contenido en Flúor es destacable así como la cantidad de Sílice.

A continuación se muestran varias figuras donde se pueden apreciar las características más importantes del agua subterránea con la que se trabajará.

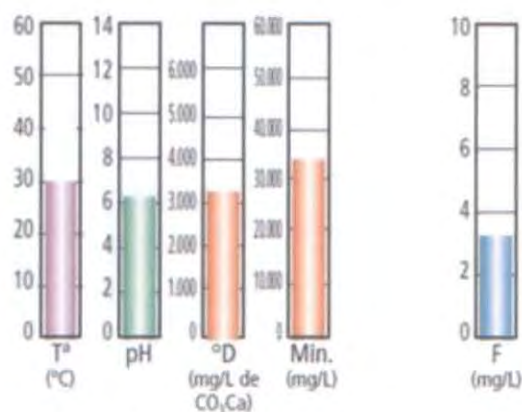


Figura 6.1 Parámetros representativos

MANANTIAL	
SITUACIÓN	Municipio de O'Grove
ANÁLISIS ORGANOLÉPTICO	
OLOR	Inoloro
SABOR	Salino
COLOR	Incoloro
PROPIEDADES FÍSICO QUÍMICAS	
TEMPERATURA	46,6 °C
CONDUCTIVIDAD A 25°C	43560 μScm^{-1}
PH A TEMPERATURA MANANTIAL	6.0
TURBIDEZ	0.0

Figura 6.2 Tabla A de características

SUSTANCIAS DISUELTAS							
ANIONES				CATIONES			
	mg/L	meq/L	%meq		mg/L	meq/L	%meq
Cl ⁻	15566	439,117	96,62	Na ⁺	8588,1	373,582	80,62
F ⁻	4,3	0,226	0,05	K ⁺	1127,4	29290	6,32
HCO ₃ ⁻	396,5	6,499	1,43	Li ⁺	24,7	3559	0,77
CO ₃ ⁻	0	0	0	Ca ⁺⁺	1012,4	50519	10,9
NO ₃ ⁻	8,5	0,137	0,03	Mg ⁺⁺	75,6	6221	1,34
SH ⁻	0	0	0	Sr ⁺⁺	0	0	0
SO ₄ ⁻	409,3	8,522	1,87	Fe total	5,4	0,193	0,04
PROPIEDADES DERIVADAS							
DUREZA mg/L CO ₃ Ca			2839				
ALCALINIDAD mg/L CO ₃ Ca			325				
CALISIFICACIÓN							
POR SU TEMPERATURA				Hipotermal			
POR SU MINERALIZACIÓN				Mineralizada fuerte			
POR SU COMPOSICIÓN				Clorurada, Sódica, Ferruginosa			
POR SU DUREZA				Extremadamente dura			

Figura 6.3 Tabla B de características

Capítulo 7. MARCO TEÓRICO

7.1 Evaporación

7.1.1 Introducción

La evaporación de líquidos, como proceso físico, es sólo un aspecto particular de la transmisión del calor. Se utiliza este proceso para la separación, por ebullición, de una parte del líquido contenido en una disolución o suspensión. El calor necesario para ello puede proceder de cualquier medio de calefacción. Cuando este medio es el vapor de agua condensante, el aparato se llama evaporador, y la evaporación se estudia separadamente como operación básica. La clasificación de la evaporación dentro de la ingeniería química responde al empleo de aparatos especiales y métodos particulares.

7.1.2 Evaporador

Un evaporador consiste básicamente en un intercambiador de calor capaz de hervir la solución y un dispositivo para separar la fase vapor del líquido en ebullición.

Las partes esenciales de un evaporador son por tanto la cámara de calefacción y la cámara de evaporación, separadas por una superficie de calefacción. La forma y disposición de ambas cámaras, diseñadas para lograr un funcionamiento eficaz y un valor máximo del coeficiente de transmisión del calor, varían de unos a otros tipos de evaporadores.

El evaporador más sencillo está formado por una cámara de calefacción (camisa de vapor) que rodea el recipiente donde se efectúa la evaporación. La superficie de transmisión del calor tiene aquí un área muy limitada, y el dispositivo sólo sirve para evaporaciones en pequeña escala. En caso contrario, hemos de recurrir a la superficie de calefacción tubular, que permite incluir un área de transmisión de calor muy extensa en un aparato de dimensiones mínimas.

En las operaciones industriales se construyen para una operación continua, la superficie de intercambio de calor se incrementa de un modo notable, la ebullición es sensiblemente más violenta y la evolución del vapor es rápida.

7.1.3 Parámetros que intervienen en el diseño de evaporadores

La solución práctica a un problema de evaporación está profundamente afectada por el carácter del líquido que se concentra. Precisamente es la gran variedad de características de dichos líquidos lo que amplía esta operación desde una sencilla

transmisión de calor hasta un arte de separación. Debido a la gran variedad de propiedades de las disoluciones, se han desarrollado diferentes tipos de evaporadores. Las características a tener en cuenta del líquido que se concentra son:

➤ **CONCENTRACIÓN**

Aunque la disolución que entra como alimentación de un evaporador puede ser suficientemente diluida teniendo muchas de las propiedades físicas del agua, a medida que aumenta la concentración de la disolución adquiere cada vez un carácter más individualista. La densidad y la viscosidad aumenta con el contenido de sólidos hasta que la disolución o bien se transforma en saturada o resulta inadecuada para una transmisión de calor adecuada. La ebullición continuada de una disolución saturada da lugar a la formación de cristales, que es preciso separar, pues de lo contrario obstruyen los tubos. La temperatura de ebullición de la disolución puede también aumentar considerablemente al aumentar el contenido de sólidos, de forma que la temperatura de ebullición de una disolución concentrada puede ser mucho mayor que la del agua a la misma presión.

➤ **VISCOSIDAD**

Los líquidos muy viscosos tienden a reducir las velocidades de circulación y a reducir los coeficientes de transferencia de calor. Puesto que, en general, la viscosidad de una solución sometida a evaporación aumenta con la concentración, es de esperar que a medida que discurre la evaporación descienda la velocidad de transferencia de calor.

➤ **FORMACIÓN DE ESPUMA**

Algunas sustancias orgánicas forman espuma durante la evaporación. Una espuma estable acompaña al vapor que sale del evaporador dando lugar a un importante arrastre. En casos extremos toda la masa de líquido puede salir con el vapor y perderse.

➤ **FORMACIÓN DE INCRUSTACIONES**

De los sólidos disueltos en una disolución evaporada, aquellos cuya solubilidad disminuye con la temperatura tienden a depositarse sobre la superficie de calefacción, generalmente en forma de una costra dura, que obstaculiza la transmisión del calor. Al cabo de cierto tiempo, y según las condiciones de funcionamiento, la capacidad de evaporación descende tanto

que es conveniente parar el evaporador y proceder a la limpieza de las superficies de calefacción.

Según la naturaleza de la costra, la limpieza puede efectuarse haciendo funcionar el evaporador con agua, ácidos o álcalis diluidos, o estos dos últimos sucesivamente. Los precipitados más resistentes han de separarse por raspado mecánico con herramientas adecuadas.

➤ SENSIBILIDAD A LA TEMPERATURA

Muchos productos, principalmente alimenticios, se dañan cuando se calientan a temperaturas moderadas durante tiempos relativamente cortos. En la concentración de estos productos se necesita técnicas especiales para reducir tanto la temperatura del líquido como el tiempo de calentamiento.

➤ CALOR ESPECÍFICO

Es necesario conocer este parámetro porque nos permitirá calcular la cantidad de energía requerida para incrementar la temperatura del alimento a evaporar.

El calor específico de las disoluciones salines puede calcularse mediante la expresión:

$$C_p = 4,18 - 3,34 \cdot X \text{ KJ}/(\text{Kg} \cdot ^\circ\text{C}) \quad (\text{Ec. 7.1.1})$$

Siendo X la fracción másica de sal en la solución.

➤ TEMPERATURA DE EBULLICIÓN

• FACTORES QUE INFLUYEN EN EL PUNTO DE EBULLICIÓN DE LA SOLUCIÓN

a. Presión Externa

Un líquido hierve cuando la presión de vapor que ejerce es igual a la presión externa a la que se haya sometido. El solvente suele ser el agua, sustancia cuyas relaciones de presión de vapor y temperatura son bien conocidas.

b. Elevación del punto de ebullición

La presión de vapor de la mayor parte de las disoluciones acuosas es menor que la del agua a la misma temperatura. Por lo tanto, para una presión dada, la temperatura de ebullición de las disoluciones es mayor que la del agua pura.

El aumento del punto de ebullición sobre el del agua se conoce con el nombre de elevación del punto de ebullición de la disolución. Es pequeño para disoluciones diluidas y para disoluciones de coloides orgánicos pero puede alcanzar un valor de hasta 150 °F para disoluciones concentradas de sales inorgánicas. La elevación del punto de ebullición tiene que restarse de la caída de temperatura que se predice a partir de las tablas del vapor de agua.

La elevación real del punto de ebullición con el cambio de concentración con frecuencia puede conocerse mediante *La regla de Dühring*, regla empírica que establece que el punto de ebullición de una solución es función lineal del punto de ebullición del solvente a la misma presión (**Figura 7.1**)

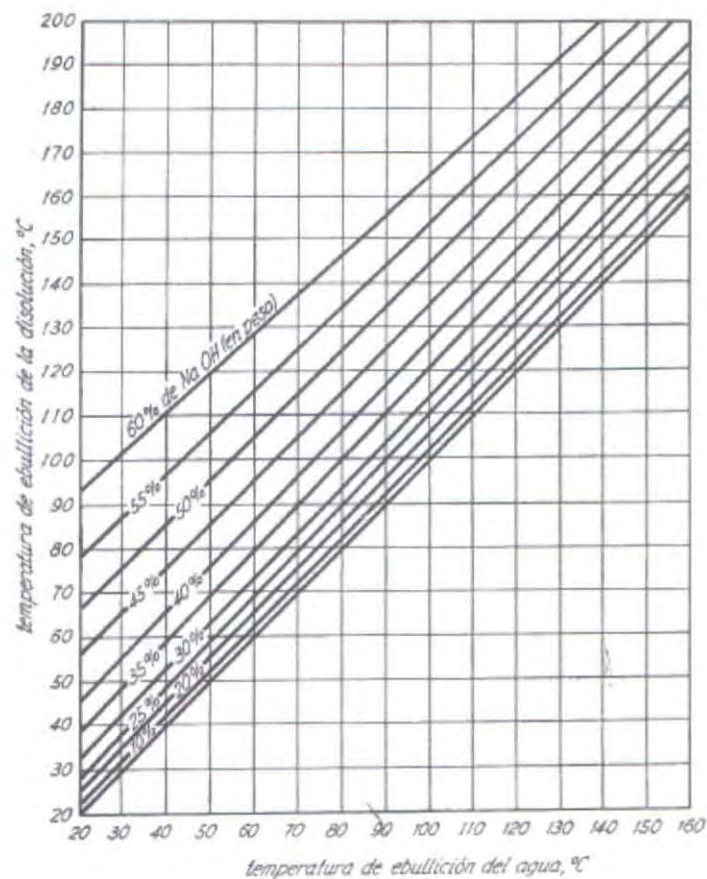


Fig. 7.1 Diagrama de Dühring para disoluciones de NaOH

c. Efecto de la carga de líquido y de la fricción

Si la profundidad del líquido en un evaporador es apreciable, el punto de ebullición correspondiente a la presión en el espacio de vapor es el punto de ebullición solamente de las

capas superficiales del líquido. Una gota de líquido situada a una distancia de "Z" pies por debajo de la superficie está sometida a la presión del espacio de vapor más una carga de Z pies de líquido y, por consiguiente, tiene un punto de ebullición más elevado. Además, cuando la velocidad del líquido es grande, las pérdidas por fricción en los tubos aumentan todavía más la presión media del líquido. El aumento del punto de ebullición disminuye la caída media de temperatura entre el vapor de agua condensante y el líquido y reduce la capacidad de un evaporador. La reducción no puede estimarse cuantitativamente con precisión, pero el efecto cualitativo de la carga de líquido, especialmente con elevadas alturas de líquido y grandes velocidades, no puede ignorarse.

7.1.4 Materiales de construcción

Siempre que es posible los evaporadores se construyen con algún tipo de acero. Sin embargo, muchas disoluciones atacan a los metales ferrosos y se produce contaminación. En estos casos se utilizan materiales especiales tales como el cobre, níquel, acero inoxidable, grafito y plomo. Puesto que estos materiales son caros, resulta especialmente deseable obtener elevadas velocidades de transmisión de calor con el fin de minimizar el coste del equipo.

7.1.5 Equipos auxiliares del evaporador

Debido a que un gran número de sistemas de evaporación operan a presión inferior a la atmosférica, se precisan condensadores de vapor y bombas de vacío o inyectores.

○ CONDENSADORES

Cuando un evaporador ha de trabajar a presión inferior a la atmosférica, el procedimiento más eficaz es conectar la cámara de evaporación con una bomba de vacío, a través de un condensador. La presión sobre la cámara de evaporación nunca puede llegar a ser menor que la tensión de vapor del agua a la temperatura del condensador. Aunque pueden emplearse condensadores de superficie, casi siempre se emplean los de contacto directo, por ser más económicos.

El condensador de superficie es un cambiador de calor, y puede servir como tal un calentador tubular de vapor. Las dimensiones del calentador se calculan de acuerdo con las leyes de transmisión del calor, ya conocidas.

En el condensador de contacto, la condensación del vapor se efectúa por contacto con el agua de refrigeración. El contacto puede hacerse en corriente paralela o en contracorriente; en el primer caso, los gases no condensables se enfrían hasta la temperatura de salida del agua; en el último, hasta la temperatura de entrada. El agua y los gases no condensables pueden salir del condensador juntos o separados, según el diseño que se adopte.

En la **Figura 7.2** hemos representado esquemáticamente un condensador del primer tipo. Al extremo de salida ha de conectarse una bomba de vacío capaz de extraer la mezcla de líquido y gases.



Fig. 7.2

Si conectamos con la cámara de evaporación una trompa de agua, ésta actuará al mismo tiempo como condensador directo y como bomba de vacío. El dispositivo, aunque más sencillo, tiene el inconveniente de que su consumo de agua es muy grande.

En la siguiente **Figura 7.3** se representa un condensador en contracorriente, con salidas separadas del agua y de los gases incondensables.

El agua cae en dos cascadas, poniéndose en contacto con la mezcla gaseosa procedente del evaporador. Este condensador requiere una bomba de vacío para extraer el aire, conectada a la salida superior, y otra para el arrastre del agua, conectada al extremo inferior. Esta última puede sustituirse por el dispositivo llamado columna barométrica: si al extremo inferior del condensador conectamos un tubo vertical descendente, de 10 m de altura, sumergido por el extremo opuesto en un pequeño depósito con rebosadero, que actúa de cierre de agua, el agua puede descargar a la atmósfera a través de este tubo, aunque la presión en el condensador sea muy reducida.

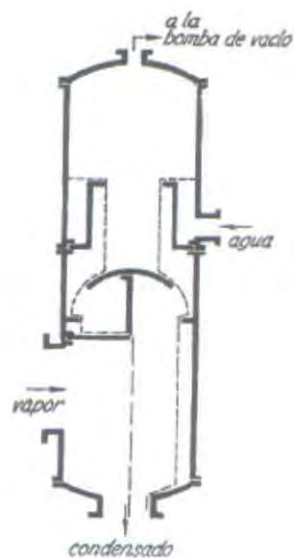


Fig. 7.3

Otro tipo de sistemas de refrigeración sería el de aerocondensador. Es el menos agresivo con el medio ambiente, pero el que tiene un coste más elevado y el que provoca en la planta una mayor disminución del rendimiento. Su funcionamiento se basa en el intercambio de calor entre el aire atmosférico y el vapor procedente del proceso. Es muy parecido al sistema que emplea el radiador del automóvil. El vapor se hace pasar a través de unos haces tubulares que aumentan la superficie de contacto del vapor. Éste se enfría en contacto con el metal del aerocondensador, que a su vez es enfriado por la poderosa corriente de aire que provocan unos ventiladores, colocados generalmente en el plano horizontal. Los haces tubulares tienen forma de tejado de casa, y en el interior de ese tejado están colocados los ventiladores.

- Salida del condensado. El sistema más elemental para la extracción del condensado consiste en un grifo regulable que se gradúa de modo que el caudal de salida sea igual a la cantidad de agua formada por condensación; pero este sistema requiere la atención continua de un operario, y, a pesar de ello, es fácil que se produzcan pérdidas de vapor o anegamientos de la cámara de calefacción.

Los aparatos automáticos empleados reciben el nombre de purgadores. Su misión es permitir la descarga del condensado sin dejar salir el vapor. Hay dos tipos principales de purgadores:

- **Termostáticos:** La distinción entre el vapor y el condensado se basa en las diferentes temperaturas que tienen ambos junto a la parte activa de la válvula del purgador. El funcionamiento de uno de estos aparatos se comprende estudiando la figura inferior, **Figura 7.4**, que corresponde a un purgador termostático de dilatación de líquido: en el interior del cartucho metálico A hay un tubo de paredes onduladas a cuyo extremo (de la izquierda) se une el vástago de la válvula C. El espacio entre el tubo A y el fuelle está lleno de aceite. Al calentarse el cartucho metálico por contacto con el vapor, se dilata el aceite, obligando a contraerse el fuelle B, y con ello la válvula C se cierra sobre su asiento. Al enfriarse nuevamente el elemento se abre la válvula, dando salida al condensado.

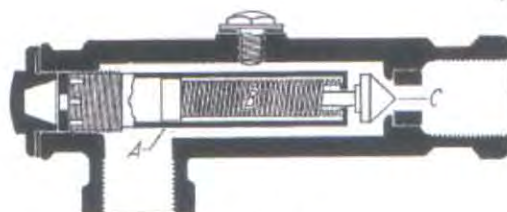


Fig. 7.4

- **Mecánicos:** La diferenciación se hace mecánicamente, por medio de una cubeta o un flotador. Para ilustrar su funcionamiento hemos representado en la figura siguiente, **Figura 7.5** un purgador de cubeta. La cubeta A mantiene su posición horizontal hasta que se llena de condensado; en este momento gira sobre el eje de la izquierda, abriendo, al caer, la válvula de salida, C, por desplazamiento del vástago B. Parte del condensado sale por la válvula, y al descargarse la cubeta adopta nuevamente la posición horizontal. Los purgadores mecánicos pueden emplearse para la extracción de grandes volúmenes de condensado, y se adaptan bien a las variaciones de caudal.

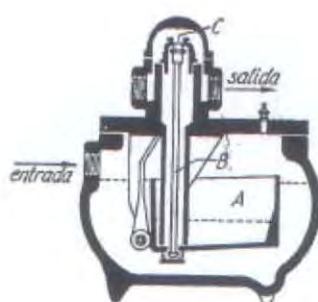


Fig. 7.5

En muchos casos puede acoplarse un dispositivo de relé, con un purgador pequeño dispuesto en derivación con la corriente principal del condensado, que actúa sobre la válvula de salida.

Los purgadores descritos descargan el condensado a una presión siempre inferior a la existente en la cámara de condensación. Otros diseños mecánicos más complicados pueden efectuar la descarga contra un espacio que se encuentre a presión superior a la del vapor condensante.

- Purga de aire y de los gases condensables. El vapor de agua siempre arrastra aire y otros gases no condensables, en mayor o menor proporción. Estos gases se acumularán en la cámara de calefacción, haciendo disminuir progresivamente la temperatura de condensación y el coeficiente de transmisión. Por esto, ha de proveerse un medio para la evacuación del aire. Cuando la cantidad es pequeña, basta con un pequeño grifo de purga, que se maneja a mano; pero, en instalaciones grandes, es conveniente el empleo de dispositivos de separación automática del aire sin que arrastre vapor, que, en líneas generales, están basados en los mismos principios que el purgador del condensado.

○ BOMBAS DE VACÍO

Aunque la evaporación en vacío supone una complicación en los aparatos empleados, en muchas ocasiones se recurre a la evaporación a presión inferior a la atmosférica, que es conocida con el nombre de evaporación en vacío. El fin buscado, que es la disminución de la temperatura de ebullición, se justifica por uno de estos tres motivos:

1. Aprovechamiento de vapor de baja presión para la calefacción.
2. Aumento de la capacidad de evaporación
3. Evaporación de mezclas o disoluciones que pueden alterarse a temperaturas más elevadas.

La capacidad de evaporación de un evaporador dado puede aumentarse sin más, reduciendo la presión en el espacio de evaporación. De este modo disminuye la temperatura de ebullición, aumentando en la misma medida la diferencia de temperaturas entre las dos cámaras. El calor transmitido no aumenta proporcionalmente, pues, al hacerse más viscosa la disolución, disminuirá el coeficiente de transmisión. Al bajar de una temperatura determinada se invierte el efecto buscado, pues el aumento de Δt es menor que la disminución consiguiente del coeficiente de transmisión.

○ SEPARADORES DE ARRASTRE

Cuando las velocidades de evaporación son elevadas el vapor de agua puede arrastrar gotitas del líquido en ebullición. Para reducir esta pérdida de líquido concentrado, que es arrastrado por el vapor, se utilizan separadores de arrastre.

Los separadores de arrastre pueden consistir en una simple lámina de choque o en una persiana de láminas inclinadas que se colocan en la proximidad de la salida de vapor. También se está popularizando en estos separadores el empleo de esponjas metálicas entretejidas de acero inoxidable u otro material.

7.1.6 Capacidad de un evaporador

La capacidad de un sistema de evaporación es la cantidad de masa de solvente (agua) evaporado por hora.

Esta capacidad está íntimamente relacionada con la *velocidad de transmisión de calor "q"* a través de la superficie de calefacción de un evaporador. El conocimiento de esta velocidad es un requisito importante en el diseño, en la selección y en la operación de evaporadores.

$$Q = UA\Delta T$$

(Ec. 7.1.2)

Si la alimentación que entra en el evaporador está a la temperatura de ebullición correspondiente a la presión existente en el espacio de vapor, todo el calor transmitido a través de la superficie de calefacción es utilizado en la evaporación y la capacidad es proporcional a q . Si la alimentación está fría, el calor que se requiere para calentarla hasta su temperatura de ebullición puede ser bastante grande y, consecuentemente se reduce la capacidad para un valor dado de q , por lo tanto el calor utilizado para calentar la alimentación no está disponible para la evaporación. Por lo contrario, si la alimentación está a una temperatura superior a la de ebullición en el espacio de vapor, una parte de la alimentación se evapora espontáneamente mediante equilibrio adiabático con la presión del espacio de vapor y la capacidad es superior a la correspondiente a q , este proceso recibe el nombre de *evaporación de flash*.

La caída de temperatura a través de la superficie de calefacción depende de la disolución que se evapora, de la diferencia de presión entre la cámara de vapor y el espacio de vapor situado encima del líquido en ebullición, así como de la altura de líquido en los tubos también influye sobre la caída de temperatura debido a que la pérdida por fricción en los tubos aumenta la presión efectiva del líquido. Cuando la disolución tiene las características del agua pura, su temperatura de ebullición puede obtenerse a partir de las tablas de vapor de agua conocida la presión. Sin embargo, en los evaporadores reales la temperatura de ebullición de una disolución está afectada por dos factores: el ascenso del punto de ebullición y la carga del líquido.

7.1.7 Coeficientes de transmisión de calor

La velocidad de transmisión de calor y la capacidad del evaporador están afectadas tanto por la caída de temperatura como el coeficiente global de transmisión de calor. La caída de temperatura está fijada por las propiedades del vapor de agua y del líquido que hierve y, excepto por lo que respecta a la carga hidrostática, no depende de la construcción del evaporador. Por otra parte, el coeficiente global está fuertemente influenciado por el diseño y la forma de operación del evaporador.

La resistencia global a la transmisión de calor entre el vapor de agua y el líquido en ebullición es la suma de cinco resistencias individuales: la resistencia de la película de vapor, las dos resistencias de las costras, interior y exterior de los tubos; la resistencia de la pared del tubo; y la resistencia del líquido en ebullición. El coeficiente global es el inverso de la resistencia total. En la mayoría de los evaporadores el factor

de ensuciamiento del vapor de agua condensante y la resistencia de la pared del tubo son muy pequeños, y generalmente pueden despreciarse en el cálculo de evaporadores. En un evaporador de película agitada la pared del tubo es bastante gruesa, de forma que su resistencia puede ser una parte importante de la resistencia total.

➤ **COEFICIENTES DE LA PELÍCULA DE VAPOR**

El coeficiente de la película de vapor de agua es elevado, aún para la condensación en película. A veces se adicionan promotores al vapor de agua para provocar la condensación en gotas y aumentar todavía más el coeficiente. Puesto que la presencia de gases no condensables reduce sustancialmente el coeficiente de película del vapor, es preciso tomar precauciones para purgar los no condensables de la caja de vapor para prevenir la entrada de aire cuando el vapor de agua está a una presión inferior a la atmosférica. Se conocen perfectamente los coeficientes de película del vapor condensado tanto en el interior de los tubos como sobre bancos de tubos que son del orden de 5 – 15 KW/m²°C.

➤ **COEFICIENTES DEL LADO DEL LÍQUIDO**

El coeficiente del lado del líquido depende en gran medida de la velocidad del líquido sobre la superficie de calefacción. Estos coeficientes suelen ser mayores en los sistemas de circulación forzada que en los de circulación natural. En la mayoría de los evaporadores, especialmente en los que tratan materiales viscosos, la resistencia del lado del líquido controla la velocidad global de transmisión de calor hacia el líquido en ebullición. En los evaporadores de circulación natural el coeficiente del lado del líquido para disoluciones acuosas diluidas está comprendido entre 200 y 600 Btu/pie² h °F.

La circulación forzada conduce a coeficientes elevados del lado del líquido aún cuando la ebullición dentro de los tubos es suprimida por la elevada carga estática.

La formación de costras sobre los tubos de un evaporador añade una resistencia térmica equivalente a un factor de ensuciamiento.

➤ **COEFICIENTES GLOBALES**

Debido a la dificultad de medir los elevados coeficientes de película individuales en un evaporador, los resultados experimentales generalmente se expresan en función de coeficientes globales, que están basados en la caída neta de temperatura corregida para tener en cuenta la elevación del punto de ebullición. Los coeficientes globales están, por supuesto, influenciados por los

mismos factores que los coeficientes individuales; pero, si una resistencia (tal como la película del líquido) es controlable, variaciones importantes de las demás resistencias apenas tendrían efecto sobre el coeficiente global.

A continuación, en la **Figura 7.6**, se puede ver cómo varían los valores de coeficientes globales para evaporadores (tanto de película descendente como ascendente) que operan con agua de mar.

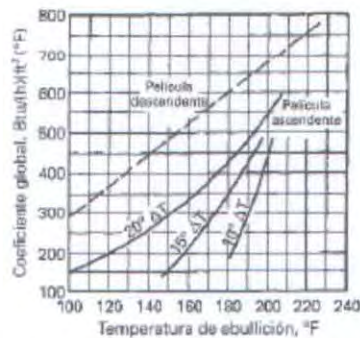


Fig. 7.6 Coeficientes de transmisión de calor para agua de mar

7.1.8 Economía de un evaporador

La economía de un sistema de evaporación es la masa total de solvente evaporada por masa de vapor de agua alimentado al sistema de evaporación.

El principal factor que influye sobre la economía de un evaporador es el número de efectos. Mediante un diseño adecuado, la entalpía de vaporización del vapor de agua que entra en el primer efecto puede utilizarse una o más veces dependiendo del número de efectos. La economía también está influenciada por la temperatura de la alimentación. Si la temperatura es inferior a la de ebullición en el primer efecto, para el calentamiento de la carga se utiliza una parte de la entalpía de vaporización del vapor de agua y solamente una parte queda disponible para la ocupación. Si la temperatura está a una temperatura superior a la de ebullición, la vaporización súbita que se produce contribuye a generar una evaporación adicional a la producida por la condensación del vapor de agua.

Desde el punto cuantitativo la economía de un evaporador es totalmente una cuestión de balance de entalpía.

7.1.9 Evaporador de simple efecto

La mayoría de los evaporadores se calienta con vapor de agua que condensa sobre tubos metálicos. Generalmente el vapor es de baja presión, inferior a 3 atm absolutas, y con frecuencia el líquido que hierve se encuentra a un vacío moderado, de hasta de 0.05 atm absolutas. Al aumentar el incremento de temperatura del vapor condensante y el líquido de ebullición, la velocidad de transmisión de calor en el evaporador será mayor.

Cuando se utiliza un solo evaporador y el vapor procedente del líquido en ebullición se condensa y desecha, recibe el nombre de *Evaporación de Simple Efecto*, y aunque es sencillo, utiliza ineficazmente el vapor. Para evaporar un 1kg de agua de la disolución se requiere de 1 a 1.3 kg de vapor de agua.

En la **Figura 7.7** se halla esquematizado un evaporador del simple efecto con todas las corrientes y las diferentes variables. Para realizar el cálculo en este tipo de evaporadores deben realizarse balances másicos y energéticos.

- **Balances másicos:** Se realiza un balance global y otro al componente.

$$w_A = w_C + V \quad (\text{Ec. 7.1.5})$$

$$w_A X_A = w_C X_C \quad (\text{Ec. 7.1.6})$$

donde X_A y X_C son las fracciones másicas de soluto en la corriente de alimento y la concentrada, respectivamente.

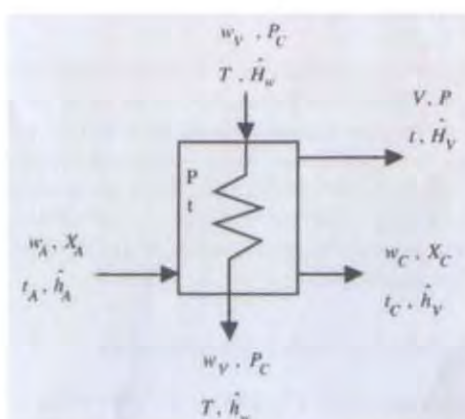


Figura 7.7 Evaporador de simple efecto

- **Balances energéticos:** Se realizan los balances en las cámaras de condensación y evaporación, además de la ecuación de velocidad de transmisión de calor a través del área de intercambio.

Cámara de condensación:

$$w_V (\hat{H}_W - \hat{h}_W) = w_V \lambda_W = Q \quad (\text{Ec. 7.1.7})$$

Cámara de evaporación:

$$w_A \hat{C}_p)_A (t_A - t_e) + Q = w_C \hat{C}_p)_C (t_C - t_e) + V [\lambda_V + \hat{C}_p)_V (t - t_e)] \quad (\text{Ec. 7.1.8})$$

Área de intercambio:

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T = U \cdot A \cdot (T - t_c) \quad (\text{Ec. 7.1.2})$$

Teniendo en cuenta que $t_c = t$, es decir, las temperaturas de las corrientes que abandonan la cámara de evaporación son iguales, y que el incremento ebulloscópico de la solución es $\Delta T_e = t - t_e$. Al combinar las ecuaciones 7.1.7 y 7.1.8 se obtiene:

$$w_V \lambda_W = w_C \hat{C}_p)_C \Delta T_e + V [\lambda_V + \hat{C}_p)_V \Delta T_e] - w_A \hat{C}_p)_A (t_A - t_e) \quad (\text{Ec. 7.1.9})$$

En el caso que no exista aumento ebulloscópico ($\Delta T_e = 0$), la ecuación anterior se simplifica:

$$w_V \lambda_W = V \lambda_V - w_A \hat{C}_p)_A (t_A - t_e) \quad (\text{Ec. 7.1.10})$$

7.1.10 Aprovechamiento del vapor desprendido

El vapor desprendido en la cámara de evaporación contiene una energía que es posible aprovechar para otros fines industriales. Este vapor posee una temperatura inferior a la del vapor vivo, por contra su calor latente de condensación es mayor. Por ello, es de sumo interés poder aprovechar este calor latente. Existen diferentes métodos de aprovechamiento de esta energía, entre los que cabe citar: recompresión del vapor, bomba térmica y efecto múltiple.

- **RECOMPRESIÓN DEL VAPOR DESPRENDIDO**

Una de las formas de aprovechar la energía que contiene el vapor desprendido es comprimirlo y utilizarlo como vapor de calefacción. En la práctica existen dos métodos de compresión de este vapor, como son la compresión mecánica y la térmica.

- a) **COMPRESIÓN MECÁNICA**

Este tipo de operación consiste en comprimir el vapor desprendido en la cámara de evaporación mediante un compresor mecánico. Este vapor que abandona la cámara de evaporación a una temperatura t_1 y una presión P_1 , es comprimido hasta la presión P_2 , que

corresponde a la del vapor vivo que se utiliza en la cámara de condensación (**Figura 7.8**). En el diagrama de Mollier entalpía-entropía para vapor de agua (**Figura 7.9**), las condiciones del vapor desprendido pueden representarse mediante el punto 1. La compresión mecánica, generalmente, es un proceso isentrópico, por lo que se sigue una recta perpendicular hasta alcanzar la isobara de presión P_2 . Las condiciones de este vapor pueden hallarse en el diagrama de Mollier, obteniéndose que la temperatura de salida del compresor es t_2 , su presión P_2 y su entalpía \hat{H}_2 . Puede observarse que el vapor obtenido después de la compresión es un vapor recalentado, por lo que antes de unirlo al vapor saturado proveniente de la caldera, se rebaja su temperatura haciendo recircular una corriente w_R . De este modo se logra que en la cámara de condensación se alimente un vapor que se halla saturado.

Tal como puede observarse en la **Figura 7.8**, en este tipo de operación, los balances en la cámara de evaporación no se ven afectados. Sin embargo, deben realizarse unos balances adicionales en la cámara de condensación.

Balances másicos y energéticos:

$$w_V = V + w_R + w^*_V \quad (\text{Ec. 7.1.11})$$

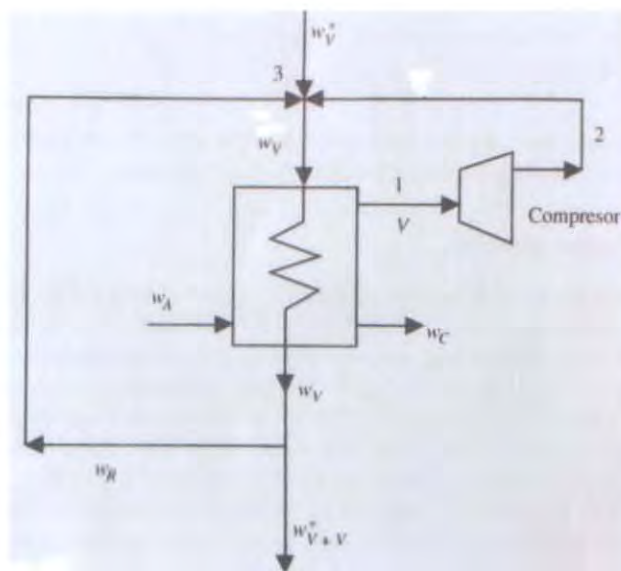


Fig. 7.8 Evaporador simple con compresión mecánica del vapor desprendido.

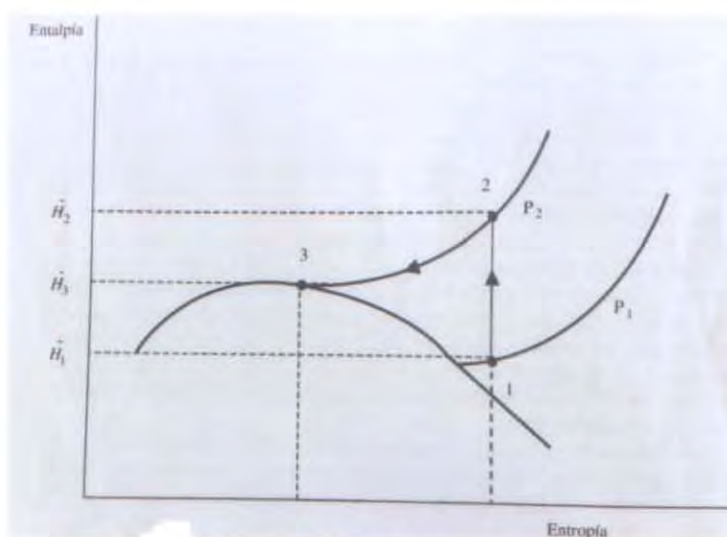


Fig. 7.9 Evolución del vapor desprendido en la compresión mecánica.

$$w_V \hat{H}_W = V \hat{H}_1 + w_R \hat{h}_W + w^*_V \hat{H}_W \quad (\text{Ec. 7.1.12})$$

$$Q = w_V \lambda_W \quad (\text{Ec. 7.1.13})$$

El cálculo del evaporador es análogo al descrito en el efecto simple, aunque en este caso deben tenerse presentes estos balances adicionales.

b) COMPRESIÓN TÉRMICA

Otra forma de aprovechar la energía del vapor desprendido es utilizar un eyector, que arrastra parte de este vapor y se une al vapor vivo de la caldera. En la **Figura 7.10** se representa un esquema del sistema evaporador-eyector. El eyector es un dispositivo que funciona por efecto Venturi, de tal forma que un chorro de vapor vivo arrastra parte del vapor desprendido en la cámara de evaporación. El vapor que entra a la cámara de condensación es saturado, aunque su presión es intermedia entre el vapor vivo y el desprendido. Si se alimenta el eyector con un caudal w^*_V de vapor vivo de presión P_W y entalpía \hat{H}^* , este vapor arrastra una fracción α del vapor V , que se halla a una presión P_1 , una temperatura t_1 y posee una entalpía \hat{H}_1 .

El vapor que sale del eyector poseerá una presión P_C y una entalpía \hat{H}_W , con un caudal w_V . Al igual que en la compresión mecánica, los balances de la cámara de evaporación y condensación son inalterables. Sin embargo, deben realizarse nuevos balances en el eyector.

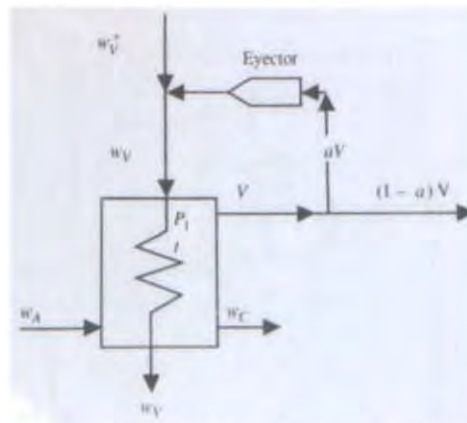


Fig. 7.10 Evaporador simple con compresión térmica del vapor desprendido.

Balances en el eyector:

$$w^*_{v} + a V = w_{v} \quad (\text{Ec. 7.1.14})$$

$$w^*_{v} \hat{H}^* + a V \hat{H}_1 = w_{v} \hat{H}_w \quad (\text{Ec. 7.1.15})$$

También existe una ecuación empírica que correlaciona las distintas variables, y que permite los cálculos de este tipo de compresión. Así, la expresión a utilizar es (Vián y Ocón, 1967):

$$(a V / w^*_{v}) + 1 = R [\log (P_w/P_1) / \log (P_c/P_1)] \quad (\text{Ec. 7.1.16})$$

En la que R es el rendimiento térmico del eyector.

• **BOMBA TÉRMICA**

En productos termolábiles, en los que una temperatura elevada puede afectar al producto, se suele utilizar la denominada bomba térmica. Con este dispositivo se logran temperaturas de ebullición bajas, lo que hace que el producto no se vea afectado excesivamente. En la **Figura 7.11** se da un esquema de esta instalación, mientras que en la **Figura 7.12** se representa el diagrama temperatura-entropía para el fluido calefactor.

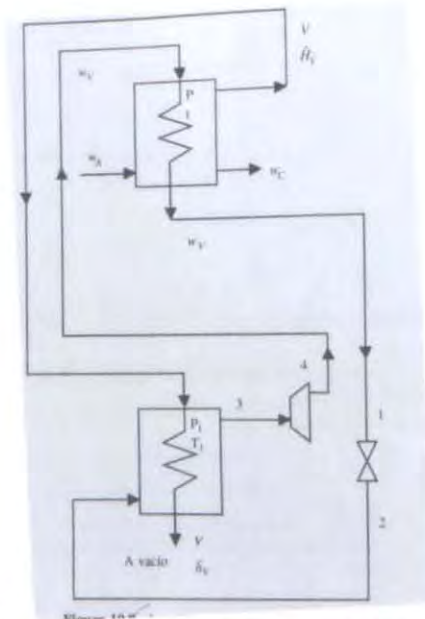


Fig. 7.11 Instalación de bomba térmica

En esta instalación se dispone de dos evaporadores. En el primero se alimenta la cámara de evaporación con el fluido que se desea concentrar, obteniéndose un vapor V que se utiliza como fluido calefactor del segundo evaporador. En la cámara de condensación del primer evaporador se alimenta un vapor, que puede ser NH_3 , que condensa. Este líquido sale de la cámara de condensación (punto 1), y se expandiona en una válvula (punto 2). Este líquido sirve de alimento a la cámara de evaporación del otro evaporador, obteniéndose una corriente de vapor (punto 3) que se alimenta a un compresor mecánico, al objeto de elevar su presión, y obtener un vapor más energético (punto 4). Este vapor sirve de vapor de calefacción del primer evaporador. Debe resaltarse que el circuito que describe el vapor calefactor es cerrado.

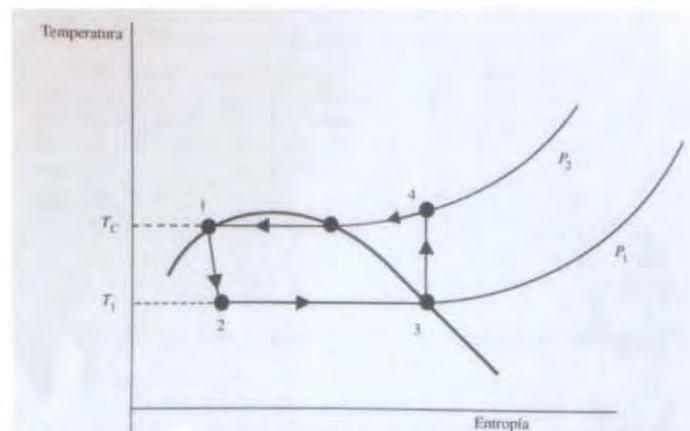


Fig. 7.12 Evolución del fluido calefactor en el diagrama temperatura-entropía para la bomba térmica.

Este tipo de instalaciones suelen utilizarse en la concentración de algunos tipos de zumos, como por ejemplo de naranja, que suelen quedar afectados con las altas temperaturas.

- **MÚLTIPLE EFECTO**

Una de las formas más usuales de aprovechamiento del vapor desprendido en la cámara de evaporación, es utilizarlo como fluido calefactor de otro evaporador. En la **Figura 7.13** se halla esquematizado un sistema de evaporación de tres efectos. Puede observarse que el vapor desprendido en el primer evaporador sirve de fluido calefactor del segundo, mientras que el vapor desprendido en este efecto, sirve de calefactor para el tercero. Finalmente el desprendido en el último efecto se lleva al condensador.

Por nomenclatura, las distintas corrientes llevarán los subíndices correspondientes del efecto que abandonan. Es conveniente resaltar que el vapor desprendido en los diferentes efectos es cada vez de menor temperatura y menor presión; es decir:

$$T > t_1 > t_{e1} > t_2 > t_{e2} > t_3 > t_{e3}$$

$$P_C > P_1 > P_2 > P_3$$

Siendo t_1 , t_2 y t_3 las temperaturas de ebullición de las soluciones que abandonan las cámaras de evaporación del primer, segundo y tercer efectos, respectivamente. Las temperaturas t_{e1} , t_{e2} y t_{e3} son las de ebullición del agua pura a las presiones $P_1 > P_2 > P_3$.

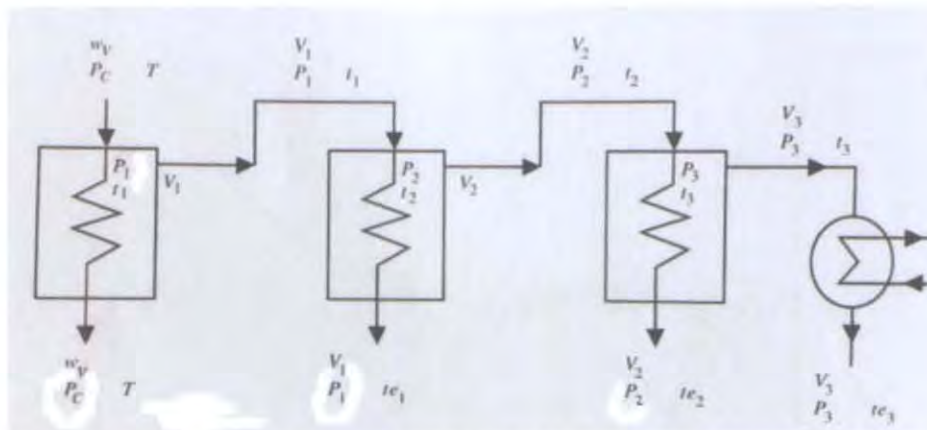


Fig. 7.13 Esquema de aprovechamiento del vapor desprendido en un evaporador de tres efectos.

La cámara de evaporación del primer efecto se halla a una presión P_1 y una temperatura t_1 . El vapor que sale de este efecto V_1 lo hace en estas condiciones, y sirve de fluido calefactor del segundo efecto, donde se supone

que llega saturado, es decir, a su temperatura de ebullición t_{e1} . En la cámara de condensación de este segundo efecto la presión continúa siendo P_1 , mientras que la temperatura es t_{e1} . La cámara de evaporación del segundo efecto se halla a una presión P_2 y una temperatura t_2 , que son las mismas que las del vapor V_2 que abandona esta cámara. Este vapor condensa en la cámara de condensación del segundo efecto a una temperatura t_{e2} y una presión P_2 . La cámara de evaporación del tercer efecto se halla a una presión P_3 y una temperatura t_3 , poseyendo el vapor V_3 que abandona este efecto las mismas características. Este vapor se lleva a un condensador donde condensa a la temperatura de condensación t_{e3} , que se corresponde a la propia de la presión P_3 .

En el caso que no existiera aumento ebulloscópico de las soluciones que discurren a través del evaporador, las temperaturas de las cámaras de evaporación de un efecto y de condensación del siguiente coincidirían ($t_i = t_{ei}$).

Conviene resaltar que en este tipo de instalaciones, es necesario disponer de bombas de vacío para lograr las temperaturas adecuadas de las cámaras de cada efecto.

7.1.11 Evaporadores de múltiple efecto

De los diferentes casos de múltiple efecto que se pueden presentar en la práctica, únicamente se mostrará el caso de triple efecto, pero el tratamiento matemático en otros casos es análogo.

Tal como se ha comentado anteriormente, el vapor desprendido en la cámara de evaporación de un efecto sirve como fluido calefactor del siguiente. Sin embargo, dependiendo del sistema de circulación de las soluciones a concentrar se obtienen distintos sistemas de paso, que a continuación se explican.

a) Sistema en paralelo

El alimento se distribuye en distintas corrientes que sirven de alimento a cada uno de los efectos (**Figura 7.14.A**), mientras que las corrientes de concentrado de cada efecto se recogen en una única corriente, que será la del concentrado final.

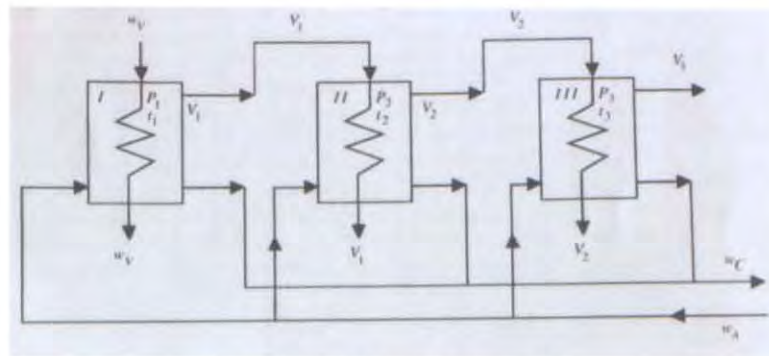


Fig. 7.14.A Sistema en paralelo.

b) Sistema en corriente directa

La corriente diluida se alimenta al primer efecto, mientras que la concentrada que abandona cada efecto sirve como alimento del efecto siguiente (**Figura 7.14.B**). Se puede observar que las corrientes de vapor y solución concentrada de cada efecto siguen sentidos paralelos. Este sistema de paso es uno de los más utilizados para soluciones en las que el calor las puede afectar, ya que la solución concentrada está en contacto con el vapor de menor temperatura.

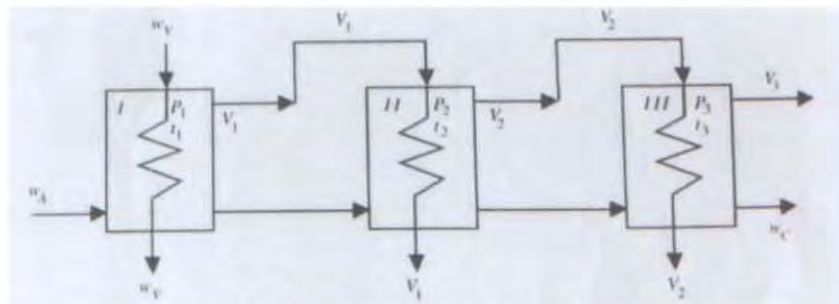


Fig. 7.14.B Sistema en corriente directa.

c) Sistema en contracorriente

Como su nombre indica, el sentido de las soluciones a concentrar es en contracorriente con las de vapor (**Figura 7.14.C**). La solución diluida se alimenta al último efecto, donde el vapor es de menor energía, mientras que las soluciones concentradas que abandonan cada efecto sirven de alimento al efecto anterior. Este tipo de disposición debe utilizarse con cuidado en el caso de soluciones alimentarias, ya que la solución más concentrada recibe el calor del vapor de mayor temperatura, y ello puede afectar al alimento.

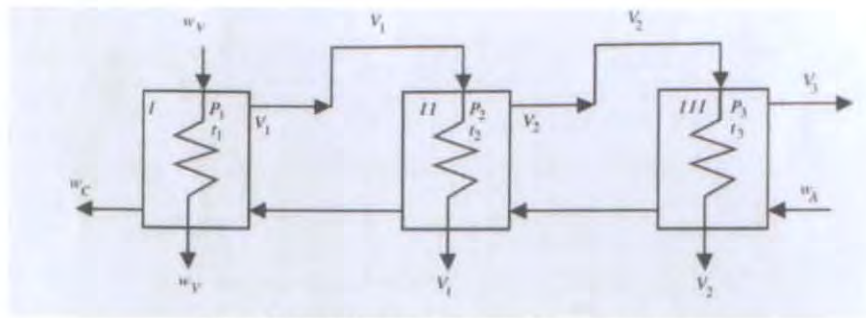


Fig. 7.14.C Sistema en contracorriente.

d) Sistema en corriente mixta

En este tipo de disposición, la solución diluida puede alimentarse a cualquiera de los efectos, mientras que las concentradas pueden alimentarse a un efecto anterior o posterior. En la **Figura 7.14.D** se muestra un sistema de paso mixto, en el que la solución diluida se alimenta al tercer efecto, mientras que la solución que abandona este efecto sirve de alimento al primero. La corriente que alimenta al segundo efecto es la solución concentrada que abandona el primer efecto, obteniéndose la solución concentrada final en este efecto.

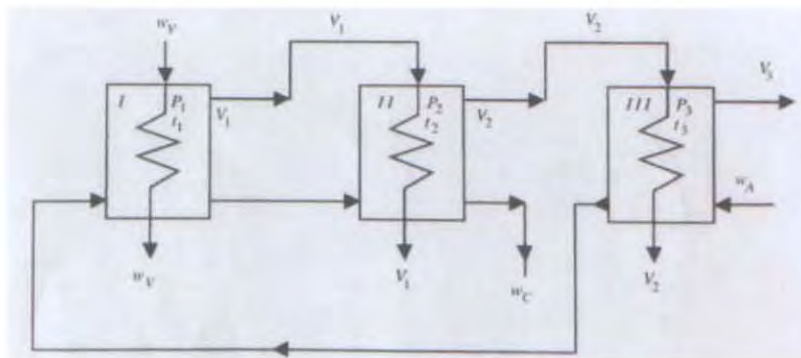


Fig. 7.14.D Sistema en corriente mixta.

7.1.12 Tipos de evaporadores

La extensa variedad de condiciones de operación y sustancias que se pueden encontrar en las industrias hace que exista también una amplia gama de equipos que se emplean como evaporadores. La mayor parte de los equipos a ser descritos pueden operar como unidades de un único paso o con recirculación. A los fines prácticos se presentará una clasificación de los mismos que no es de modo alguno absoluta.

- **EVAPORADORES DE TUBOS HORIZONTALES**

El evaporador de tubos horizontales (**Figura 7.15**) ha sido extensamente utilizado durante más de cincuenta años. No obstante, hoy en día se construyen muy poco debido a la mejora de otros tipos de equipos surgidos

posteriormente. El agente calefactor, normalmente vapor de agua, se introduce en una cámara de vapor, que hace las veces de cabezal de entrada al haz de tubos horizontales. El condensado, en general, se purga por el otro extremo del haz de tubos. La solución a evaporar circula en forma natural por fuera de los tubos y el nivel de líquido se mantiene ligeramente por encima de la hilera superior de tubos. En general, los evaporadores de tubos horizontales no disponen de ningún tipo de dispositivo dentro del cuerpo del evaporador para mejorar la circulación de la solución a tratar.

Al presentar circulación natural del líquido a evaporar, los coeficientes de transferencia de calor resultan bajos, máxime cuando se trata de líquidos viscosos. No es recomendable emplear este tipo de equipos con soluciones que formen espumas, pues no se dispone de ningún sistema para evitarlas, tampoco cuando se trate de soluciones que produzcan algún tipo de incrustaciones que luego resultan difíciles de separar de la superficie externa de los tubos.

Las principales ventajas que presenta este evaporador, son su bajo costo y fácil instalación, en especial los modelos pequeños. Su empleo está especialmente indicado cuando se manejan líquidos poco viscosos, que no formen espumas ni generen incrustaciones.

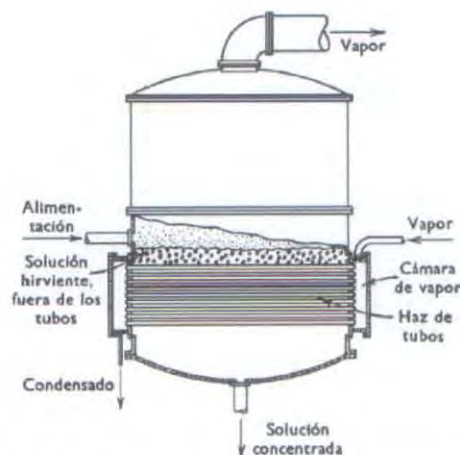


Fig. 7.15 Evaporador de tubos horizontales

- **EVAPORADORES DE TUBOS VERTICALES**
 - **Evaporadores verticales de tubos cortos (circulación natural)**
 - Evaporador Estándar (Calandria)

El evaporador vertical estándar consiste en un recipiente cilíndrico (cuerpo) dentro del cual se dispone el mazo de tubos en posición vertical (**Figura 7.16**). En la parte inferior del equipo se ubica una cámara anular a través de la cual circula el vapor que se usa como medio calefactor. La misma es atravesada por

el mazo vertical de tubos por cuyo interior circula el líquido a tratar.

La solución ingresa a los tubos desde la parte inferior del cuerpo del evaporador y circula hacia arriba por convección natural venciendo la carga hidrostática. Para volver a entrar en los tubos el líquido desciende por un conducto central. La fuerza impulsora se genera a partir de la diferencia de densidad de la solución, y en consecuencia de la presión hidrostática. El conducto central es una zona más fría con relación al interior de los tubos, donde el líquido está más caliente y con menor densidad. Es recomendable que el área del conducto central de retorno resulte entre 40-100% del área transversal del conjunto de tubos para que no se originen problemas de pérdida de carga.

En general, por encima del haz de tubos se suelen situar pantallas de choque para separar el líquido y el vapor que salen proyectados desde los tubos.

En régimen continuo, el caudal que circula a través de los tubos es mucho mayor que el de la alimentación, por tanto, al entrar a los tubos el líquido tiene esencialmente la misma concentración que la solución (concentrada) que sale del evaporador. La velocidad normal de entrada del líquido a los tubos es de 0,3 a 1,0 m/seg. El aumento de entalpía de la solución a medida que la misma asciende a través de los tubos resulta suficiente para alcanzar la temperatura de ebullición, produciéndose vapor al llegar al extremo superior de los mismos (punto de menor presión). El nivel de líquido sobre el mazo de tubos es una variable importante, si el mismo es alto aumenta la presión hidrostática y por consiguiente la temperatura de saturación; en cambio si es bajo se produce un mojado incompleto en la parte superior de los tubos.

Los tubos que se utilizan son relativamente cortos, tienen de 4 a 6 pies (1,2 a 1,8 m) de largo con diámetros entre 1" y 4" de (2,5 a 10 cm). Cuanto menor sea la altura de los tubos mejor resulta para líquidos con problemas de incrustaciones, pero simultáneamente aumenta el tiempo de operación y se debe recurrir a mayores diámetros de mazo para compensar la disminución de área de intercambio.

En el evaporador vertical de tubos cortos se logra un adecuado equilibrio entre la superficie de calefacción necesaria y el costo de la instalación. Como ventajas pueden mencionarse su

relativamente bajo costo, en particular si se fabrican de acero al carbono.

Sus aplicaciones son muy variadas dando buenos resultados con soluciones poco viscosas. No es recomendable su empleo en el caso de líquidos viscosos debido a que la velocidad de circulación puede resultar demasiado baja y por tanto el valor del coeficiente de transferencia de calor. Tampoco resultan aptos para ser utilizados en el caso de sustancias térmicamente sensibles dado que los tiempos de residencia de la solución en el equipo en general son grandes.

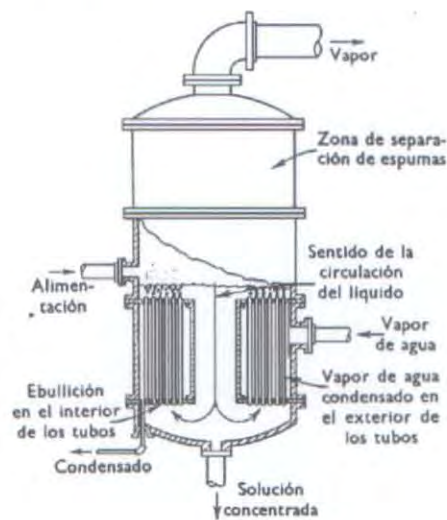


Fig. 7.16 Evaporador estándar de tubos verticales

▪ Evaporador vertical de tipo cesta o canasta

El evaporador vertical de tipo cesta mostrado en la **Figura 7.17** posee características constructivas y operacionales muy similares al evaporador vertical estándar. La diferencia entre ambos equipos radica en que el líquido en el evaporador de tipo cesta desciende por una corona circular ubicada entre la cámara de vapor y el cuerpo del evaporador; mientras que, el evaporador estándar posee una cámara de vapor anular y el líquido desciende por el centro. Una ventaja considerable de este equipo está dada por el mazo de tubos extraíble, circunstancia que facilita notablemente la limpieza.

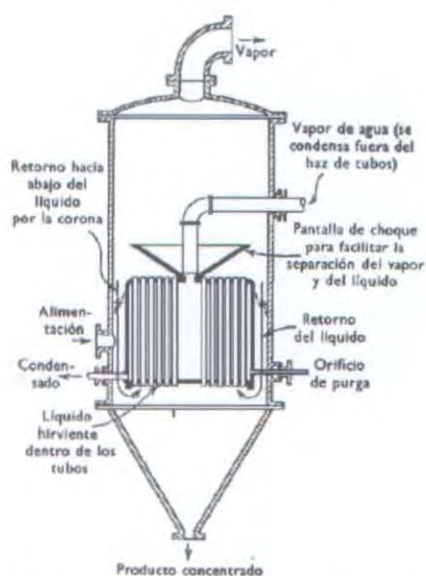


Fig. 7.17 Evaporador de tipo cesta

○ **Evaporadores verticales de tubos largos**

▪ Evaporador vertical de tubos largos con circulación natural

Este evaporador, conocido también con el nombre de evaporador Kestner, se representa en la **Figura 7.18**. El líquido circula por el interior de los tubos verticales en forma ascendente por convección natural generándose vapor al llegar al extremo superior. La separación de la mezcla líquido-vapor se facilita ubicando una pantalla de choque a la salida de los tubos.

Los tubos tienen típicamente de 2,5 a 5 cm de diámetro y de 3,5 a 12 m de longitud. Por lo general, el evaporador de tubos largos no se emplea con soluciones que formen costras, que generen precipitación de sales o sean muy viscosas. Está particularmente indicado para líquidos espumosos, debido a que la espuma se rompe al impactar a gran velocidad contra la pantalla ubicada a la salida de los tubos.

La operación puede ser con recirculación o de un solo paso; en este último caso, el líquido concentrado se separa por la cabeza o cúspide del evaporador. Los coeficientes de transferencia de calor son inferiores a los que resultan para los mismos sistemas con circulación forzada pero se elimina el costo de instalación y funcionamiento de la bomba.

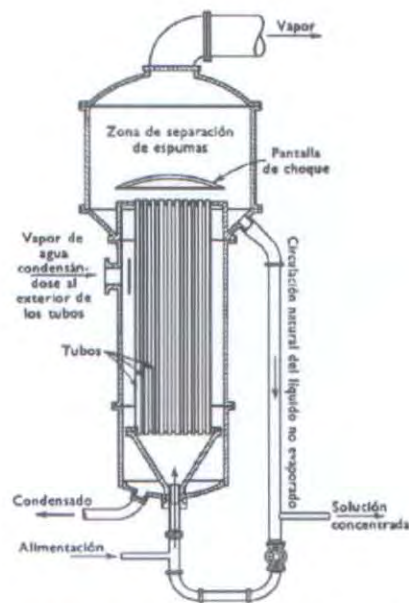


Fig. 7.18 Evaporador de tubos largos verticales con circulación natural

▪ Evaporador vertical de tubos largos con circulación forzada

En este evaporador, mostrado en la **Figura 7.19** se emplea una bomba para impulsar el fluido a mayor velocidad a través de los tubos.

Las velocidades lineales típicas de la solución a la entrada en este tipo de unidades se encuentran entre 2 y 5 m/seg. En general, el líquido recircula en el equipo produciéndose relativamente poco vapor en cada paso.

La mezcla líquido-vapor, choca al salir de los tubos, contra una pantalla que tiene una forma especial para provocar la coalescencia de las gotas. De la forma de la pantalla, depende el arrastre de gotas de líquido en el vapor.

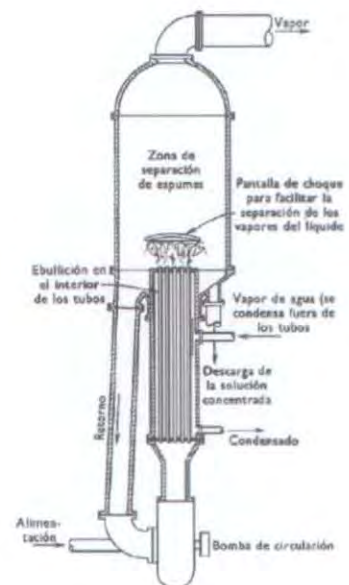


Fig. 7.19

En la práctica, el mazo de tubos puede encontrarse separado del recipiente donde se produce la separación líquido-vapor para facilitar la limpieza.

El empleo de un evaporador vertical de circulación forzada es aconsejable en el caso de soluciones que presenten viscosidades moderadamente altas.

○ **Evaporadores tubulares verticales de película de líquido**

En este tipo de equipos la solución a concentrar forma una película sobre la superficie de intercambio térmico (pared interior de los tubos) y el vapor generado circula por el espacio anular. La transferencia de calor en la película de líquido se produce esencialmente por conducción, no obstante, también puede haber convección. Se busca que la película resulte delgada para lograr coeficientes de transferencia de calor elevados; en estas condiciones prácticamente no se produce ebullición nucleada y por lo tanto no se observa la formación de burbujas. Físicamente puede asimilarse a una situación análoga al caso de la transferencia de calor en condensación en régimen laminar, aunque obviamente con un sentido inverso de flujo de materia.

Los evaporadores verticales de película de líquido presentan diámetros de tubo del orden de 5-20 cm y longitudes de tubo que pueden variar desde 6 a 15 m. Estas características geométricas hacen que este tipo de equipos tenga un menor costo que los de circulación forzada cuyos tubos pueden tener menor diámetro y ser más cortos.

Dado que esta forma de operación conduce a bajas pérdidas de carga resultan equipos adecuados para ser operados a presiones por debajo de la atmosférica.

Existen dos arreglos básicos que permiten la evaporación en película, película de líquido descendente o ascendente.

▪ Evaporador tubular de película descendente

En esta forma de operación la solución a evaporar circula en forma descendente sobre la pared de los tubos por acción de la gravedad. El vapor producido puede circular en forma ascendente por el centro de la película líquida o verse arrastrado con la película de líquido.

La velocidad de la película de líquido resulta mayor que en el caso de las unidades de película ascendente; consecuentemente los coeficientes de transferencia resultan mayores y los tiempos de residencia menores.

Uno de los puntos más críticos vinculado a esta forma de operación (película descendente) es el de lograr una distribución uniforme del líquido sobre las paredes del tubo para evitar las zonas secas.

Otro punto de importancia a ser tenido en cuenta en los evaporadores de película descendente es el peligro de inundación cuando el sentido del vapor es ascendente.

- Evaporador tubular de película ascendente

En este caso la solución a ser tratada ingresa al equipo por el cabezal inferior, inundando el correspondiente espacio del mazo de tubos y, circula en forma ascendente acompañada por el vapor generado que fluye en el mismo sentido.

- Evaporador tubular de película ascendente-descendente

El evaporador de película ascendente y el de película descendente pueden ser combinados en una única unidad intentando aprovechar las ventajas de ambas alternativas (**Figura 7.20**).

Cuando se requiere una alta tasa de evaporación (caudal másico evaporado/alimentado) y, paralelamente la solución a concentrar presenta una viscosidad moderadamente alta el mazo de tubos puede dividirse en dos secciones donde la primera funciona como un evaporador de película ascendente y la segunda como uno de película descendente. El flujo de la solución y del vapor producido es en todo momento en contracorriente. Los tiempos de residencia son relativamente bajos, así como la pérdida de carga.

El largo de los tubos empleados es aproximadamente la mitad respecto a las unidades de película de descendente o ascendente.

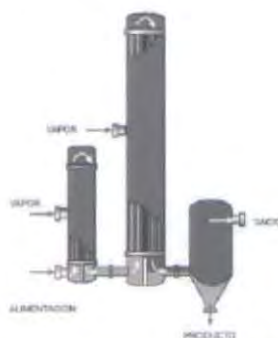


Fig. 7.20 Esquema de un evaporador de película ascendente-descendente

- **Evaporadores de película agitada**

Cuando la viscosidad representa un serio problema o existe una alta sensibilidad térmica del producto a tratar se emplean los evaporadores de película agitada. En ellos el líquido desciende por

gravedad sobre la pared interior de un tubo vertical de gran diámetro (10 a 125 cm) y es agitado mecánicamente mediante cuchillas rotantes (**Figura 7.21**). La longitud del tubo puede variar entre 0.6 a 7 m.

En general, estos equipos operan con grandes ΔT razón por la cual no son aptos para ser empleados en configuración de múltiple efecto. Paralelamente, los tiempos de residencia son bajos.

Debido a que son mecánicamente más complejos que otros tipos de evaporadores requieren un mayor mantenimiento mecánico; por la misma razón el costo de adquisición de estas unidades resulta comparativamente mayor.

Están fuertemente indicados para soluciones líquidas altamente viscosas (viscosidades superiores a 1000 cp y hasta 100000 cp) o que tienen gran propensión a generar ensuciamiento.

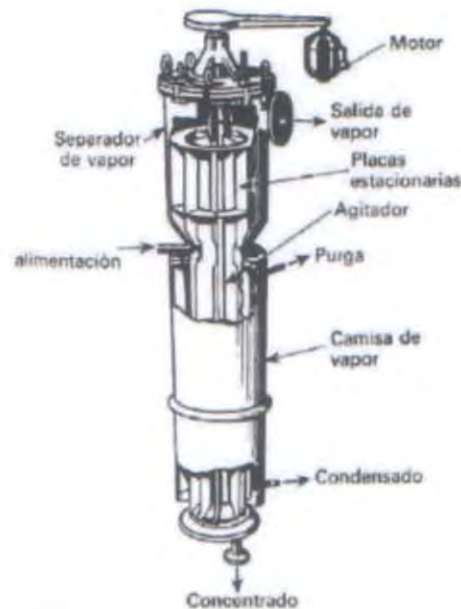


Fig. 7.21 Evaporador de película agitada

○ Evaporadores de placas

Los evaporadores de placas (**Figura 7.22**) son constructivamente similares a los intercambiadores de placas, pero se diferencian en forma de operación. En los evaporadores de placas el vapor generado acompaña en su movimiento dentro del equipo a la solución produciéndose la separación a la salida del equipo en una unidad auxiliar. Del mismo modo que para los otros tipos de equipos el agente calefactor típico es vapor de agua que condensa.

Se encuentran disponibles para operar en cuatro configuraciones distintas: película ascendente, película ascendente/descendente, película descendente, circulación forzada con ebullición suprimida y película fina.

Tienen bajo costo de instalación y los coeficientes de transferencia de calor para los equipos de placas resultan, en la mayoría de los casos, más altos que en las unidades de tipo tubular.

En general, los fluidos circulan a gran velocidad dentro del equipo, circunstancia que trae aparejada algunas ventajas. Por un lado, a causa de las elevadas velocidades desarrolladas por el vapor y las corrugaciones de las placas, el líquido puede atomizarse parcialmente generando mayores coeficientes de transferencia de calor. Por otra parte, las altas velocidades de circulación de la solución dificultan la formación de costras e incrustaciones y el crecimiento de colonias de bacterias. Asimismo, dada la facilidad de desarme de estos equipos la limpieza de los mismos puede realizarse en forma relativamente sencilla.

La capacidad de proceso de estas unidades puede modificarse en forma relativamente sencilla mediante el agregado o la quita de placas.

Los tiempos de residencia en este tipo de equipos son bajos entre 5 y 15 s, circunstancia que los convierte en especialmente indicados para procesar alimentos.

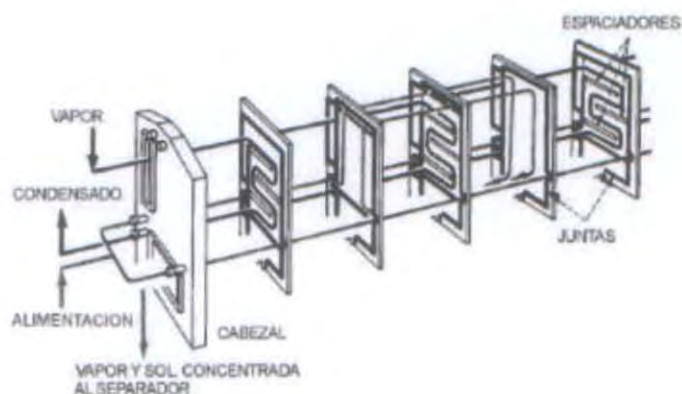


Fig. 7.22 Evaporador de placas de película ascendente-descendente.

○ Evaporadores discontinuos

En este tipo de equipos se empleó por primera vez el vapor de agua como fuente de energía para producir la evaporación. Conjuntamente con los evaporadores que aprovechan la energía solar representa uno de los métodos más antiguos para concentrar soluciones. En la actualidad prácticamente no se utilizan, aunque aún pueden encontrarse algunas unidades destinadas a la concentración de jaleas y mermeladas, y a la preparación de productos farmacéuticos.

Los evaporadores discontinuos son recipientes de tipo esférico, encamisados o provistos de un serpentín de calefacción (**Figura 7.23**).

La solución a tratar se ubica dentro del recipiente y la resistencia a la transferencia de calor asociada a la misma suele ser la más importante. En los casos que fuera factible es recomendable acudir a la agitación mecánica para lograr disminuirla (aumentar el coeficiente pelicular).

En general, no se utilizan grandes fuerzas impulsoras dado que éstas pueden producir la degradación de las soluciones a tratar y mayores velocidades de ensuciamiento. Por esta razón, la capacidad de estos evaporadores resulta baja en comparación con la proporcionada por otros equipos, circunstancia que limita considerablemente su utilización.

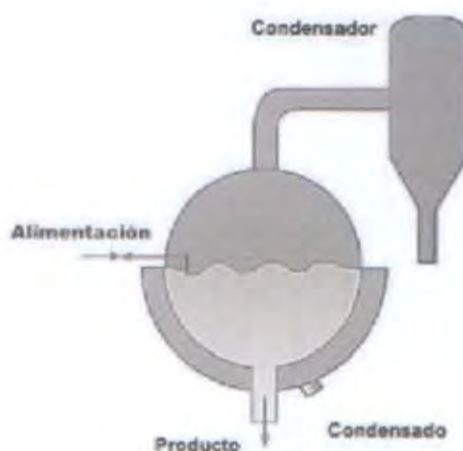


Fig. 7.23 Esquema de un evaporador discontinuo

7.2 Cristalización

7.2.1 Introducción

La cristalización es importante como proceso industrial por los diferentes materiales obtenidos y que pueden ser comercializados en forma de cristales. Su difusión se debe, probablemente, a la gran pureza y la forma atractiva de un producto químico sólido, que puede obtenerse a partir de disoluciones relativamente impuras en una sola etapa de proceso. En términos de las necesidades energéticas, la cristalización requiere mucha menos energía para la separación de lo que requiere la destilación u otros métodos de purificación utilizados habitualmente. Además, se puede realizar a temperaturas relativamente bajas y a una escala que varía desde unos cuantos gramos hasta miles de toneladas diarias.

Cristalización es la formación de partículas sólidas a partir de una base homogénea. La formación de partículas sólidas puede tener lugar a partir de un vapor, como la nieve, mediante la solidificación de un líquido fundido, como ocurre en la

formación de grandes monocristales, o bien como cristalización de una solución líquida (como se tratará en nuestro caso).

La cristalización de soluciones es importante en la industria debido a la gran variedad de materiales que se comercializan en forma cristalina. Su amplia utilidad se debe a dos razones: un cristal formado a partir de una solución impura es esencialmente puro (excepto que se formen cristales mixtos), y la cristalización proporciona un método práctico para la obtención de sustancias químicas puras en una condición adecuada para su envasado y almacenamiento.

***Magma.** En la cristalización industrial de una disolución la mezcla bifásica formada por las aguas madres y los cristales de todos los tamaños, contenida en un cristizador y que se saca como producto, recibe el nombre de **magma**.

7.2.2 Fundamentos de la cristalización

Cristales

Un cristal se puede definir como un sólido compuesto de átomos dispuestos en forma ordenada y repetida. Las distancias interatómicas en un cristal, de cualquier material definido, son constantes y características de ese material. Ya que el patrón de la distribución de los átomos se repite en todas las direcciones, existen restricciones definidas sobre la diferente simetría que pueden presentar los cristales.

- Pureza del producto: Un cristal sólido bien formado por sí solo es casi puro, pero retiene líquido madre cuando se ha eliminado a partir del magma final, y si la cosecha contiene agregados cristalinos, es posible ocluir cantidades considerables de líquido madre dentro de la masa del sólido.
En la práctica, la mayor parte del líquido madre es separado de los cristales por filtración o centrifugación, y el balance se elimina por lavado con solvente fresco. Las efectividades de estos pasos de purificación dependen del tamaño y uniformidad de los cristales.
- Importancia del tamaño de los cristales: No cabe duda que un buen rendimiento y una elevada pureza son dos objetivos importantes de la cristalización, pero el aspecto y el intervalo de tamaños del producto cristalino es también importante.

Si los cristales se comercializan como un producto acabado, la aceptación por los consumidores exige cristales individuales resistentes de tamaño uniforme, que no formen agregados y que no se aglomeren en el envase. Por estas razones es preciso controlar la **distribución del tamaño de los cristales** (CSD), y éste es uno de los principales objetivos en el diseño y operación de cristalizadores.

Geometría de los cristales

Un cristal es el tipo de materia no viva más altamente organizada. Se caracteriza por el hecho de que sus partículas constituyentes, que pueden ser átomos, moléculas o iones, están dispuestas en formaciones ordenadas tridimensionalmente llamadas redes espaciales.

Como consecuencia de esta disposición de las partículas, cuando los cristales se pueden formar sin la interferencia de otros cristales o cuerpos extraños, se presentan como poliedros con vértices agudos y caras planas.

Aunque los tamaños relativos de las caras y las distancias entre vértices de distintos cristales del mismo material pueden ser muy diferentes, los ángulos formados por caras correspondientes de todos los cristales del mismo material son iguales y característicos del material.

Equilibrios y rendimientos

El equilibrio en los procesos de cristalización se alcanza cuando la disolución está saturada y la relación de equilibrio para los cristales grandes es la curva de solubilidad. (La solubilidad de los cristales extraordinariamente pequeños es mayor que la de los cristales de tamaño ordinario).

La mayor parte de los materiales presentan curvas similares a la curva 1 (para el KNO_3); es decir, la solubilidad aumenta más o menos rápidamente con la temperatura. (**Figura 7.24**). Otras sustancias siguen curvas como la curva 2 (para el NaCl), con poca variación de la solubilidad con la temperatura; y finalmente otras presentan lo que se llama *curva de solubilidad invertida* (curva 3 para el MnSO_4), lo que indica que su solubilidad disminuye al aumentar la temperatura.

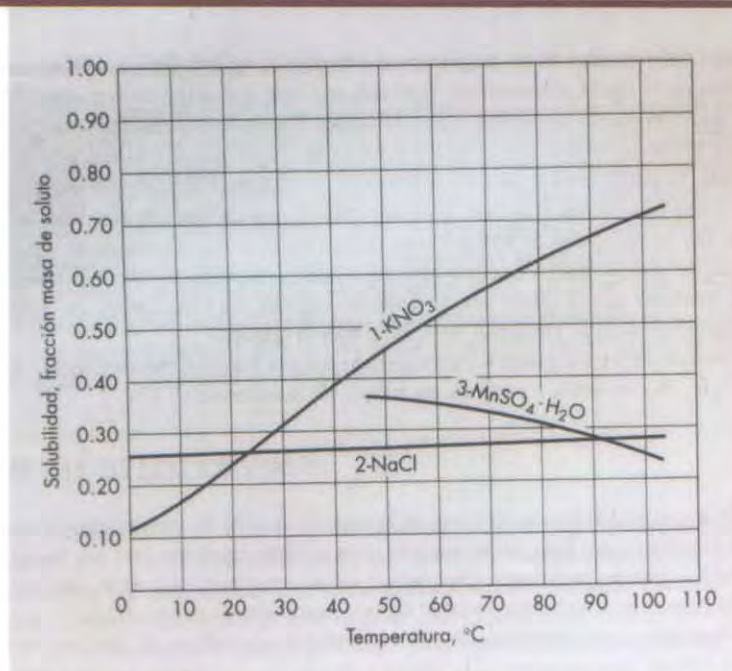


Fig.7.24 Curvas de solubilidad para 1) KNO₃, 2) NaCl y 3) MnSO₄

En muchos procesos industriales de cristalización, los cristales y las aguas madres están en contacto suficiente tiempo para alcanzar el equilibrio y las aguas madres están saturadas a la temperatura final del proceso.

El rendimiento del proceso se puede calcular entonces a partir de la concentración de la disolución original y la solubilidad para la temperatura final. Si durante el proceso se produce una evaporación apreciable, ésta debe de ser conocida o estimada.

Si los cristales son anhidros, los cálculos del rendimiento son sencillos ya que la fase sólida no contiene disolvente. Cuando el producto contiene agua de cristalización es preciso tener en cuenta el agua que acompaña a los cristales, ya que este agua no está disponible para el soluto que queda en disolución. Los datos de solubilidad se dan generalmente bien en partes de masa de material anhidro por cien partes de masa de disolvente total o en tanto por ciento en masa de soluto anhidro. Estos datos ignoran el agua de cristalización. La clave para los cálculos del rendimiento de solutos hidratados es expresar todas las masas y concentraciones en función de sal hidratada y libre de agua. Puesto que esta última cantidad es la que permanece en la fase líquida durante la cristalización, las concentraciones y cantidades basadas en el agua libre puede restarse para obtener el resultado correcto.

Sobresaturación

Los balances de materia y entalpía no arrojan luz sobre la distribución de tamaños de cristales (DTC) del producto del cristizador. Las leyes de conservación se cumplen lo mismo si el producto es un cristal muy grande o un conjunto de muchos cristales pequeños.

Para la formación de un cristal se requieren dos etapas:

- (1) el nacimiento de una nueva partícula y
- (2) su crecimiento hasta tamaño macroscópico.

La primera etapa recibe el nombre de **nucleación**. En un cristizador la DTC está determinada por la interacción de las velocidades de nucleación y crecimiento, y el proceso global es cinéticamente complicado. El potencial impulsor para ambas velocidades es la sobresaturación y en una disolución no saturada o saturada no puede ocurrir ni nucleación ni crecimiento.

Pueden formarse cristales muy pequeños por rascado del recipiente que contiene una disolución saturada y estos cristales actúan como núcleos para un posterior crecimiento si la disolución está sobresaturada.

La sobresaturación puede generarse por uno o más de tres métodos. Si la solubilidad del soluto aumenta fuertemente con la temperatura, como ocurre en el caso de muchas sales inorgánicas y de sustancias orgánicas, una disolución saturada se transforma en sobresaturada por simple enfriamiento y reducción de la temperatura. Si la solubilidad es relativamente independiente de la temperatura, como en el caso de la sal común, una disolución sobresaturada se puede generar por evaporación de una parte del disolvente. Si no es deseable ni enfriamiento ni evaporación, como cuando la solubilidad es muy elevada, la sobresaturación se puede generar mediante la adición de un tercer componente.

Nucleación

La velocidad de nucleación es el número de nuevas partículas formadas por unidad de tiempo y unidad de volumen de magma o de aguas madres exentas de sólidos. Esta magnitud es el primer parámetro cinético que controla la distribución de tamaño de los cristales (DTC).

- **Orígenes de los cristales en cristalizadores.** Si todas las fuentes de partículas están incluidas en el término nucleación, pueden

ocurrir diferentes tipos de nucleación. Muchos de ellos solamente son importantes con el fin de evitarlos.

Los cristalizadores con magma circulante están provistos de agitadores interiores o bombas externas rotatorias de circulación. En el impacto con estas partes móviles, los cristales blandos o débiles pueden romperse en fragmentos, formar esquinas y bordes redondeados y dar lugar así a nuevos cristales grandes o pequeños.

- **Nucleación de contacto.** Desde hace tiempo se sabe que la nucleación secundaria está influenciada por la intensidad de agitación, pero sólo recientemente se ha aislado y estudiado experimentalmente el fenómeno de nucleación de contacto. Es el tipo más frecuente de nucleación en los cristales industriales, ya que ocurre a bajas sobresaturaciones y la velocidad de crecimiento de los cristales es óptima para una buena calidad. La energía con la que debe ser golpeado un cristal es asombrosamente baja, del orden de unos pocos centenares de ergios y no se observan efectos visibles sobre la superficie cristalina.

Se ha planteado la hipótesis de que la acción del objeto contactante desvía o disloca las partículas con tamaños comprendidos entre embriones y pequeños cristales con un tamaño mucho mayor que L , es decir, el tamaño máximo de un cristal que puede existir en equilibrio con la disolución sobresaturada de acuerdo con la ecuación de Kelvin.

$$\ln \alpha = \frac{4V_M\sigma}{vRTL} \quad (\text{Ec. 7.2.1})$$

Las partículas que son por lo menos tan grandes como L sobreviven y crecen como nuevos núcleos mientras que las más pequeñas se disuelven.

En el equipo comercial de cristalización, la nucleación resulta a partir de la nucleación de contacto, con baja saturación y agitación para mantener los cristales en suspensión.

7.2.3 Equipos de cristalización

El hecho de que se le de a un recipiente el nombre de evaporador o cristizador depende primordialmente de los criterios utilizados para determinar su tamaño. En un evaporador del tipo de exclusión de sales, la clasificación por tamaños se hace sobre la base del desprendimiento de vapor. En un cristizador, la clasificación por tamaños se realiza normalmente sobre la base del volumen necesario para la cristalización o de las características especiales requeridas para obtener tamaños apropiados del producto. Sin embargo, en su aspecto exterior, los recipientes pueden ser idénticos.

Los cristalizadores comerciales pueden operar de forma continua o por cargas. Excepto para aplicaciones especiales, se prefiere la operación continua. El primer requerimiento de un cristizador es generar una disolución sobresaturada ya que la cristalización no puede ocurrir sin sobresaturación. Existen tres métodos para producir sobresaturación, dependiendo esencialmente de la naturaleza de la curva de solubilidad del soluto:

- (1) Solutos como el nitrato potásico y el sulfato sódico son mucho menos solubles a temperaturas bajas que a temperaturas elevadas, de forma que la sobresaturación se puede conseguir simplemente por enfriamiento.
- (2) Cuando la solubilidad es casi independiente de la temperatura, como ocurre en el caso de la sal común, o bien cuando disminuye al aumentar la temperatura, la sobresaturación se genera por evaporación.
- (3) En los casos intermedios resulta eficaz una combinación de evaporación y enfriamiento. Por ejemplo, el nitrato sódico puede cristalizarse satisfactoriamente enfriando sin evaporar, evaporando sin enfriar o bien mediante una combinación de enfriamiento.

Variantes en cristalizadores

Los cristalizadores comerciales pueden diferir en distintos aspectos. Una diferencia importante reside en la forma en la que los cristales se ponen en contacto con el líquido sobresaturado. En una de las técnicas, denominada *método de líquido circulante*, se hace pasar una corriente de disolución sobresaturada a través de un lecho fluidizado de los cristales en crecimiento. El líquido saturado se bombea después a través de una zona de enfriamiento o de evaporación, donde se genera la sobresaturación y finalmente la disolución sobresaturada se recircula a través de la zona de cristalización. En una segunda técnica,

llamada *método del magma circulante*, todo el magma circula a través de ambas etapas de cristalización y sobresaturación sin separar el líquido del sólido. Tanto la sobresaturación como la cristalización tienen lugar en presencia de los cristales. En ambos métodos la disolución de alimentación se añade a la corriente circulante entre las zonas de cristalización y sobresaturación.

Un tipo de cristizador utiliza dispositivos de clasificación de tamaños con el fin de retener los pequeños cristales en la zona de crecimiento y permitir que solamente los cristales de un tamaño mínimo especificado salgan de la unidad como producto. Idealmente, tales cristizadores darán lugar a un producto clasificado de un tamaño uniforme único. Otros cristizadores se diseñan para mantener una suspensión globalmente mezclada en la zona de cristalización en la que están uniformemente distribuidos en el magma cristales de todos los tamaños, desde núcleos hasta cristales grandes. Idealmente, la distribución de tamaños en el producto de una unidad de suspensión mezclada es idéntica a la del magma.

Además, algunos cristizadores están equipados con dispositivos para segregar los cristales finos lo más pronto posible después de la nucleación y retirarlos de la zona de cristalización. El objetivo que se persigue es reducir bruscamente el número de núcleos presentes con el fin de que puedan crecer los demás. La presencia de un número excesivo de núcleos implica que la masa de soluto disponible para cristalización es demasiado pequeña para permitir un adecuado crecimiento. Los núcleos retirados, que en realidad representan una masa muy pequeña, se redisuelven y retornan al cristizador. En los casos en los que la especificación de tamaños del producto no es muy severa, la separación de núcleos resulta innecesaria. La mayor parte de los cristizadores utilizan alguna forma de agitación para mejorar la velocidad de crecimiento, para prevenir la segregación de la disolución sobresaturada que da lugar a una nucleación excesiva y para mantener los cristales en suspensión en la zona de cristalización. Se pueden utilizar agitadores internos, con frecuencia provistos de tubos de aspiración y placas deflectoras, siendo también frecuente el empleo de bombas externas para la circulación del líquido o el magma a través de las zonas de sobresaturación o de cristalización.

Este último método recibe el nombre de *circulación forzada*. Una ventaja de las unidades de circulación forzada con calentadores externos consiste en que se pueden conectar varias unidades idénticas formando un múltiple efecto, utilizando el vapor procedente de una

unidad para calentar la siguiente unidad. Sistemas de este tipo son los *evaporadores-cristalizadores*.

Cristalizadores de vacío

Los cristalizadores más modernos corresponden a las unidades de vacío que utilizan el enfriamiento por evaporación adiabática para generar la sobresaturación. En su forma original y más sencilla, un cristalizador de este tipo es un recipiente cerrado en el que se mantiene el vacío por medio de un condensador, generalmente con la ayuda de una bomba de vacío tipo eyector de vapor. La alimentación se introduce como una disolución saturada caliente a una temperatura muy superior a la de ebullición para la presión existente en el cristalizador. Se mantiene un volumen de magma controlando el nivel del líquido y del sólido que cristaliza, mientras que el situado por encima del magma se utiliza para retirar el vapor y eliminar el arrastre. La disolución de alimentación se enfría espontáneamente hasta la temperatura de equilibrio. Puesto que tanto la entalpía de enfriamiento como la de cristalización aparecen como calor latente de vaporización, se evapora una parte del disolvente. La sobresaturación generada por enfriamiento y evaporación da lugar a nucleación y crecimiento. El magma producto se retira del fondo del cristalizador.

El rendimiento teórico de cristales es proporcional a la diferencia entre la concentración de la alimentación y la solubilidad del soluto a la temperatura de equilibrio.

La **Figura 7.25** muestra un cristalizador continuo de vacío con las convencionales unidades para la alimentación y procesado del magma. La acción esencial de la unidad de un solo cuerpo es muy parecida a la de un evaporador de simple efecto y de hecho estas unidades pueden operar en múltiple efecto. El magma circula desde el fondo cónico del cuerpo del cristalizador, a través de un tubo descendente, hasta una bomba de circulación de baja velocidad y baja carga, asciende a través de un calentador tubular vertical, con vapor de agua que condensa en la carcasa, y después retorna al cuerpo del cristalizador.

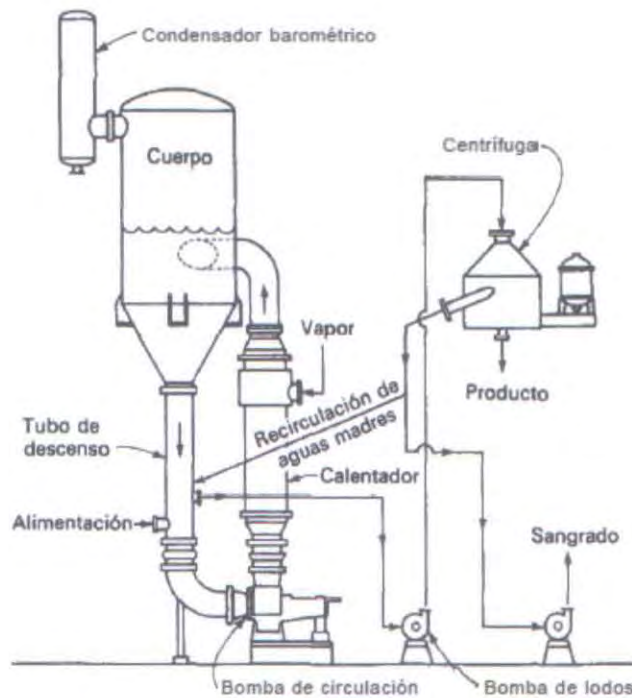


Fig. 7.25

- ✦ **Cristalizador de tubo de aspiración-deflector.** Un equipo más versátil y eficaz es el cristalizador de tubo de aspiración-deflector (DTB) que se representa en la **Figura 7.26**. El cuerpo del cristalizador está equipado con un tubo de aspiración, que también actúa como una placa deflectora para controlar la circulación del magma y un agitador de turbina dirigido hacia abajo para proporcionar una circulación controlable dentro del cristalizador. Un sistema adicional de circulación, exterior al cuerpo del cristalizador y accionado por medio de una bomba de circulación, contiene el calentador y la entrada de la alimentación. La suspensión de producto se retira a través de una salida situada cerca del fondo de la sección cónica inferior del cuerpo del cristalizador. Para una determinada velocidad de alimentación ambas circulaciones interna y externa se pueden variar independientemente y proporcionan variables controlables para obtener el valor de DTC deseado.

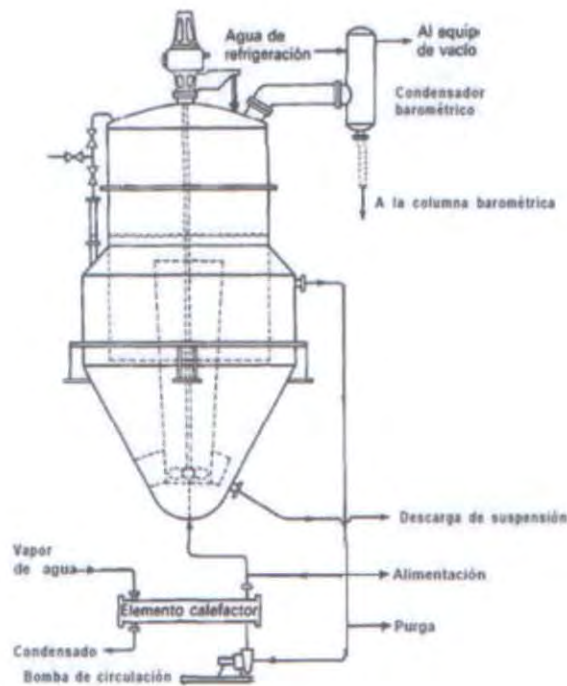


Fig. 7.26

✚ **Cristalizador por cargas (Fig. 7.27)**

La cristalización por cargas se practica más que ninguna otra de las formas de cristalización, tanto en recipientes a presión atmosférica, con agitación o estáticos, como en recipientes a presión o a vacío.

Su mantenimiento es más preciso y sencillo que el de los procesos continuos. No requiere atención especial durante su funcionamiento, lo que supone una gran ventaja para pequeños productores.

El modo de operación involucra la carga del cristalizador con una disolución concentrada o casi saturada, produciéndose la sobresaturación por enfriamiento de la carga o por evaporación del disolvente de la carga.

En muchos de los casos, una pequeña cantidad de la solución permanece en el cristalizador para que actúe como simiente en el siguiente proceso de recarga.

Se incluyen algunas posibilidades, como que pueda calentarse por la adición de vapor en la carcasa exterior, o como enfriado mediante la circulación por la camisa externa del recipiente de una solución, permitiendo el control de la temperatura en el equipo.

Los recipientes con estas características son muy elásticos y pueden operar en diferentes condiciones y con una gran variedad de

productos, tanto con enfriamiento como en las condiciones de evaporación de disolvente.

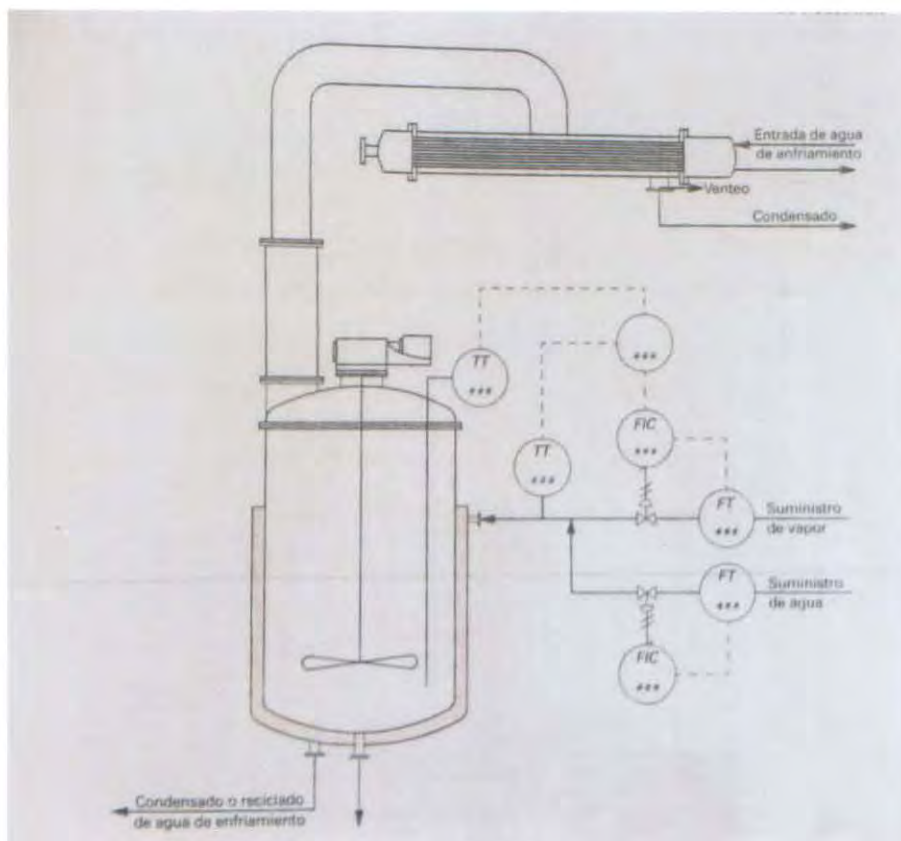


Fig. 7.27

✦ **Cristalizador de enfriamiento superficial.**

Para algunos materiales, como el clorato de potasio, es posible utilizar un intercambiador de tubo y coraza de circulación forzada, en combinación directa con un cuerpo de cristizador de tubo de extracción. Es preciso prestar una atención cuidadosa a la diferencia de temperatura entre el medio enfriador y la lechada que circula por los tubos del intercambiador.

Además la trayectoria y la velocidad de flujo de la lechada dentro del cuerpo del cristizador deben ser de tal índole que el volumen contenido en el cuerpo sea activo. Esto quiere decir que puede haber cristales suspendidos dentro del cuerpo debido a la turbulencia y que son eficaces para aliviar la sobresaturación creada por la reducción de temperatura de la lechada, al pasar por el intercambiador. Evidentemente la bomba de circulación es parte del sistema de cristalización y es preciso prestar atención cuidadosa a este tipo y sus parámetros operacionales para evitar influencias indebidas de la nucleación. Este tipo de equipo produce cristales en la gama de malla

de 30 a 100. El diseño se basa en las velocidades admisibles de intercambio de calor y la retención que se requiere para el crecimiento de los cristales de producto. (Fig. 7.28)

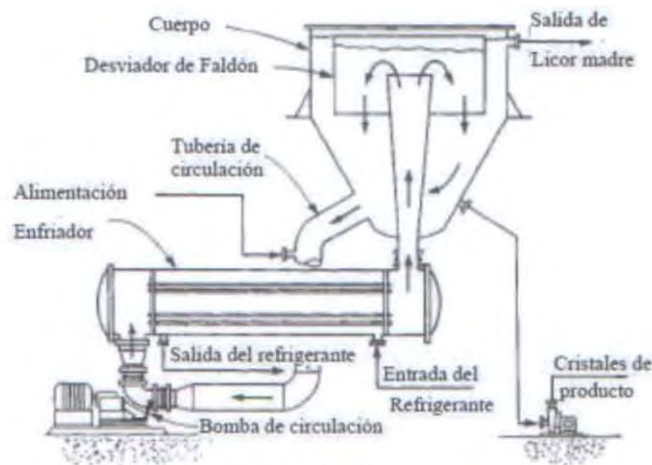


Fig. 7.28

7.3 Etapa de secado

El secado de materiales constituye a menudo la operación final de un proceso de fabricación, llevándose a cabo inmediatamente antes del envasado o la expedición. Se entiende por secado la eliminación final del agua y a menudo esta operación sigue a la evaporación, filtración o la cristalización. En algunos casos, el secado es una parte esencial del proceso de fabricación, en la mayoría de los procesos industriales el secado se lleva a cabo por una o más de las siguientes razones:

- Para reducir el coste del transporte
- Para obtener un material más manejable, por ejemplo jabón en polvo, fertilizantes, etc.
- Para proporcionar unas determinadas propiedades, por ejemplo la fluidez de las sales.
- Para evitar la presencia de la humedad, que podría provocar la corrosión; éste es el caso del secado del gas procedente de la gasificación del carbón, o del benceno antes de la cloración.

En los productos cristalinos es necesario asegurarse de que los cristales no resulten perjudicados durante el secado. Los sólidos que se secan presentan diferentes formas, y poseen diferentes propiedades. El líquido a vaporizarse en nuestro caso

estará sobre la superficie del sólido (cristales salinos). Todo esto da lugar a que en el mercado exista un gran número de tipos de secadores comerciales.

No existe una forma sencilla de clasificar el equipo de secado. Algunos secadores son continuos, mientras que otros operan de manera discontinua o por cargas; algunos mantienen en agitación los sólidos y otro no, algunos pueden operar con cualquier tipo de material, mientras que otros presenten limitaciones debido a la clase de alimentación que pueden aceptar.

7.3.1 Equipos de secado

Como hemos mencionado anteriormente existen numerosos equipos de secado en el mercado, nos centraremos en describir los más usados.

- **Secadores Rotatorios:** Consiste en una carcasa cilíndrica giratoria, dispuesta en forma horizontal o ligeramente inclinada hacia la salida. La alimentación húmeda entra por un extremo del cilindro; el producto seco descarga por el otro. Al girar la carcasa, unas pestañas internas levantan los sólidos para caer después en forma de lluvia a través del interior de la carcasa. Los secadores rotatorios se calientan por un contacto directo del gas con los sólidos, por gas caliente que pasa a través de un encamisado externo, o por medio de vapor de agua que condensa en un conjunto de tubos instalados sobre la superficie interior de la carcasa. El último de estos tipos recibe el nombre de secador rotatorio con tubos de vapor de agua. Pueden usarse para la sal, azúcar y todo tipo de materiales granulares y cristalinos que deben mantenerse limpios.

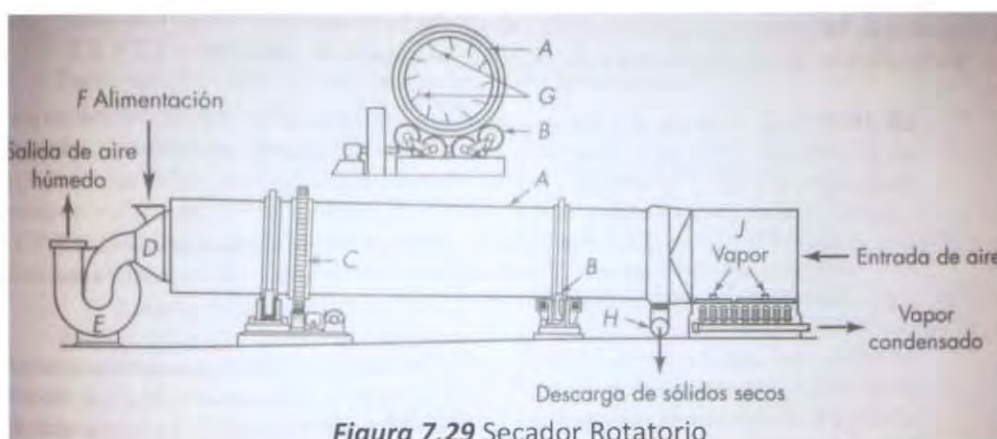


Figura 7.29 Secador Rotatorio

- **Secadores de lecho fluidizado:** Estos secadores en los que los sólidos están fluidizados por el gas de secado se utilizan en diversos problemas de secado. Las partículas se fluidizan con aire o gas en una unidad de lecho hirviente. La mezcla y transferencia de calor son muy rápidas. El tiempo medio típico de

permanencia es de 30 a 120 segundos cuando sólo se vaporiza líquido superficial.

Algunos secadores rectangulares de lecho fluidizado poseen compartimentos fluidizados separados, a través de los cuales pasan secuencialmente los sólidos desde la entrada hacia la salida. Reciben el nombre de *secadores de flujo pistón*: en ellos el tiempo de residencia es casi el mismo para todas las partículas. Las condiciones de secado varían de un compartimento a otro, y con frecuencia el último compartimento está fluidizado con gas frío con el fin de enfriar los sólidos antes de la descarga. Operan también en discontinuo; una carga de sólidos húmedos en un contenedor unido al fondo de la cámara de fluidización es fluidizada, calentada hasta secarse, y entonces es descargada. Algunas de estas unidades han remplazado a secadores de bandeja (platos perforados) en muchos procesos.

- Secadores de pulverización: En ellos se dispersa una solución o suspensión en una corriente de gas caliente formando una niebla de gotas muy finas. La humedad se evapora muy rápido de las gotitas para formar partículas residuales de sólido seco, que después se separan de la corriente gaseosa. Los flujos de gas y líquido pueden ser en corrientes paralelas, en contracorriente o una combinación de ambos en una misma unidad.
Las gotitas se forman en una cámara cilíndrica de secado por la acción de boquillas de presión, boquillas de dos fluidos o, en secadores de gran tamaño, por medio de discos de pulverización que giran a gran velocidad. Las ventajas son el corto tiempo de secado, que permite el secado de materiales altamente sensibles al calor y la producción de partículas esféricas huecas. La consistencia, densidad global, apariencia, y propiedades de flujo deseadas para algunos productos, tales como alimentos o detergentes sintéticos, resultan difíciles de obtener mediante cualquier otro tipo de secador. Considerando exclusivamente su acción de secado, estos no son muy eficientes. Se pierde mucho calor con los gases que salen y el producto que se obtiene en un secador de este tipo es muy poroso.

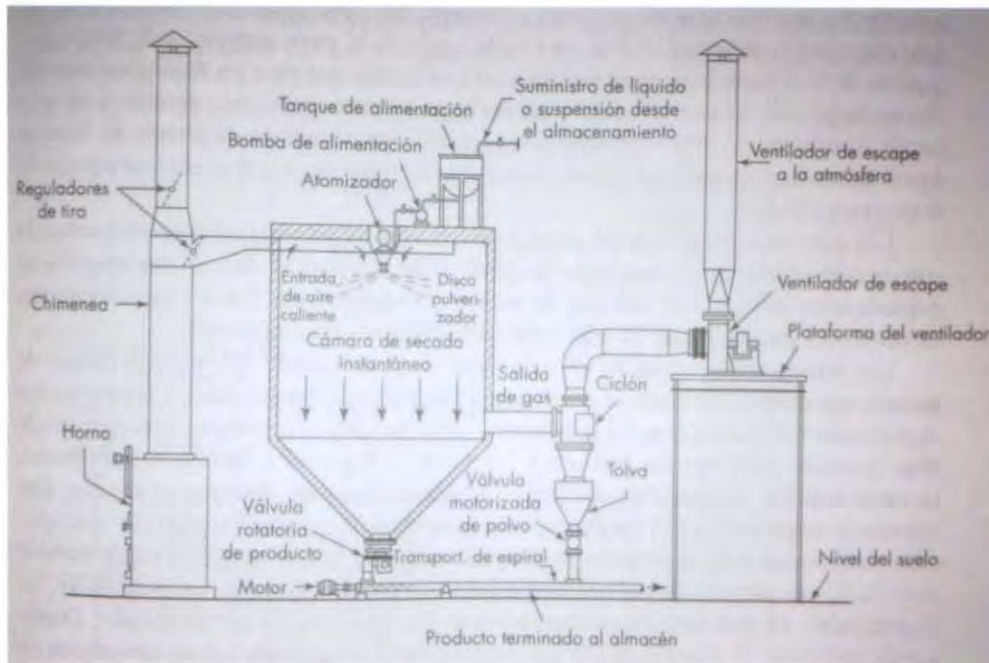


Figura 7.30 Secador de pulverización

- Secadores de tambor: Consiste en uno o mas rodillos metálicos calentados, en cuya superficie exterior una delgada capa de líquido se evapora hasta secar. El sólido seco es retirado de los rodillos a medida que éstos giran lentamente. En la **Figura 7.31** se representa un secador de tambor típico (una unidad de doble tambor con alimentación central). El líquido es alimentado desde un canal o tubo perforado dentro de un estanque en el espacio inmediato superior y entre los rodillos. El estanque es confiado ahí por platos extremos estacionarios. El calor se transfiere por conducción hacia el líquido que es parcialmente concentrado en el espacio comprendido entre los rodillos. El líquido concentrado se distribuye desde el fondo del estanque como una capa viscosa que recubre el resto de la superficie de los tambores. Prácticamente se vaporiza todo el líquido al girar los tambores, dejando una delgada capa de material seco que se retira mediante cuchillas rascadoras y cae en los transportadores situados debajo. La humedad evaporada se recoge y retira a través de la campana situada encima de los tambores. Son efectivos con soluciones diluidas, soluciones concentradas de materiales altamente solubles, así como con suspensiones de partículas poco pesadas. Son inadecuados para soluciones de sales de solubilidad baja o para suspensiones de sólidos abrasivos que sedimentan y crean una presión excesiva entre tambores.

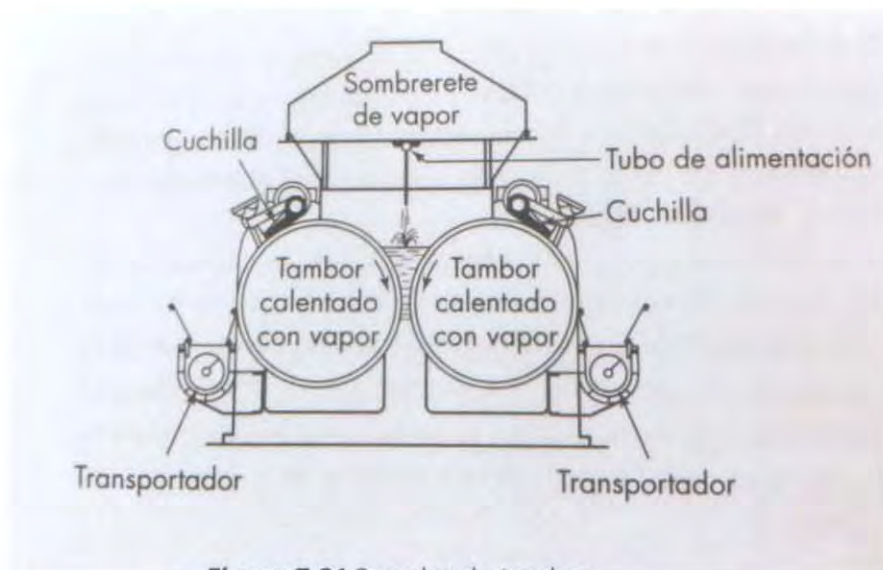


Figura 7.31 Secador de tambor

7.4 Calderas

Las calderas, también conocidas como generadores de vapor son instalaciones industriales que, aplicando el calor de un combustible sólido, líquido o gaseoso, vaporizan el agua para aplicaciones en la industria.

Las calderas de vapor, básicamente constan de 2 partes principales:

- Cámara de agua.

Recibe este nombre el espacio que ocupa el agua en el interior de la caldera. El nivel de agua se fija en su fabricación, de tal manera que sobrepase en unos 15 cm por lo menos a los tubos o conductos de humo superiores.

Con esto, a toda caldera le corresponde una cierta capacidad de agua, lo cual forma la cámara de agua. Según la razón que existe entre la capacidad de la cámara de agua y la superficie de calefacción, se distinguen calderas de gran volumen, mediano y pequeño volumen de agua.
- Cámara de vapor.

Es el espacio ocupado por el vapor en el interior de la caldera, en ella debe separarse el vapor del agua que lleve una suspensión. Cuanto más variable sea el consumo de vapor, tanto mayor debe ser el volumen de esta cámara, de manera que aumente también la distancia entre el nivel del agua y la toma de vapor.

Aunque existen numerosos diseños y patentes de fabricación de calderas, cada una de las cuales puede tener características propias, las calderas se pueden clasificar en dos grandes grupos; calderas pirotubulares y acuotubulares.

Calderas Pirotubulares

Se denominan pirotubulares por ser los gases calientes procedentes de la combustión de un combustible, los que circulan por el interior de tubos cuyo exterior esta bañado por el agua de la caldera.

El combustible se quema en un hogar, en donde tiene lugar la transmisión de calor por radiación, y los gases resultantes, se les hace circular a través de los tubos que constituyen el haz tubular de la caldera, y donde tiene lugar el intercambio de calor por conducción y convección. Según sea una o varias las veces que los gases pasan a través del haz tubular, se tienen las calderas de uno o de varios pasos. En el caso de calderas de varios pasos, en cada uno de ellos, los humos solo atraviesan un determinado número de tubos, cosa que se logra mediante las denominadas cámaras de humos. Una vez realizado el intercambio térmico, los humos son expulsados al exterior a través de la chimenea.

Calderas Acuotubulares

En estas calderas, al contrario de lo que ocurre en las pirotubulares, es el agua el que circula por el interior de tubos que conforman un circuito cerrado a través del calderín o calderines que constituye la superficie de intercambio de calor de la caldera. Adicionalmente, pueden estar dotadas de otros elementos de intercambio de calor, como pueden ser el sobrecalentador, recalentador, economizador, etc.

Estas calderas, constan de un hogar configurado por tubos de agua, tubos y refractario, o solamente refractario, en el cual se produce la combustión del combustible y constituyendo la zona de radiación de la caldera. Desde dicho hogar, los gases calientes resultantes de la combustión son conducidos a través del circuito de la caldera, configurado este por paneles de tubos y constituyendo la zona de convección de la caldera. Finalmente, los gases son enviados a la atmósfera a través de la chimenea.

Calderas de Vaporización instantánea

Existe una variedad de las anteriores calderas, denominadas de vaporización instantánea, cuya representación esquemática podría ser la de un tubo calentado por una llama, en el que el agua entra por un extremo y sale en forma de vapor por el otro. Dado que el volumen posible de agua es relativamente pequeño en relación a la cantidad de calor que se inyecta, en un corto tiempo la

caldera esta preparada para dar vapor en las condiciones requeridas, de ahí la denominación de calderas de vaporización instantánea.

7.5 Bombas

Las bombas son máquinas hidráulicas que transfieren energía mecánica a un fluido incompresible, es decir, aparatos dedicados a la impulsión de líquidos. Cuando se selecciona una bomba para una aplicación particular se deben considerar los siguientes factores:

- La naturaleza del líquido que se va a bombear
- La capacidad requerida (caudal volumétrico)
- La carga total de la bomba
- El tipo de fuente de alimentación
- Costo de la bomba, de su instalación, de operación y mantenimiento.
- Y otros factores como: códigos y estándares que rigen a las bombas, condiciones en el lado de la succión (entrada) y en el lado de la descarga (salida) de la bomba, limitaciones de espacio, peso, posición y condiciones ambientales.

La naturaleza del fluido está caracterizada por su temperatura en las condiciones de bombeo, densidad, viscosidad, tendencia a generar corrosión o erosión en las diferentes partes de la bomba y presión de vapor a la temperatura de bombeo.

Tipos de bombas

La forma en que se produce la impulsión puede ser variada, aunque suele ser de dos tipos, por desplazamiento volumétrico del fluido o por la acción de una fuerza centrífuga.

En el primer caso, las bombas se denominan de desplazamiento positivo, o volumétricas y en el segundo caso, bombas centrífugas.

- Bombas de desplazamiento positivo: En estas bombas, en la admisión el líquido es confinado en un cierto espacio de la bomba, donde se le comunica la energía, siendo desplazado a continuación a la zona de expulsión. Este tipo de bombas proporciona una cantidad de líquido constante en cada embolada, sin que el líquido pueda circular libremente a través del cuerpo de la bomba.
En este tipo de bombas, al ser constante el caudal de líquido en cada embolada y trabajar el motor a velocidad constante, el caudal de salida

dependerá solamente del tamaño de la bomba, su diseño y las condiciones de succión.

Según el mecanismo de impulsión del líquido se dividen en:

- Bombas alternativas o reciprocantes (de émbolo, de pistón o de diafragma).
- Bombas rotatorias (de ruedas dentadas, de lóbulos, de ruedas excéntricas, de paletas, de hélice salomónica o peristálticas).
- Bombas centrífugas: Son las más usadas y constan de:
 - Una tubería de aspiración
 - El impulsor o rodete, formado por una serie de álabes de diversas formas que giran dentro de una carcasa circular. El rodete va unido solidariamente al eje y es la parte móvil de la bomba. La carcasa está dispuesta en forma de caracol, de tal manera, que la separación entre ella y el rodete es mínima en la parte superior y va aumentando hasta que las partículas líquidas se encuentran frente a la apertura de impulsión. De esta forma aumenta la presión del líquido a medida que el espacio entre el rodete y la carcasa aumenta.
 - Una tubería de impulsión.

Capítulo 8. DESCRIPCIÓN DE LOS PROCESOS ELEGIDOS

8.1 Evaporación de doble efecto

8.1.1 Introducción: Evaporación de efecto múltiple

El proceso elegido es el de evaporación de múltiple efecto, concretamente "doble efecto".

La evaporación de efecto múltiple es le método principal que se utiliza para economizar el consumo de energía. La mayor parte de estos evaporadores funcionan en continuo, aunque para algunos materiales difíciles de tratar puede utilizarse un ciclo de cargas continuas.

Debe entenderse que la evaporación de efectos múltiples no proporciona mayores rendimientos que los que se obtienen con los sistemas de efecto único de igual superficie cambiadora de calor.

El objeto de la operación de efectos múltiples consiste en mejorar la economía térmica global del proceso y no en aumentar la capacidad de la planta. Como regla aproximada se puede decirse que una simple unidad requiere alrededor de 1.3 Kg. de vapor para evaporar 1 Kg. de agua, una unidad de doble efecto alrededor de 0.6 Kg. de vapor por Kg. de agua y una unidad de triple efecto 0.4 Kg. de vapor por Kg. de agua.

En un evaporador de efecto múltiple, el vapor procedente de una fuente externa se condensa en el elemento calentador del primer efecto. Si la alimentación al efecto está a una temperatura cercana al punto de ebullición en el primer efecto, un kg de vapor hará que se evapore casi un kg de agua. El primer efecto opera (sin ser controlado en esta etapa) a una temperatura de ebullición suficientemente alta como para que el agua evaporada sirva como medio calefactor del segundo efecto. Así se evapora casi otro kg de agua, que puede ir al condensador. Esto puede repetirse para cualquier número de efectos.

Cada efecto, por sí solo, actúa como un evaporador de un solo efecto, y cada uno de ellos tiene una caída de temperatura a través de su superficie de calefacción correspondiente a la caída de presión en dicho efecto. Todo lo que se ha dicho acerca de un evaporador de un solo efecto es aplicable a cada uno de los efectos de un sistema de efecto múltiple. El acoplamiento de una serie de cuerpos del evaporador en un sistema de múltiple efecto es una cuestión de tuberías de interconexión y no de la estructura de las unidades individuales. La numeración de los efectos es independiente del orden en el que las disoluciones entren como alimentación de los mismos.

La disolución concentrada se extrae del último efecto mediante una bomba.

En la operación en estado estacionario las velocidades de flujo y las velocidades de evaporación son tales que tanto el disolvente como el soluto no se acumulan ni disminuyen en cada efecto. La concentración, temperatura y velocidad de flujo de la alimentación están fijadas, las presiones en la entrada del vapor vivo y el condensador están establecidas, y todos los niveles de las disoluciones se mantienen en cada efecto. Por tanto, todas las concentraciones internas, velocidades de flujo, presiones y temperaturas se mantienen automáticamente constantes por sí mismas durante la operación del proceso.

La concentración de la disolución concentrada solamente se puede modificar cambiando la velocidad de flujo de la alimentación. Si la disolución concentrada es demasiado diluida, se reduce la velocidad de alimentación al primer efecto y, contrariamente, se aumenta si es demasiado concentrada. La concentración en el último efecto y de la disolución concentrada que descarga del mismo alcanzará eventualmente un nuevo estado estacionario para el nivel deseado.

Como primera aproximación, la economía de vapor de un evaporador de efecto múltiple aumentará proporcionalmente con el número de efectos y, generalmente, será cuantitativamente algo inferior al número de efectos.

El incremento de la economía de vapor de un evaporador de efecto múltiple se obtiene a expensas del costo del costo primero del evaporador. Esto constituye solo una aproximación, pues el paso de uno a dos efectos significa que, aproximadamente, la mitad del calor que se transfiere estará a un nivel más alto de temperatura, donde los coeficientes de transmisión de calor serán, en general, más elevados.

La distribución aproximada de temperaturas en un evaporador de efecto múltiple se encuentra bajo el control del ingeniero de diseño; sin embargo, una vez construido, el evaporador establece su propio equilibrio.

Cuando uno de los efectos comienza a desarrollar incrustaciones, su caída de temperatura aumentará a expensas de las caídas de temperaturas en los otros efectos. Esto proporciona un método adecuado para detectar una disminución del coeficiente de transmisión de calor de un efecto de un evaporador en funcionamiento.

Cuando no se modifica el vacío final y la presión de vapor, la temperatura en el efecto que forma incrustaciones disminuirá y aumentará la del efecto precedente.

A continuación, se muestra en la **Figura 8.1** un ejemplo de evaporación de dos efectos.

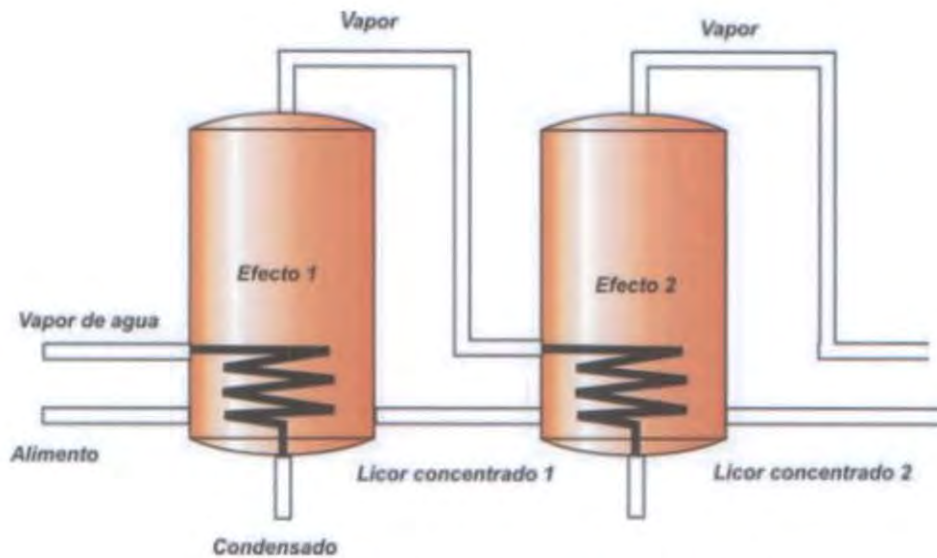


Fig.8.1 Proceso de evaporación de doble efecto

8.1.2 Método de Alimentación

La alimentación a un evaporador de efecto múltiple, normalmente, se transfiere de un efecto a otro en serie, de modo que sólo se alcanza la concentración final del producto en un efecto del evaporador. Como ya hemos mencionado anteriormente existen varios tipos de alimentación:

- Alimentación Inversa
- Alimentación mixta
- Alimentación en paralelo
- Alimentación hacia adelante

La alimentación elegida para nuestro proceso de la "Alimentación hacia adelante".

Es el sistema de alimentación más simple y común. El líquido de alimentación va hacia delante en la misma dirección que los evaporadores, es decir, del primer efecto al segundo, etc. Sólo se requiere una bomba de extracción y el efecto final opera a baja presión. En este sistema de alimentación la viscosidad del líquido que se procesa aumenta durante su paso a través de la planta debido tanto al aumento progresivo de concentración como la reducción progresiva de la temperatura de un efecto a otro.

Requiere una bomba para introducir la alimentación en el primer efecto, ya que con frecuencia este efecto está a una presión superior a la atmosférica, y una bomba para extraer la disolución concentrada del último efecto.

Sin embargo, el paso de un efecto a otro se realiza sin bombas puesto que el flujo es en el sentido de presiones decrecientes, y todo lo que se requiere son válvulas de control en las líneas de unión.

Este método de operación es provechoso cuando la alimentación está caliente o cuando el producto concentrado sea susceptible de daños o tenga lugar la formación de incrustaciones a temperaturas altas.

8.1.3 Efecto de la carga de líquido y de la elevación del punto de ebullición.

La carga del líquido y la elevación del punto de ebullición influyen sobre la capacidad de un evaporador de múltiple efecto todavía más que en el caso de un solo efecto.

La reducción de capacidad originada por la carga de líquido, lo mismo que antes, puede estimarse cuantitativamente. Como se recordará, la carga de líquido reduce la caída de temperatura disponible en el evaporador. La elevación del punto de ebullición también reduce la caída de temperatura disponible en cada efecto en la forma que se expone a continuación.

Consideremos un evaporador que está concentrando una disolución con una gran elevación del punto de ebullición. El vapor procedente de esta disolución a ebullición está a la temperatura de la disolución y, por tanto, está sobrecalentado en una cantidad igual a la elevación del punto de ebullición.

El vapor de agua sobrecalentado es prácticamente equivalente al vapor saturado a la misma presión cuando se utiliza como medio de calefacción. Por tanto, la caída de temperatura en cada efecto se calcula a partir de la temperatura del vapor saturado a la presión de la cámara de condensación y no a partir de la temperatura de ebullición del líquido en el efecto precedente. Esto quiere decir que de la caída total de temperatura disponible se pierde la elevación del punto de ebullición en cada efecto.

Esta pérdida se produce en cada uno de los efectos de un evaporador de múltiple efecto, de forma que la pérdida de capacidad que resulta es con frecuencia importante.

En la Figura se muestra la influencia de estas pérdidas en la caída de temperatura para un evaporador de múltiple efecto. Los dos diagramas de la **Figura 8.2** representan las caídas de temperatura en un evaporador de simple y doble.



Fig.8.2

Las condiciones extremas son las mismas en los dos casos; es decir, la presión del vapor de agua en el primer efecto y la temperatura de saturación del vapor que sale del último efecto son idénticas en los tres evaporadores. Cada efecto contiene un líquido con elevación del punto de ebullición. La altura total de cada columna representa el intervalo de temperatura desde la del vapor vivo hasta la de saturación del vapor procedente del último efecto.

El aumento ebulloscópico a usar en nuestro caso será la del sistema Na-Cl, que es la más próxima al agua que trataremos.

Para ello usaremos el diagrama de Dühring para el sistema NaCl. (Figura 8.3)

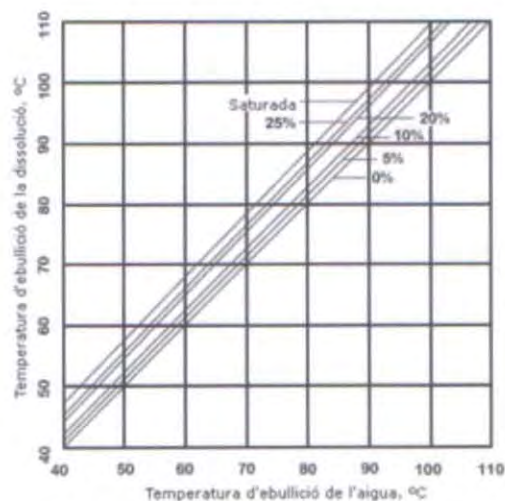


Fig.8.3

8.4 Método de cálculo

Debido a la gran variedad de métodos de alimentación y la complicación adicional de los calentadores de la alimentación, el único método seguro para determinar el rendimiento consiste en el planteamiento de balances detallados de calor y de materia. Es posible emplear resoluciones algebraicas, pero suelen resultar más rápidos los métodos de tanteo.

En el diseño de un evaporador de múltiple efecto los resultados generalmente deseados son la cantidad de vapor de agua consumido, el área de la superficie de calentamiento que se requiere, las temperaturas aproximadas en los distintos efectos y la cantidad de vapor que abandona el último efecto. Lo mismo que en un evaporador de simple efecto, estos valores se obtienen a partir de balances de materia, balances de entalpía y la ecuación de capacidad, sin embargo, en un evaporador de múltiple efecto se utiliza un método de tanteo en vez de una solución algebraica directa. Estos últimos implican, frecuentemente, tanteos dentro de la resolución de prueba y error. (ANEXO 4).

8.5 Tipo de evaporador elegido

El tipo de evaporador elegido es el evaporador de película descendente (**Figura 8.4**).

Son usados en operaciones de efecto múltiple donde se trata el agua de mar y ésta es la principal causa de su elección para el proceso que nos ocupa, pues como se ha visto anteriormente, el agua a tratar tiene propiedades próximas a las del mar.

La principal resistencia a la transmisión de calor desde el vapor de agua que condensa hasta el líquido que hierve en un evaporador reside del lado del líquido. Por tanto, cualquier método para disminuir esta resistencia produce un considerable aumento del coeficiente global de transmisión de calor.

En evaporadores de tubos largos, especialmente con circulación forzada, la velocidad del líquido a través de los tubos es elevada. El flujo del líquido es altamente turbulento y la velocidad de transmisión de calor es elevada.

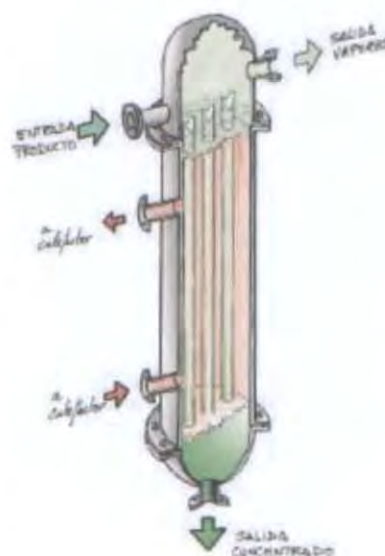


Fig 8.4

La alimentación entra por la parte superior, desciende por el interior de los tubos calentado con vapor de agua, como una película y sale por el fondo.

El vapor procedente del líquido generalmente es arrastrado hacia abajo con el líquido y sale por el fondo de la unidad.

El principal problema de un evaporador de película descendente es la distribución uniforme del líquido como en forma de película dentro de los tubos. Esto se consigue mediante una serie de placas metálicas perforadas situadas sobre una placa tubular cuidadosamente nivelada, por medio de inserciones en los extremos de los tubos que generen un flujo uniforme en cada tubo, o mediante distribuidores tipo araña con brazos radiales que distribuyen con velocidad constante la alimentación sobre la superficie interior de cada tubo. Otra forma es utilizar una boquilla individual de pulverización dentro de cada tubo.

Los evaporadores de película descendente se distinguen de otros tipos de evaporadores por poseer estas características:

- Procesamiento continuado y seguro de líquidos viscosos, con tendencia a incrustar y con impurezas mediante una turbulencia elevada en la capa de líquido.
- Tratamiento cuidadoso del producto gracias al tiempo de residencia corto y el espectro reducido de tiempos de residencia en todo el evaporador.
- Alta capacidad de evaporación por la alta densidad del flujo térmico.
- Ratios de evaporación altos en un solo paso

8.2 Cristalización por evaporación

Como se dijo anteriormente, para que se produzca la cristalización son necesarias condiciones de sobresaturación. La sobresaturación puede generarse por tres métodos:

- Por simple enfriamiento y reducción de la temperatura (solubilidad aumenta con la temperatura)
- Por evaporación del solvente (solubilidad relativamente independiente de la temperatura, como es el caso del NaCl)
- Por adición de un tercer componente (solubilidad muy elevada)

El método que se adecua al tratamiento de nuestra corriente es la cristalización por evaporación del solvente. Esta elección se hace en base a la **Figura 7.24** del marco teórico (relativa a las curvas de solubilidad), ya que cuando la solubilidad del soluto es casi independiente de la temperatura (como ocurre en nuestro caso), o bien cuando disminuye al aumentar la temperatura, la sobresaturación se genera por evaporación.

Para llevar a cabo este método hemos elegido el tipo de cristalizador por cargas. La cristalización por cargas se practica más que ninguna otra de las formas de cristalización. Su mantenimiento es más preciso y sencillo que el de los procesos continuos. No requiere atención especial durante su funcionamiento. Puede operar tanto por enfriamiento como por evaporación, que es el método elegido en nuestro caso y puede calentarse por la adición de vapor en la carcasa exterior, permitiendo el control de la temperatura en el equipo; para lo cual aprovecharemos el vapor de nuestra caldera 1 cuya temperatura es de 179'88 °C. Son muy elásticos y es posible operar en diferentes condiciones y con una gran variedad de productos.

Todo esto en comparación con el resto de equipos vistos anteriormente en el apartado 7.2 nos hace decantarnos por el equipo de cristalización por cargas.

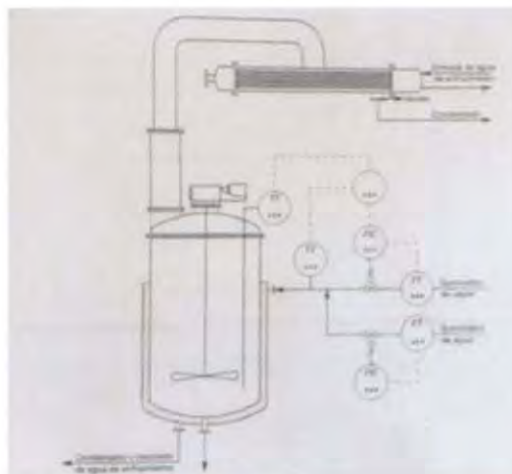


Fig. 8.5

8.3 Equipo de secado propuesto

La primera consideración en la selección de un secador es su facilidad de operación; por encima de cualquier otra consideración, el equipo ha de ser capaz de obtener el producto deseado en la forma y velocidad especificadas. A pesar de la gran variedad de secadores industriales que existen en el mercado, los diferentes tipos son en buena medida complementarios y no competitivos, de forma que la naturaleza del problema de secado se impone al tipo de secador que debe utilizarse o al menos limita la elección de tal vez dos o tres posibilidades. La elección final se decide sobre la base de los costos de inversión y de operación. Sin embargo, es preciso tener en cuenta los costos de todo el sistema de separación y no sólo exclusivamente los de secado.

Existen algunas directrices generales para la selección de un secador, pero las reglas distan mucho de ser rígidas y las excepciones son frecuentes. Por ejemplo los secadores discontinuos son en general los más utilizados cuando la capacidad de producción de sólido seco es inferior a 300kg/h, mientras que los secadores continuos casi siempre se utilizan para capacidades de producción superiores a 1 o 2 Tn/h. Para producciones intermedias es necesario considerar otros factores. Es preciso que el secador opere con seguridad y economía. Los costos de operación y mantenimientos no deben ser excesivos, hay que controlar la contaminación y minimizar el consumo de energía.

Al igual que ocurre en otros equipos, estas consideraciones a veces resultan contradictorias y es preciso alcanzar una solución de compromiso con el fin de seleccionar el secador óptimo para un determinado servicio.

La mayor parte de los secadores serán capaces de tratar materiales particulados con la capacidad para fluir, aunque los materiales que se aglomeran a los de forma irregular requerirán un equipo de un diseño más especializado. Una vez se ha seleccionado un grupo de posibles secadores, puede reducirse las posibilidades de elección considerando la forma en que debe funcionar la unidad, por ejemplo en continuo y discontinuo. Además de las restricciones impuestas por la naturaleza del material, otro factor importante es la forma de calefacción, es decir si ésta se realiza por contacto con una superficie sólida o directamente por convección y radiación.

Funcionamiento continuo o discontinuo:

En general la operación en continuo presenta las importantes ventajas de una fácil integración en el resto del proceso junto con un costo unitario del secado.

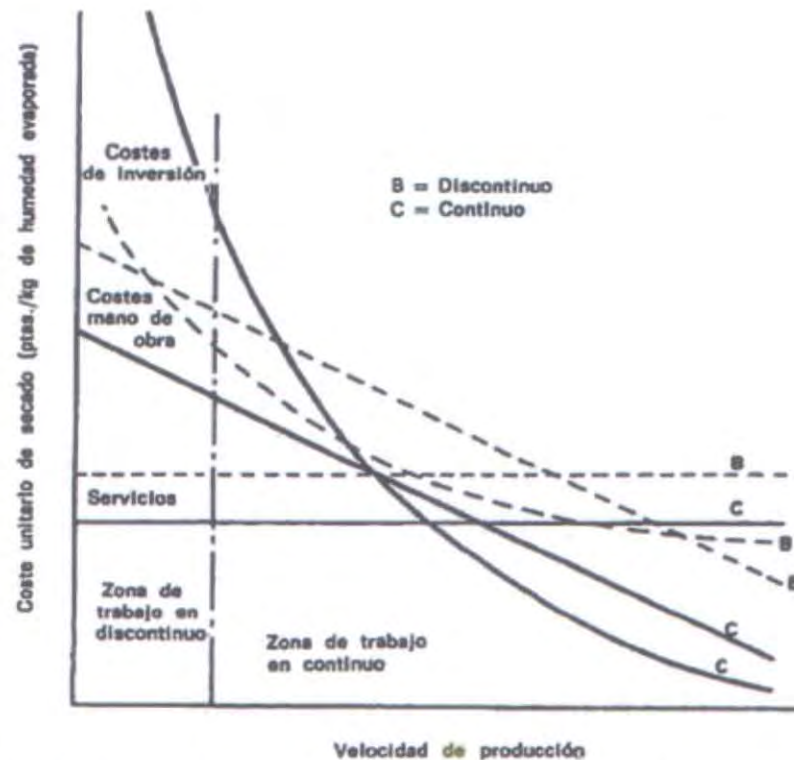


Figura 8.6 Variación de los costos unitarios de secado con la velocidad de producción

Entre los equipos descritos anteriormente los que más se ajustan a nuestras necesidades son los secadores rotatorios o los secadores de lecho fluidizado.

Los secadores rotatorios hace un tiempo eran el tipo de secador continuo más frecuente, pero debido al inevitable arrastre, actualmente se seleccionan, siempre que es posible otro tipo de secadores que evitan el arrastre de polvos.

- ✚ Nos decantamos por el secador de lecho fluidizado, por las siguientes razones:

En éste, el aire caliente o gas procedente de un quemador, pasa por una cámara de pleno y una placa distribuidora está provista de boquillas adecuadas para evitar el paso de los sólidos. El material húmedo se introduce continuamente en el lecho a través de una válvula rotatoria, mezclándose inmediatamente con la carga seca. El material seco sale por un rebosadero hacia un sistema de refrigeración. Otra posibilidad en este tipo de secadero consiste en utilizar un lecho de muy poca profundidad.

Parecería lógico que fuera imposible obtener niveles de humedad muy bajos en el producto cuando la alimentación entrante es

muy húmeda, estas suposiciones no resultan ciertas en la práctica. La mezcla en el lecho es tan rápida que éste puede considerarse homogéneo y las placas deflectoras o cualquier separación física entre los puntos de alimentación y de descarga tienen muy poco efecto. Las velocidades de transferencia de materia extraordinariamente elevadas que se consiguen hacen que sea posible mantener todo el lecho seco.

Se han registrado muchas aplicaciones en gran escala, por ejemplo la industria de fertilizantes, arenas, sales inorgánicas, etc.

- Pueden trabajar tanto en continuo como en discontinuo. Mediante aire en circuito abierto o circuito cerrado o con gas inerte. Los equipos discontinuos tienen frecuentemente puertas de descarga ubicadas en distintos niveles, de manera que facilitan el uso de distintos espesores de lecho.
- El lecho fluidizado como tal, no dispone de piezas mecánicas. Así es posible un tratamiento cuidadoso con nulo efecto de abrasión, a la vez que los gastos de mantenimiento son mínimos.

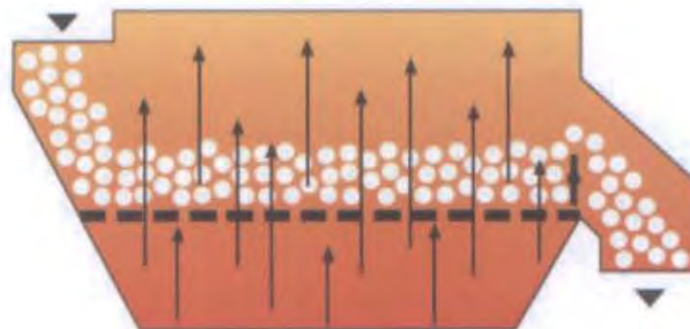


Figura 8.7 Esquema de funcionamiento del lecho fluido

Nuestro equipo será facilitado por la empresa VDM (representante de la firma Allgaier, productora de los secadores):

Los secadores de lecho fluidificado ALLGAIER permiten efectuar el secado en continuo o por etapas. Estas máquinas son muchas veces utilizadas como secadores de lecho fluidificado vibratorio. Pueden ser adaptadas para igualar las propiedades específicas de los productos a secar y del proceso en el que son utilizados.

- **Características principales:**
 - Secado a baja temperatura
 - Manipulación cuidadosa de productos frágiles

- Secadores con compartimento de refrigeración opcional
- Tratamiento de productos con un amplio rango de tamaños de grano
- Despolvoreo simultaneo del producto
- Zona de agitación integrada para productos que tienen tendencia a pegarse
- Control del tiempo de retención y de la calidad del producto
- Inyección de aditivos para el secado de gránulos
- Pérdidas de calor reducidas por recirculación del aire de salida.

Pueden ser utilizadas para varias tareas como secado, refrigeración, revestimiento, granulación, aglomeración, calcinación y eliminación de polvo y gases. Es también posible combinar varias operaciones en un mismo proceso. Las aplicaciones incluyen el tratamiento de productos cristalinos, granulados, polvorientos de grano fino y grueso, minerales y arena, mediante el uso de tortas de filtración en casi todos los sectores industriales.

Aplicaciones típicas:

- Sales.
- Ácido cítrico.
- Vitaminas.
- Productos químicos.
- Fertilizantes.



Figura 8.8 Equipo de secado propuesto

8.4 Sistema de condensación elegido

El equipo elegido de los anteriormente mencionados es el aerocondensador, por las siguientes razones.

La hidrosfera ha sido utilizada en el pasado como medio para enfriar el calor de las plantas industriales. El método más sencillo era recircular agua de ríos, lagos o del propio océano al foco caliente de la planta para refrigerarlo y devolver el agua

calentada a su lugar de origen sin importar la cantidad de calor que se le aportaba a este medio. Pero en países industrializados, se ha legislado e incluso prohibido este sistema en el que no se tenía en cuenta el incremento de calor de las fuentes de donde se obtenía el agua de refrigeración.

Es entonces el factor medioambiental el que restringe el uso de agua por el incremento de temperatura en ésta, ya que puede ocasionar impactos muy negativos en ecosistemas.

Sería necesario un gran caudal diario de agua (si se toma de la red) o un gran sistema de captación de agua del mar y de retorno de ésta, de manera que económicamente no serían muy favorables. Por el contrario, el aerocondensador utiliza el aire, su instalación sería fuera de la planta y se aprovecharía la temperatura ambiente en invierno para llevar a cabo la condensación que buscamos.

Uno de los aspectos negativos del uso de aerocondensadores es la contaminación acústica, que se ha de regular y detallar en las especificaciones técnicas, además de estar sujeta a una estricta normativa. En el caso del actual proyecto el equipo cuenta con el cumplimiento de todas las normas.

Capítulo 9. DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA – EQUIPOS

9.1 Introducción

La ubicación de la planta, como ya se ha mencionado anteriormente, se encuentra en Galicia, en la provincia de Pontevedra, por lo tanto tendremos la facilidad que nos proporciona la proximidad al manantial del que vamos a tomar la materia prima.

El proceso que se llevará a cabo consta de una línea principal con solo una entrada de alimentación. Una vez que se extrae el agua del manantial se hace pasar por un intercambiador de calor para aumentar su temperatura y de esta forma poder operar en los evaporadores a las condiciones deseadas. Tras la etapa de evaporación múltiple sigue la de cristalización, y por último una de secado para eliminar el pequeño porcentaje de humedad que aún acompaña a las sales.

En la **Figura 9.1** se puede ver un esquema general de la planta:

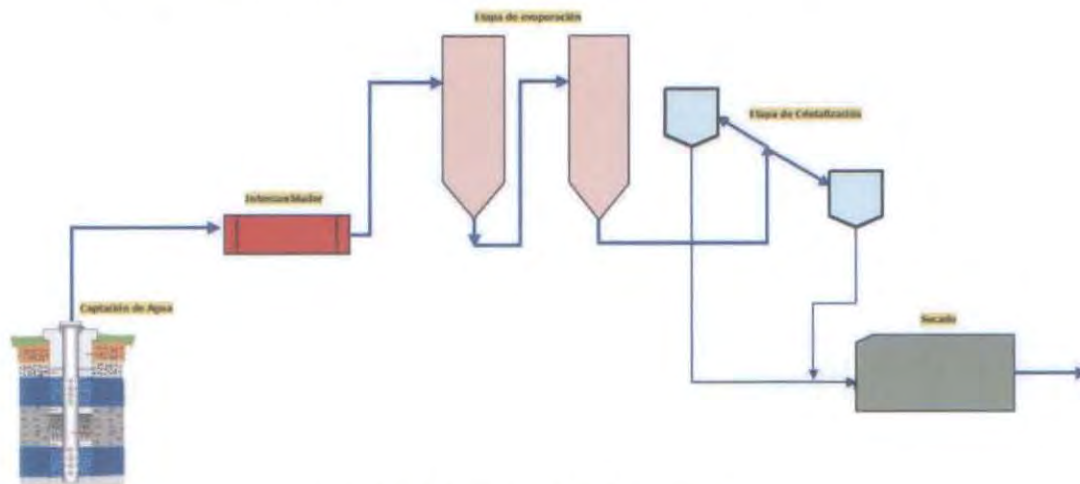


Fig. 9.1 Esquema del proceso

9.2 Captación de agua del manantial

El agua de manantial es pura, y por lo general se puede usar sin tratamiento, a condición de que el manantial esté adecuadamente protegido con una construcción (por ejemplo, mampostería, ladrillo...) que impida la contaminación del agua. La presencia de un manantial indica la posibilidad de usar ese agua subterránea (más o menos profunda), la cual puede ser extraída usando drenes o pozos excavados que se pueden cubrir y proteger contra cualquier tipo de contaminantes.

El manantial elegido para un abastecimiento (como es nuestro caso) debe estar encerrado en una estructura de la cual se derive una tubería que dirija el agua hasta el punto de entrega. Existen varios factores de gran importancia y a los cuales se les debe prestar atención:

- Una protección sanitaria para evitar la contaminación del agua en la estructura de captación.
- Es importante la calidad del agua del manantial.
- Se requiere una evaluación de la producción del manantial y de la variación estacional del flujo. La producción y la confiabilidad de un manantial pueden ser influenciados por los trabajos de recolección de agua de dicho manantial.

Debido a la profundidad a la que se encuentra el agua que se va a extraer, es necesario la perforación de un pozo para poder llegar a ella. A la vez, podremos beneficiarnos de las ventajas que tiene la toma de agua mediante pozos, entre las que podríamos destacar:

- Limpieza del agua como consecuencia de su filtrado en el terreno.
- Ausencia de contaminación orgánica y biológica, por lo tanto baja contaminación.
- Temperaturas bastantes estables.

En general podemos clasificar los pozos en:

- Pozos abiertos. De construcción manual y diámetros grandes que se pueden identificar con los pozos existentes en las casas de campo.
- Pozos perforados con máquina. De pequeño diámetro (menor de 0,5 m) y con buenos caudales.

Los pozos verticales son los más extendidos y se construyen con maquinaria, que puede clasificarse según tres variaciones principales de perforación: percusión, rotación y rotopercusión. La utilización de uno de estos métodos de perforación está condicionada por las características hidrogeológicas de la zona donde se sitúe la obra.

El diseño de este pozo no será objeto del presente proyecto.

9.2.1 Bomba de captación

La bomba de captación se encarga de impulsar el agua bruta desde el manantial hasta la superficie, concretamente hasta la planta.

Datos de diseño

La bomba elegida para llevar a cabo dicha función debe ser capaz de aportar un caudal de 3,125 m³/h y una altura como mínimo de 140,5 m, que es la profundidad del pozo.

La bomba seleccionada es de tipo sumergible. El fabricante de ésta es Bombas ITUR y el modelo elegido es el D4-21/32/4T3. El número de bombas de este tipo a instalar es uno.

BOMBA DE CAPTACIÓN ITUR, SERIE D4	
Caudal (m ³ /h)	9,5
Altura manométrica (m)	175
Temperatura(°C)	30
Revoluciones (rpm)	2900

Tabla 9.1: Prestaciones máximas de la bomba seleccionada

El cálculo justificativo de la selección de la bomba de captación se encuentra en el ANEXO 7 del presente proyecto.

9.3 Pretratamiento

Debido a la buena calidad del agua de nuestro manantial no se tendrán que llevar a cabo grandes operaciones de pretratamiento para poder usarla en la planta. El único punto a tener en cuenta al respecto es la temperatura de la misma, pues a pesar de extraerla del manantial a 30°C debemos incrementar este valor. Para ello se emplea un intercambiador de calor que acondicionará la corriente que alimenta a los equipos, cumpliendo de esta forma los requisitos de temperatura que el proceso exige para poder desarrollarse.

9.3.1 Criterios para el diseño de un intercambiador de calor

Los principales criterios a considerar en la selección del tipo más adecuado de intercambiador de calor para un servicio concreto son los siguientes:

- Temperaturas de trabajo y estado de los fluidos.
- Presiones de las corrientes y pérdidas de presión admisibles.
- Caudales de los fluidos.
- Posibilidades de ensuciamiento del aparato.
- Acción corrosiva de los fluidos.
- Espacio disponible para la instalación.
- Factor económico.

9.3.2 Selección del tipo intercambiador de calor

Teniendo en cuenta los factores citados anteriormente, se selecciona un intercambiador de calor de carcasa y tubos rectos por las siguientes razones.

- Las condiciones de operación en el proceso son superiores a las permitidas en los intercambiadores de placas, puesto que en la línea de proceso se alcanzan temperaturas de 180°C y las permitidas en este tipo de intercambiador son de 25-150°C.
- Los intercambiadores de placas son más caros que los de carcasa y tubos.
- Los intercambiadores de carcasas y tubos presentan una gran superficie de transferencia de calor, mientras que los intercambiadores de doble tubo presentan superficies de calor muy pequeñas en relación al volumen global del aparato, como consecuencia del radio mínimo de los codos que limita la aproximación de los tubos.
- El riesgo de fugas que implica el uso de intercambiadores de doble tubo no son adecuados para esta instalación, por motivos de seguridad se descarta el uso de este tipo de intercambiadores, evitando las fugas que pudieran originarse.

Por todo ello, en el presente proyecto se hará uso de un intercambiador de calor de contracorriente del tipo carcasa y tubos, dada su facilidad de limpieza y mantenimiento, así como por su gran superficie de transferencia. Además, este tipo de equipos son muy eficaces y frecuentes en la industria, por lo que será más fácil encontrar proveedores que lo suministren.

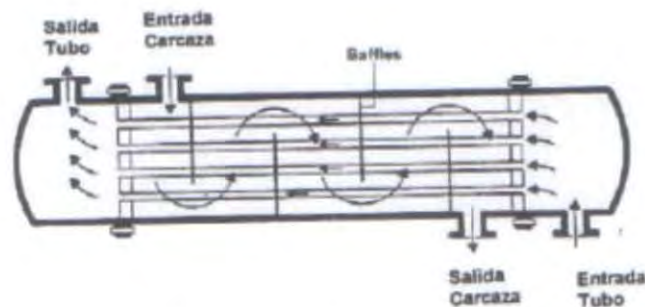


Fig.9.2 Intercambiador de calor de carcasa y tubos

El fluido encargado de aportar el calor necesario para que se lleve a cabo el intercambio descrito anteriormente será vapor de agua saturado, suministrado por una caldera (Caldera 1).

En nuestro intercambiador de calor, la corriente de agua circulará por el interior de los tubos mientras que el vapor de agua será el encargado de pasar por la carcasa del equipo. El motivo es que el agua del manantial tiene las sales disueltas y puede ir haciendo que aparezcan incrustaciones o corrosión en las paredes con las que esté en contacto. Por lo tanto, el hecho de que fluya por el interior de los tubos facilita el trabajo de limpieza y mantenimiento.

Datos de diseño

El caudal de alimentación a tratar en el intercambiador de calor es de $3,125 \text{ m}^3/\text{h}$ de agua, y el incremento de temperatura que ésta experimentará es de $56,35^\circ\text{C}$ ya que entra al equipo a 30°C y debe salir a $86,35^\circ\text{C}$.

La entrada al equipo y la salida de éste se realiza mediante tuberías de acero inoxidable.

El modelo seleccionado es el 06024, del fabricante BASCO TYPE 500 HEAT EXCHANGERS. El diámetro de la carcasa es de $6-1/4''$ y el de los tubos $5/8''$. El número de pasos que tiene es 4 y los tubos son rectos. La cantidad de equipos a instalar es uno.

INTERCAMBIADOR DE CALOR DE CARCASA Y TUBOS BASCO TYPE (ASME/TEMAC)	
nº Pasos	9,5
Carcasas	175
Temperatura($^\circ\text{F}$)	400
Presión (psi)	300
Área	1,02

Tabla 9.2 Prestaciones máximas del intercambiador elegido

El cálculo justificativo de la selección del intercambiador se encuentra en el ANEXO 3 del presente proyecto.

9.4 Etapa de evaporación

La evaporación, como ya se ha visto anteriormente, es una operación unitaria que consiste en la eliminación de agua de una corriente de líquido mediante vaporización o ebullición. Esa eliminación puede realizarse de diferentes formas, aunque es la evaporación uno de los métodos más utilizados.

Entre las distintas opciones que hay de llevar a cabo esta operación, haciendo un estudio de cada una de las formas para el aprovechamiento del vapor se elige la evaporación de múltiple efecto, concretamente la de doble efecto, como ya se ha visto en el CAPÍTULO 8 del presente proyecto.

Datos de diseño

El caudal de alimentación del primer evaporador es el mismo que en el intercambiador de calor, ya que en éste solamente se incrementó su temperatura. Sin embargo, se debe trabajar ya con caudales máscicos y para ello hacemos uso de la densidad del agua de la corriente en las condiciones de trabajo.

De manera que el caudal máscico es de 3.180 Kg/h, la temperatura a la que comienza el proceso de evaporación de 86,35°C y la presión a la que llega la corriente a este punto del proceso es de 1,011 bar. Las condiciones a las que se encuentra el vapor saturado que usamos en la cámara de condensación del primer evaporador son las siguientes; una presión de 3 atm y una temperatura de 133,907 °C, será proporcionado por una segunda caldera (Caldera 2).

El segundo evaporador tendrá en la cámara de condensación las condiciones del vapor que abandona el primer efecto, es decir, una presión de 1,011 bar y una temperatura de 99,88°C. Mientras que en la cámara de evaporación la temperatura será de 46,7 °C y la presión 0,08 bar (a causa del efecto de la bomba de vacío).

Atendiendo a los resultados de economía obtenidos en cada uno de los estudios realizados en el ANEXO 4, vemos que estos valores van incrementando su valor desde 0,9937 en el efecto simple a 1,94 en el de doble efecto y en último lugar 2,89 en el tercero. Como se ha visto en el marco teórico, un aumento de efectos se traducirá en aumentos de la economía, pero de igual modo, también hay que tener en cuenta los gastos que se llevarían a cabo tanto en equipos, instalaciones, mantenimiento, etc. Por tanto, se considera que nuestras necesidades quedan completamente cubiertas con el proceso de evaporación de doble efecto.

El modelo del evaporador seleccionado es el TZ80, de la empresa ZEAN CONSULTORES, con un área de 8 m², una altura de 7,78 m y un diámetro de columna de 0,6 m. El número de evaporadores a instalar es dos, uno por cada efecto.

EVAPORADOR DE PELICULA DESCENDENTE, ZEAN TZ80	
Cantidad de alimentación (Kg/h)	9,5
Cantidad de evaporación (Kg/h)	40.000
Temperatura(°C)	380
Presión(bar)	(-1 a 30)
Tipo de calefacción	vapor de agua saturado
Diámetro (m)	0,6
Altura (m)	7,78
Área (m ²)	8

Tabla 9.3 Prestaciones máximas del evaporador elegido

Los cálculos justificativos de la selección de los evaporadores elegidos se encuentran en el ANEXO 4 del presente proyecto.

9.5 Etapa de cristalización

Cuando finaliza la etapa de evaporación, la corriente principal del proceso está a una concentración del 25% en sales, es lo máximo que se puede conseguir y por ello el diseño del proceso define esa cantidad como el valor al que debe abandonar el segundo evaporador.

Brevemente se puede describir la cristalización como el proceso en el que se produce la formación de cristales a partir de la incorporación de las sustancias que componen un fluido, por saturación de algunos de los componentes, que en nuestro caso son las sales.

En esta parte del proceso se pretende obtener ya las sales como tal, sin que estén disueltas en agua, de manera que se lleva la corriente a un punto de sobresaturación para que se puedan ir uniendo y cristalicen.

El tipo de cristalización será por evaporación, en un cristalizador por carga que usará el calor del vapor de agua saturado que proporciona la misma caldera que da prestaciones al intercambiador de calor (Caldera 1).

Datos de diseño

En todo momento se hablará de un único cristalizador, aunque realmente se instalarán dos. El motivo de hacer mención sólo a uno es porque nunca estarán trabajando al mismo tiempo, por lo tanto el hecho de que haya dos no implica cambios en lo que a cálculos se refiere.

Se considera que cada equipo se llenará en 4 horas, entonces la alimentación no será un caudal sino una carga que equivale a la cantidad de disolución que entrará en ese tiempo. Teniendo en cuenta que del segundo evaporador la corriente que sale es de 381kg/h, es posible determinar que la carga del cristalizador será 1.526,4 kg. La concentración de sales como ya se ha mencionado anteriormente es del 25% y la temperatura de 46,7°C.

El vapor que se usará como medio calefactor será el de la caldera que también da suministro al intercambiador de calor. Las condiciones a las que se encuentra dicho vapor son; una presión de 10 bar y una temperatura de 179,88°C.

El cristalizador elegido es de la empresa BMA y la superficie de calentamiento es de 11,3 m². El número de cristalizadores a instalar es dos.

CRISTALIZADOR DE EVAPORACIÓN (POR CARGAS) DE BMA	
Diámetro (m)	1,4
Altura max.(m)	4,4
Superficie de calentamiento (m ²)	11,3
Volumen útil (m ³)	2,1

Tabla 9.4 Prestaciones máximas del cristalizador elegido

Los cálculos justificativos de la selección de los cristalizadores elegidos se encuentran en el ANEXO 5 del presente proyecto.

9.6 Equipos auxiliares

Anteriormente se han visto detalladamente cada uno de las unidades de las que consta la planta y sus respectivos equipos. Pero aparte de éstos, también hay otros que sirven de apoyo a los principales, es decir, dan suministro o complementan al resto de instalaciones del proceso, siendo por tanto igual de imprescindibles que los demás.

A continuación se describen cada uno de ellos.

9.6.1 Servicio de vapor. Calderas

Datos de diseño

Las necesidades de vapor que tenemos en la planta quedan cubiertas con la colocación de dos calderas de vapor saturado, que aportarán el calor necesario en varios de los equipos del proceso. Las calderas a instalar son dos:

- **Caldera 1:** Esta primera caldera da suministro al intercambiador de calor así como a los cristalizadores. El vapor que proporciona se encuentra a una temperatura de 179,88°C y a una presión de 10 bar. El caudal que debe aportar variará en función de si en ese momento abastece sólo al intercambiador de calor, que por lo tanto será un caudal de 329,94 kg/h, o si por el contrario también lo hace al mismo tiempo al cristalizador que esté en funcionamiento, siendo entonces el caudal de 680,82 kg/h. **La caldera elegida es del fabricante ATTSU, el modelo RL1250.**

Los condensados del vapor a la salida de estos equipos se vuelven a recircular hasta la caldera, para que la toma de agua de la red sea menor.

CALDERA ATTSU RL-1250	
Temperatura max.(°C)	200
Presión max.(bar)	16
Poder calorífico (Kw)	96
Producción de vapor (Kg/h)	1250kg/h

Tabla 9.5 Prestaciones máximas de la caldera elegida

Los cálculos justificativos son los relativos al intercambiador de calor y a los cristalizadores, presentes en los ANEXOS 3 y 5.

- **Caldera 2:** Esta caldera por el contrario da suministro a la etapa de evaporación, concretamente al primer evaporador, por lo tanto el caudal que proporciona es siempre el mismo, 1.439,078 kh/h. En este caso las condiciones a las que disponemos de este vapor son las siguientes; una presión de 3 atm y una temperatura de 133,90°C. El fabricante es PIROBLOC, y la caldera pertenece a la línea CEV, el modelo CEV-1050.

CALDERA ELÉCTRICA PIROBLOC, CEV-1050	
Temperatura max.(°C)	175
Presión max.(bar)	8
Temperatura de diseño (°C)	200
Presión de diseño (bar)	9
Poder calorífico (Kw)	1050
Producción de vapor (Kg/h)	1470

Tabla 9.6 Prestaciones máximas de la caldera elegida

Los cálculos justificativos del caudal que se necesita de esta caldera son los relativos a la etapa de evaporación, presentes en el ANEXO 4 del presente proyecto.

9.6.2 Aerocondensador

Datos de diseño

El caudal que va a tratar este equipo es de 1.445,13 Kg/h de vapor, por lo tanto éste será el dato clave para la elección del aerocondensador.

Se considera que la temperatura media de entrada del aire que toman los ventiladores del aerocondensador es de 13 °C, por tratarse de los meses de Invierno (Dato tomado de la AEMET, Agencia Estatal de Meteorología) y debido a que la temperatura del vapor que procede del segundo evaporador sale a 46,7 °C la transferencia de calor del vapor al aire frío está garantizada.

El modelo de aerocondensador elegido es el ACV-030, del fabricante HAAVRSLEV. Cuyo caudal máximo de vapor que acepta es 1.800 Kg/h.

AEROCONDENSADOR HAARSLEV ACV034	
Capacidad vapor (kg/h)	2000
Potencia/motor (kw)	2*7,5
Peso (kg)	3400

Tabla 9.7 Prestaciones máximas del aerocondensador elegido

Los cálculos justificativos de esta elección serían los correspondientes a la obtención de ese caudal de vapor, relativos por lo tanto al proceso de evaporación, que se encuentran en el ANEXO 4.

9.6.3 Tanque de almacenamiento de condensados

En nuestra planta el vapor saturado es el fluido portador de calor que se utiliza para transportar la energía desde las calderas hasta los distintos equipos donde se requiere un aporte de calor, pero una vez utilizado y ya en fase líquida, junto con el condensado que se obtiene del aerocondensador, se almacenará en un tanque. Éste dará suministro a la caldera 2, así como a ciertas necesidades de la planta (tales como laboratorio, baños, etc.) y también será destinada a la venta como agua destilada.

El tanque elegido se construye con planchas de acero galvanizado que solapan unas sobre otras. Las planchas, cuyo espesor está en función del diámetro y la altura del depósito, se fabrican conforme a las normas EN 10142 y EN 10111 1998. Las chapas tienen punzonado todo su perímetro para acoplar perfectamente en obra sin necesidad de mecanización posterior.

La superficie interior se cubre con una pintura bituminosa de color negro que protege la chapa del contacto directo con el agua y oscurece el interior para reducir la aparición de microorganismos. En caso de agua potable o aguas con altos índices de corrosión, el interior se recubre con un revestimiento elástico de poliuretano con gran resistencia a la abrasión.

Se galvanizan en caliente conforme a las normas UNE 7183 y UNE 37501, actual UNE EN ISO 1461.

Datos de diseño

Dicho tanque almacenará los condensados que se obtienen tanto del primer y segundo evaporador como los del aerocondensador. Por lo tanto los caudales que entran son los siguientes:

- Evaporador 1: 1,54 m³/h
- Evaporador 2: 1,41 m³/h
- Aerocondensador: 1,46 m³/h

Teniendo en cuenta estos caudales y el consumo que necesita la caldera 2, el tanque elegido es el siguiente. La empresa que lo suministra es Tankeros, y la capacidad con la que cuenta es de 63m³.

TANQUE CILÍNDRICO DE ALMACENAMIENTO AGUA (TANKEROS)	
Altura (m)	6,002
Diámetro (m)	3,81
Capacidad (m ³)	63

Tabla 9.8 Prestaciones máximas del tanque de almacenamiento elegido

Los cálculos justificativos de esta elección se encuentran en el ANEXO 6 del presente proyecto.

9.6.4 Bombas

Datos de diseño

Las bombas seleccionadas son las encargadas de impulsar el líquido desde un determinado punto hasta otro, siendo necesarias solamente en algunas líneas de la planta.

Los datos a tener en cuenta para la elección de la bomba son el caudal de 1,458 y 1,41 m³/h y la carga que debe ser como mínimo de 13,9m en un caso y 0,657 en el segundo. Por lo tanto el número de bombas a instalar de este tipo son 2, cada una de ellas con la respectiva de repuesto.

BOMBA HORIZONTAL ITUR, multicelular TX-03/2/50M	
Presión máx.(bar)	16
Altura (m.c.a.)	19,5
Capacidad (m ³ /h)	4,8

Tabla 9.9 Prestaciones máximas de la bomba horizontal elegida

Los datos a tener en cuenta para la elección de la bomba son el caudal de 0,318 m³/h y la carga, que debe ser como mínimo de 13,9m. El número de bombas a instalar es una (que irá con otra de repuesto).

BOMBA CENTRÍFUGA ITUR, CC-51M	
Presión máx.(bar)	8
Altura (m.c.a.)	21
Capacidad (m ³ /h)	6

Tabla 9.10 Prestaciones máximas de la bomba centrífuga elegida

Los cálculos justificativos de las elecciones de las bombas se encuentran en el ANEXO 8 del presente proyecto fin de carrera.

BOMBA DE VACÍO

Datos de diseño

Debido a factores económicos y a que puede proporcionar las prestaciones que requerimos en nuestro proceso, se elige una bomba de vacío. Ésta hará que se trabaje a una presión de 0,08 bar en la cámara de evaporación del segundo evaporador.

BOMBA VACÍO VACUUMBRAND RP 35C VARIO	
Capacidad (m ³ /h)	40
Presión (mbar)	0,1
Peso (kg)	55,6

Tabla 9.11 Prestaciones máximas de la bomba de vacío elegida

9.7 Cálculo de la instalación hidráulica

9.7.1 Dimensionamiento de tuberías

Las tuberías de la instalación deben permitir el transporte del agua desde el punto de captación hasta los cristalizadores, así como los flujos que se originen tras el proceso.

En el caso del agua que usamos en nuestro proceso que posee características muy próximas al agua de mar como ya dijimos anteriormente, se recurre a aleaciones metálicas, pero teniendo en cuenta que deben soportar y ser resistentes a la corrosión.

La corrosión de las conducciones metálicas provocaría el desprendimiento y la incrustación de depósitos, limitando la vida útil de los equipos. Bajo estas premisas,

como primera opción por su disponibilidad en el mercado y precio frente a otro tipo de aleaciones metálicas no férreas, se encuentra toda la familia de los aceros. En este caso, un acero inoxidable austenítico es suficiente para soportar la presión de operación. Para agua marina se ha comprobado que los mejores resultados en servicio los proporciona el acero AISI 316. En nuestra instalación, las conducciones de alta presión serán de ACERO INOXIDABLE AISI 316, por ser el material que más se adecua, suministradas por TUBACERO.

Los cálculos del dimensionado de tuberías se encuentran realizados en el ANEXO 7 de este proyecto. Los resultados obtenidos se muestran en la siguiente tabla:

Conducción	Ø nominal (in)	Ø interno (m)	Espesor(m)	Velocidad (m/s)
CP-1	2"			0,41
CP-2	1"	0,0301	0,00165	1,22
CP-3	1"	0,02664	0,00338	1,557
CP-4	3/4"	0,0234	0,00165	1,17
CP-5.A	3/8"	0,0138	0,00138	0,5919
CP-5.B	3/8"	0,0138	0,00138	0,5919
TRV-1	2"	0,05248	0,00391	17,059
TRV-2	1-1/4"	0,035	0,00356	18,5
TRV-3	1-1/4"	0,0358	0,00356	19,76
TRV-4	1-1/4"	0,0358	0,00356	19,76
TRV-5	4"	0,108	0,00305	26,21
TRV-6	6"	0,161	0,00376	24,72
TRV-7	24"	0,597	0,00635	25,935
TRC-1	1/2"	0,01576	0,00277	1,10
TRC-2	3/8"	0,0125	0,00231	0,85
TRC-3	3/8"	0,0125	0,00231	0,91
TRC-4	3/8"	0,0125	0,00231	0,91
TRC-5	3/4"	0,02248	0,00211	1,076
TRC-6	3/4"	0,02248	0,00211	1,08
TRC-7	3/4"	0,02248	0,00211	1,08

9.10 Tabla Resumen conducciones

9.7.2 Pérdidas de Carga

Las pérdidas de carga en los tramos rectos (pérdidas lineales) se calcularán mediante la expresión para circulación de líquidos:

Donde:

$$h_{fTR} = f \frac{L}{D} \frac{V^2}{2g} \quad (9.7.1)$$

- hf es la pérdida de carga en metros
- f es el factor de fricción de Darcy (adimensional).
- L es la longitud de la tubería en m.

- D es el diámetro interior de la tubería en m.
- v es la velocidad del fluido expresada en m/s.
- g es la aceleración de la gravedad que vale 9,81 m/s².

El factor de Darcy, f, se estima a través del gráfico de Moody (Gráfica A.9.3 del ANEXO 9) en función del número de Reynolds, Re, y la rugosidad relativa, ϵ/D . En cuanto al número de Reynolds, se calcula mediante

$$Re = \frac{\rho D v}{\mu} \quad (9.7.2)$$

Siendo:

- μ la viscosidad del fluido en kg/m s.
- ρ la densidad del fluido expresado en kg/m³.
- v la velocidad del fluido en m/s.
- D el diámetro interior de la conducción en m.

La densidad y la viscosidad del fluido se obtienen de las ecuaciones y tablas indicadas en el ANEXO 2 y el diámetro se calcula mediante el espesor de la tubería.

Para las pérdidas de carga en accesorios se usará:

$$h_{fAC} = \sum k \frac{v^2}{2g} \quad (9.7.3)$$

Los resultados de los cálculos de las pérdidas de carga de las conducciones realizados en el ANEXO 7 (Cálculos hidráulicos de la instalación) se muestran en las siguientes tablas:

Conducción	Ø nominal (in)	Ø interno (m)	ε/D	Velocidad (m/s)	4f	L(m)	Re	h _{fTR}	h _{fAcc}	h _{fTotal}
CP-1	2"			0,41						3,772
CP-2	1"	0,0301	0,000066	1,22	0,021	5,2	4,6*10 ⁴	0,275	0,0835	0,358
CP-3	1"	0,02664	0,000075	1,557	0,018	10,1	1,02*10 ⁵	0,844	0,117	0,961
CP-4	3/4"	0,0234	0,000085	1,17	0,0148	9,87	3,61*10 ⁵	0,436	0,1047	0,665
CP-5.A	3/8"	0,0138	0,000145	0,5919	0,0265	13	1,32*10 ⁴	0,446	0,044	0,49
CP-5.B	3/8"	0,0138	0,000145	0,5919	0,0265	13	1,32*10 ⁵	0,446	0,044	0,49
TRC-1	1/2"	0,01576	0,000128	1,1	0,03	1,75	1,02*10 ⁴	0,0205	0,0303	0,235
TRC-2	3/8"	0,0125	0,00016	0,85	0,0205	4,15	6,16*10 ⁴	0,251	0,0847	0,31
TRC-3	3/8"	0,0125	0,00016	0,91	0,0205	29,85	6,5*10 ⁴	2,06	0,19	2,25
TRC-4	3/8"	0,0125	0,00016	0,91	0,0205	22,45	6,5*10 ⁴	1,55	0,17	1,72
TRC-5	3/4"	0,02248	0,0000889	1,076	0,0188	4,5	1,09*10 ⁵	0,2015	0,059	0,26
TRC-6	3/4"	0,02248	0,0000889	1,08	0,0185	4,5	8,34*10 ⁴	0,2204	0,059	0,28
TRC-7	3/4"	0,02248	0,0000889	1,08	0,0185	4,5	3,81*10 ⁴	1,236	0,12	1,355

Tabla 9.11 Pérdidas corrientes líquidas.

Conducción	Ø nominal (in)	Ø interno (m)	ε/D	Re	4f	L(m)	Velocidad (m/s)
TRV-1	2"	0,05248	0,000038	3*10 ⁵	0,0145	0,5	17,059
TRV-2	1-1/4"	0,035	0,000057	2,18*10 ⁵	0,0155	3,5	18,5
TRV-3	1-1/4"	0,0358	0,000056	2,38*10 ⁵	0,0157	21	19,76
TRV-4	1-1/4"	0,0358	0,000056	2,38*10 ⁵	0,0157	21	19,76
TRV-5	4"	0,108	0,000018	3,5*10 ⁵	0,0145	4,1	26,21
TRV-6	6"	0,161	0,000012	1,95*10 ⁵	0,0165	8	24,72
TRV-7	24"	0,597	0,0000335	8,8*10 ⁴	0,018	19,8	25,935

Tabla 9.12 Perdidas corrientes vapor

Capítulo 10: CONTROL E INSTRUMENTACIÓN

En todo proceso industrial es imprescindible controlar una serie de variables para el correcto funcionamiento de los equipos. Si esto no se lleva a cabo puede ocurrir desde que los equipos operen mal o que el producto final no posea las características deseadas, hasta llegar a provocar accidentes. Por ello es una parte fundamental del diseño de plantas industriales.

Existen multitud de definiciones que intentan describir qué es el control de procesos, aquí se expondrán algunas de ellas:

“La sustitución o ayuda del esfuerzo mental del hombre en la fabricación de un producto” (Thomas, 1969)

“Control automático de la fabricación de un producto a través de varias etapas con el uso libre de maquinaria para ahorrar trabajo manual y esfuerzo mental” (Diccionario inglés de Oxford)

El objetivo fundamental del control de procesos es mantener una variable en un valor fijo establecido modificando otras variables del proceso. Existen variables imposibles de modificar que se denominan perturbaciones (como la temperatura y la presión ambiental, las vibraciones del suelo, etc.), pero existen otras, denominadas variables manipulables, las cuales pueden ser modificadas.

Conforme ha pasado el tiempo el control de procesos se ha ido perfeccionando y modernizando debido a los avances tecnológicos y al aumento de la oferta de los dispositivos de control. Así se ha pasado del control manual a control distribuido y otra serie de controles más innovadores.

El empleo del control de procesos se usa con una serie de objetivos:

- Mejorar la productividad generando productos competitivos y de alto rendimiento.
- Mantener la calidad tanto del proceso como de los productos dentro de las especificaciones de fabricación.
- Cumplir las expectativas de producción disponiendo de las cantidades necesarias en el momento preciso.
- Aumentar la flexibilidad del sistema productivo, adaptándolo a los cambios en la producción, e intentar que la influencia a los agentes externos sobre el proceso sea mínima.
- Asegurar la estabilidad del proceso químico y optimizarlo.

El empleo de un control de proceso en una planta aporta una serie de ventajas:

- ✓ Ahorro energético
- ✓ Control de calidad
- ✓ Seguridad
- ✓ Optimización del proceso
- ✓ Mejoras medioambientales
- ✓ No requiere supervisión
- ✓ Optimización de las materias primas

A continuación se expondrá el control de procesos aplicado a la línea de proceso que se estudia en el presente Proyecto Fin de Carrera.

10.1. Variables de operación

Las variables más usuales que se controlan en los procesos químicos son la temperatura, la presión, el caudal y el nivel. En nuestra planta se usará el control de presión, caudal, temperatura y nivel.

Se colocarán sensores e indicadores de caudal, temperatura, nivel, presión y de composición (en las corrientes de líquido se puede usar un densímetro para determinar esta magnitud).

Estos sensores enviarán los datos recogidos a la sala de control, la cual supervisará el buen funcionamiento de la planta gracias a estos valores.

Los indicadores servirán para que los operarios, si existe una avería o alguna desviación en las condiciones de operación, puedan deducir con los datos que les muestran los indicadores, el origen del problema y poder así solucionarlo.

10.2 Instrumentación

Se debe conocer los instrumentos que se necesitan para poder llevar todo esto a cabo.

- *FT*: Transmisor de caudal. Este instrumento transforma la señal de caudal en una señal eléctrica que oscila entre 4 y 20 mA.
- *FI*: Indicador de caudal (caudalímetro).
- *FLS*: Sensor que actúa sobre un contacto normalmente cerrado y que se abre cuando el caudal detectado por éste cae por debajo del valor de consigna dado al sensor.

- *LSL*: Sensor que actúa sobre un contacto normalmente cerrado y que se abre cuando el nivel de un depósito cae por debajo del valor de consigna determinado.
- *PDSH*: Presostato diferencial. Sensor que actúa sobre un contacto normalmente cerrado y que se abre cuando la presión detectada entre dos puntos dados del circuito sobrepasa un valor dado.
- *PT*: Transmisor de presión. Este instrumento transforma la señal de presión en una señal eléctrica que oscila entre 4 y 20 mA, de tal forma que cuando la presión sea la que se le ha asignado como mínima dará un valor de 4 mA y cuando la presión sea la que se le ha asignado como máxima, dará un valor de 20 mA.
- *PI*: Indicador de presión (manómetro).
- *PSL*: Presostato de baja. Sensor que actúa sobre un contacto normalmente cerrado y que se abre cuando la presión detectada por éste cae por debajo del valor de consigna dado al sensor.
- *PSH*: Presostato de alta. Sensor que actúa sobre un contacto normalmente cerrado y que se abre cuando la presión detectada por éste sobrepasa el valor de consigna dado al sensor.
- *TT*: Transmisor de temperatura. Este instrumento transforma la señal de temperatura en una señal eléctrica que oscila entre 4 y 20 mA.
- *TI*: Indicador de temperatura (termómetro).

Se expondrán a continuación los instrumentos usados:

- *Transmisores y Sensores de temperatura*: Se usará un sensor tipo termopar para todos los lazos en los que intervenga la temperatura. Se emplearán 5 sensores en diferentes puntos estratégicos de la planta para enviar los datos a la sala de control. Los puntos serían: La salida del fluido que va por tubos del intercambiador (corriente CP-03), la salida del evaporador 2 (corriente CP-3), la entrada del fluido que va por carcasa del intercambiador (corriente TRV-2), la entrada del vapor a los cristalizadores (TRV-3, TRV-4), y la temperatura en la corriente de vapor de entrada al evaporador 1 (TRV-5).

El sensor escogido es:

Termopar serie 200, modelo JM-201 de JMINDUSTRIAL (ANEXO 10).

- Transmisores y Sensores de nivel: Se usarán sensores de nivel en el tanque de almacenamiento de agua, en los cristalizadores y un sensor de nivel superior e inferior para la bomba de captación (ya que siempre debe estar por debajo y por encima de cierto nivel de agua).

El sensor escogido es:

Indicador y transmisor electromagnético por radar, serie LTDR de TECFLUID. (ANEXO 10).

- Transmisores y Sensores de caudal: Se usarán sensores de caudal en todos los lazos en los que intervenga el caudal. Se usarán 2 sensores, uno en la corriente de captación CP-1 y otro en la corriente que debe entrar al cristalizador CP-5 Y CP-6. Se usarán 4 sensores más en distintas posiciones estratégicas del proceso para enviar los datos a la sala de control (como sería la entrada de vapor al intercambiador TRV-2, la entrada de vapor al evaporador 1 TRV-5, el vapor de entrada a cristalizadores TRV-3/4, el vapor saliente del evaporador 1 TRV-6). Para ello se empleará un sensor de área variable y los modelos elegidos son:

- Medidor de caudal SM250 (para líquidos viscosos y sólidos) de TECFLUID (para los cristalizadores)
- Para el resto de corrientes se usará el modelo SC250 de TECFLUID. (ANEXO 10)

- Transmisores y Sensores de composición (densidad): Se usarán sensores de densidad para enviar a la sala de control los datos para observar si existe alguna avería o proceso que esta operando mal. Para ello se van a emplear 3 sensores de densidad, uno se colocará en la corriente CP-5.A/B (salida líquida del evaporador 2), otro en la corriente CP-4 (entrada líquida al evaporador 2) y otro en la entrada líquida al evaporador 1 CP-3.

El sensor que se va emplear es:

- Medidor de densidad SITRANS FC 300 DN4 para líquidos o gases, para caudales bajos. (ANEXO 10)

- Transmisores y sensores de Presión: Se usarán sensores de presión para que se pueda controlar en los puntos de importancia, desde la sala de control. Se van a emplear 3 sensores de densidad, uno se colocará a la salida de vapor del evaporador 2 (TRV-7), otro a la salida de vapor del evaporador 1 (TRV-6), y por último en la línea de entrada de vapor al evaporador 1 (TRV-5).

Los sensores elegidos son:

- Sensor de presión modelo SITRANS P MPS para la corriente de captación (pozo)

- Para el resto de corrientes mencionadas se hará uso del modelo SITRANS PZD (ANEXO 10)

10.3 SISTEMA DE CONTROL

La utilización de los distintos instrumentos descritos anteriormente, tiene como misión la automatización de la planta.

Se propone la instalación de un sistema de control, lo cual permite:

- Recogida de información del funcionamiento de la planta en un tiempo real, de forma que se pueda realizar un análisis crítico y tomar medidas correctivas.
- Facilitar la operación de la planta por medio de la transmisión de órdenes que afectan el funcionamiento de las distintas partes de la instalación.

El sistema de control automático constará de una unidad central de control y bloques de entrada y salida unidos por un bus de comunicación. De esta forma, los distintos parámetros de control se analizan, y cualquier alteración sobre los valores operacionales programados pueden corregirse alterando las condiciones de funcionamiento de algún equipo sin tener que parar la instalación excepto en casos extremos.

La utilización de señales tanto analógicas como digitales permite visualizar sobre una pantalla de ordenador, tanto los diferentes datos de funcionamiento, como la situación de operación de los distintos instrumentos o equipos. Además se dispone de un teclado para poder actuar sobre los mismos.

A continuación se muestran algunos de los lazos de control propuestos para nuestra planta.

Variable	Variable manipulada	Equipo	Set point
Caudal de entrada	Caudal corriente CP-1 Y CP2	Corriente Alimentación	3,125 m ³ /h
T° corriente CP-3	Caudal corriente TRV-2	Intercambiador	86,85°C
Presión evaporador 2 PC-5/TRV-7	Presión de vacío(bomba vacío)	Evaporador	0,08
Nivel Cristalizadores	Caudal corriente CP-5.A/B	Cristalizador	1279 L
Presión Cámara condensación Evap.1	Corriente TRV-5	Evaporador 1	1,011bar

Capítulo 11: SEGURIDAD EN LA PLANTA

En el presente capítulo se expondrán los fundamentos teóricos de la Seguridad Industrial y la Prevención de Riesgos Laborales, como las disciplinas de manera aplicada al proceso en estudio.

11.1. Fundamentos teóricos de la Seguridad

El objetivo principal de este estudio consiste en recoger de forma breve los posibles riesgos que existen en materia de seguridad e higiene en las condiciones de trabajo que se desarrolla el proceso, teniendo en cuenta el personal presente en el mismo, el recinto donde se encuentra ubicado y la población más cercana a la zona donde se encuentra la planta.

El conocimiento de los principales riesgos existentes en el puesto de trabajo y el establecimiento y cumplimiento de las medidas requeridas para la prevención de posibles accidentes constituye el punto de partida principal para el correcto desarrollo del trabajo en todo proceso industrial; siendo este punto clave para la elaboración de un análisis de los riesgos que están presentes o pueden estar en la jornada de trabajo en la línea de proceso, de forma que se tomen las medidas de prevención necesarias para reducir al máximo los riesgos existentes.

11.1.1. Análisis de riesgos y establecimiento de medidas preventivas

Se da lugar a la identificación de los principales riesgos que existen en la línea de proceso y qué medidas tomar para evitar esos riesgos o minimizarlos en su mayor medida.

La seguridad es una parte esencial en la industria química. Esta se centra, además de evitar el siniestro y reparar sus consecuencias en lo posible, también de reducir al mínimo las causas que puedan dar lugar a los accidentes. El objetivo de la industria debe ser continuar mejorando la gestión de los riesgos asociados a su operación, manteniendo el máximo beneficio económico.

La Seguridad en el Trabajo puede definirse como “la técnica no médica de prevención cuya finalidad se centra en la lucha contra los accidentes de trabajo, evitando y controlando sus consecuencias” (Manual Práctico de Prevención de Riesgos Laborales, 2001).

Otros dos conceptos que hay que tener en cuenta son prevención y protección, siendo la prevención la técnica encaminada a actuar directamente sobre los riesgos antes de que puedan llegar a materializarse actuando sobre la probabilidad y sobre las consecuencias a la vez. Es una técnica activa de actuación. Mientras que las de protección son técnicas activas, pero su objetivo fundamental es actuar únicamente sobre las posibles consecuencias bien reduciéndolas o incluso eliminándolas, aunque no realiza ningún tipo de actuación sobre la probabilidad de que se actualice el riesgo.

Los accidentes de trabajo constituyen fenómenos no deseados por las consecuencias que provocan fundamentalmente sobre los trabajadores expuestos a los riesgos laborales, pero también sobre los bienes materiales, la propiedad y el medio ambiente.

Para ello se establecen unas técnicas de seguridad, definiéndose éstas como el conjunto de actuaciones, sistemas y métodos dirigidos a la detección y corrección de los distintos factores de riesgo que intervienen en los accidentes de trabajo y al control de sus posibles consecuencias.

Estas técnicas están dirigidas a actuar sobre los dos elementos necesarios para que ocurra el accidente: la conjunción del factor técnico y del factor humano. Todo ello mediante adecuados procedimientos de gestión.

Se pueden clasificar las técnicas de seguridad dependiendo de la etapa en la que se actúe en:

- Técnicas analíticas: análisis del riesgo y valoración del riesgo; no evitan el accidente, pero identifican el peligro y valoran el riesgo.
- Técnicas operativas preventivas: control del riesgo; evitan el accidente al eliminar sus causas.
- Técnicas operativas de protección: control del riesgo; no evitan el accidente pero reducen o eliminan el daño.

Según su alcance podemos clasificar las técnicas de seguridad en:

- Técnicas generales: de aplicación universal, válidas para cualquier tipo de riesgo.
- Técnicas específicas: serían las mismas técnicas pero limitadas a riesgos concretos (incendios, explosiones, caídas de altura, etc.) o a ramas de actividad (agricultura, construcción, industria, transporte, minería, pesca).

El ejercicio de una actividad profesional supone un esfuerzo y una necesidad y como cualquier otra tarea, la exposición a unos riesgos que afecta tanto a la salud física, psíquica como social.

Las alteraciones del ambiente generadas por el trabajo, desarrollan una serie de factores agresivos para la salud, entre los que destacan:

- Factores mecánicos.
- Agentes físicos.
- Contaminantes químicos.
- Factores biológicos.
- Tensiones psicológicas y sociales.

Para determinar la magnitud de los riesgos que no hayan podido evitarse, se lleva a cabo evaluaciones de riesgos, siendo actualmente la base para la gestión activa de la seguridad y la salud en el trabajo.

La *Evaluación de Riesgos Laborales* es “el proceso dirigido a estimar la magnitud de aquellos riesgos que no hayan podido evitarse, obteniendo la información necesaria para que el empresario esté en condiciones de tomar una decisión apropiada sobre la necesidad de adoptar medidas preventivas y, en tal caso, sobre el tipo de medidas que deben adoptarse” (Manual Práctico de Prevención de Riesgos Laborales, 2001).

11.1.2. Tipos de riesgos básicos

Los principales riesgos a los que se está expuesto en una línea de proceso son:

- Riesgo químico.
- Riesgo de incendios.
- Riesgo de explosión.
- Riesgo eléctrico.
- Riesgo en la manipulación de máquinas y herramientas de trabajo.
- Riesgo en línea de producción.

11.1.3. Protección personal

El deber general de protección de los trabajadores aparece regulado en el ordenamiento jurídico laboral como uno de los aspectos más importantes dentro del campo de la seguridad y salud laboral. Se trata de una obligación de carácter recíproco

entre empresarios y trabajadores puesto que se establecen derechos y deberes para ambas partes.

Se debe anteponer la protección colectiva a la individual. Cuando hablamos de protección colectiva e individual nos referimos a técnicas de protección que tiene como evitar o disminuir la consecuencia del accidente (daño), bien a un colectivo de trabajadores, bien a un solo trabajador.

➤ **Equipos de protección individual**

Se entiende por protección individual o personal la técnica que tiene como objetivo el proteger al trabajador frente a agresiones externas, ya sean de tipo físico, químico o biológico, que se puedan presentar en el desempeño de la actividad laboral.

Esta técnica constituye el último eslabón en la cadena preventiva entre el hombre y el riesgo, resultando de aplicación como técnica de seguridad complementaria de la colectiva, nunca como técnica sustitutiva de la misma.

La misión de la protección individual no es la de eliminar el riesgo de accidente, sino reducir o minimizar las consecuencias personales o lesiones que éste pueda producir en el trabajador. Dentro de sus labores rutinarias, el trabajador de campo siempre debe disponer de la indumentaria compuesta por: mono de trabajo, gafas, guantes protectores, botas y casco.

En el caso de que sea necesario llevar a cabo tareas de mayor envergadura o que supongan un contacto más directo con los puntos de peligro, deberán estar provisto de pantalla facial de protección, delantal e, incluso equipos autónomos de respiración, en especial durante la manipulación de las unidades que contengan agentes químicos (si los hubiera).

Características generales de los EPIs:

- Respecto a los materiales empleados:
 - ✓ Propiedades fisicoquímicas adecuadas al riesgo a proteger
 - ✓ No produzcan efectos nocivos

- Respecto a su diseño:
 - ✓ Adaptación al usuario
 - ✓ Forma adecuada para el mayor número de personas
 - ✓ Reducir al mínimo su incomodidad.
 - ✓ Cuidar su estética.
 - ✓ Fácil manejo

- ✓ Fácil mantenimiento y conservación
- ✓ No produzca pérdidas de rendimiento.

11.1.4. Alumbrado

La iluminación en un local y en sus distintos puestos de trabajo implica un análisis previo, no solo de las necesidades de alumbrado de acuerdo con las tareas que se realizan en el lugar, sino también de aspectos económicos, tales como: el consumo energético, los costes y disponibilidades de luminaria y lámparas, posibilidades de aprovechamiento de la luz natural.

Para diseñar un sistema de alumbrado en un local deben considerarse, al menos, los siguientes aspectos: nivel de iluminación que requiere la actividad, tipo de luminaria, distribución, distancia al plano de trabajo, tipo de iluminación, tipo de lámparas utilizadas, potencia, alumbrado suplementario y grado de mantenimiento, ventanas, otras entradas de luz, etc.

También hay otros factores, como la edad del trabajador, las fatigas física y mental, los defectos visuales, etc., que no se pueden obviar en el análisis.

11.1.5 Gestión de la Seguridad

Una buena gestión de la prevención y seguridad pasa por establecer y desarrollar un Sistema de Gestión de la Prevención, que establezca los objetivos y especificaciones necesarios para desarrollar la acción preventiva.

Esta acción preventiva incluye la política de prevención, la estructura organizativa, las responsabilidades, los documentos, los procedimientos, los procesos y los recursos para llevar a cabo dicha política.

La gestión de la seguridad comprende el conjunto de medidas desarrolladas para organizar la coordinación y el funcionamiento en materia de seguridad. Este campo comprende los siguientes aspectos:

➤ **Coordinación de seguridad**

La propiedad designará una persona que actuará como coordinador de seguridad de los trabajos de organización, montaje y operación en la línea de proceso. Cuando se detecte una interferencia para la seguridad entre trabajadores de distintos

subcontratistas se coordinarán dichas actividades entre los responsables de seguridad o de obra de los contratistas afectados, los responsables directos de los trabajos por parte de la Dirección de Obras y el Coordinador de Seguridad.

➤ **Registro de información de seguridad**

Todo el personal involucrado en la construcción, montaje y manipulación de unidades es un “responsable de seguridad”, por lo tanto, además de la necesidad de que toda la información relacionada con la seguridad llegue al conocimiento del Coordinador de Seguridad, debe ser también accesible en todo momento a cualquiera que deba tomar una decisión de seguridad.

El registro de la información se centralizará en el Coordinador de Seguridad, existiendo las siguientes fuentes de información:

- Relación de permisos de trabajo: se registrarán todos los permisos de trabajo autorizados para la operación dentro de la zona de proceso. Es obligación del solicitante de cada permiso reflejar en dicha lista las fechas de autorización del permiso y de la finalización del trabajo, según los procedimientos correspondientes.
- Fichas de incidencia de seguridad: se encontrarán en poder del Coordinador de Seguridad para el registro de las incidencias de seguridad. Estas fichas serán normalmente cumplimentadas por el Coordinador de Seguridad.
- Informes de accidentes e incidentes: se realizarán según el procedimiento establecido.
- Plan de Seguridad de los trabajos: en la oficina del Coordinador de seguridad se mantendrá permanentemente una copia actualizada del plan para la ejecución de los trabajos.

➤ **Formación**

Todo el personal recibirá cursos de formación acerca de la operación en equipos, materias primas, productos, información sobre los riesgos que estas actividades pueden entrañar así como las normas de comportamiento que deben cumplir durante la jornada de trabajo. Se impartirán cursillos de socorrismo y primeros auxilios a las personas más cualificadas, de manera que en todo momento haya algún socorrista.

Antes del comienzo de nuevos trabajos específicos se instruirá a las personas que en ellos intervengan sobre los riesgos que van a encontrarse y el modo de evitarlos.

11.1.6. Higiene industrial

La higiene industrial es una técnica no médica de prevención de enfermedades profesionales.

Para la A.I.H.A. (American Industrial Hygienst Association) se trata de la “ciencia y arte dedicados al reconocimiento, evaluación y control de aquellos factores ambientales o tensiones emanadas o provocadas por el lugar de trabajo que puede ocasionar enfermedades, destruir la salud y el bienestar, o crear algún malestar significativo entre los trabajadores o los ciudadanos de una comunidad”.

El objeto de esta técnica será obtener una opinión acerca del grado de peligro para la salud, proveniente de un agresivo industrial que se produce durante las operaciones industriales. Por lo tanto se siguen los siguientes pasos:

- Identificar el puesto de trabajo.
- Los peligros procedentes del medio ambiente laboral existentes en el mismo.
- Evaluar el riesgo, en función de los diferentes criterios y procedimientos.
- Por último y si fuera necesario, controlar el riesgo evaluado.

Se da lugar a una evaluación ambiental, siendo ésta un diagnóstico sobre una situación producida por uno o varios factores ambientales, e incluso, la acción combinada de ellos, basada en los datos obtenidos en unas mediciones o estimadores de la exposición, y todo ello en relación a unos criterios higiénicos de valoración o estándares de exposición. Se trata, en resumen, de comparar unos niveles de exposición con unos criterios admisibles.

11.1.7. Planes de emergencia y evacuación

El manual de autoprotección tiene por objeto principal la redacción e implantación de un plan de emergencia que optimice la organización y utilización de los medios humanos y materiales disponibles en la prevención y lucha contra los diversos riesgos existentes. Con la implantación del manual se pretende la prevención del riesgo y, en caso de accidente, la intervención inmediata y la evacuación en caso de ser necesaria.

La terminología y los distintos equipos analizados se adaptan a lo indicado en el “Manual de autoprotección” aprobado por la orden de 29 de noviembre de 1984 del Ministerio del Interior.

Los objetivos que persiguen con la redacción del manual son:

- a) Conocer los edificios y sus instalaciones (continente y contenido), la peligrosidad de los distintos sectores y los medios de protección disponibles, las carencias existentes según la legislación vigente y las necesidades que deban ser atendidas prioritariamente.
- b) Garantizar la fiabilidad de todos los medios de protección y de las instalaciones.
- c) Evitar las causas de las emergencias.
- d) Disponer de personas organizadas, formadas y adiestradas que garanticen rapidez y eficacia en las acciones que hay que emprender para el control de las emergencias.
- e) Tener informados a todos los ocupantes de los edificios de cómo deben prevenir y actuar ante una emergencia de incendio.

11.2. Seguridad en el proceso

En el presente apartado, basándose en la legislación en materia de seguridad explicada anteriormente y las características de las sustancias y los equipos, se aplicará la primera fase en el planteamiento de la seguridad: fase de localización de riesgos. Así, se expondrán los diferentes riesgos a los que se encuentra sometida a la planta.

Se ha encontrado que en la planta en estudio existen los siguientes riesgos:

- Riesgo físico.
- Riesgo eléctrico.
- Riesgo en la manipulación de maquinas y herramientas de trabajo.
- Riesgo en la línea de proceso.

11.2.1. Riesgo físico

Los riesgos físicos más comunes que se pueden encontrar en una planta química pueden ser:

- Ruido.
- Radiaciones ionizantes.
- Ambiente térmico.

En la planta en estudio no existen radiaciones ionizantes y no se va a considerar ambiente térmico debido a la suposición de que el aislamiento de los equipos y las conducciones es totalmente eficiente. Por tanto el único riesgo físico que se va a considerar en la planta es el ruido, que además es uno de los riesgos más importantes en la industria (no tanto por la importancia de los efectos que produce sino por la

frecuencia, es decir, la cantidad de casos de personas con problemas de audición a causa del ruido).

Los principales equipos que producen ruido son las bombas y los ventiladores debido a la fricción y movimiento mecánico. Además en las operaciones de mantenimiento y montaje se suele producir mucho ruido.

El ruido se puede definir como “un sonido articulado y confuso, cuya intensidad varía generalmente con el tiempo”, aunque no existen características físicas que puedan distinguir un sonido de un ruido (la consideración de que es ruido y que no lo es, es algo muy subjetivo). Será necesario llevar a cabo una medición de los ruidos que se producen en las distintas zonas de trabajo. Para la medida de este parámetro se suelen emplear sonómetros (miden variaciones de presión de sonido captadas por un micrófono, siendo los más usados por su sencillez), dosímetros (miden la “dosis de ruido”, medida de la cantidad sonora que alcanza a un trabajador en un periodo relativamente largo de tiempo) y analizadores de frecuencia (identifican las frecuencias principales de un ruido).

11.2.2. Riesgo eléctrico

El riesgo eléctrico se define como “la posibilidad de que circule corriente eléctrica a través del cuerpo humano”. Esa corriente eléctrica debe tener unas características para que se considere motivo de riesgo (si se encuentra por debajo de un umbral, la corriente no provocara daños).

Los riesgos principales derivados de los sistemas eléctricos provocan graves consecuencias para la salud y la seguridad de los trabajadores. La corriente eléctrica circulando por el cuerpo puede causar daños por tres motivos fundamentales:

- La corriente eléctrica altera los estímulos nerviosos que gobiernan el funcionamiento de los distintos órganos y aparatos del cuerpo. Es por ello que se producen contracciones involuntarias de los músculos que pueden afectar negativamente a dos funciones vitales para la supervivencia: la respiración y el ritmo cardiaco.
- La circulación de la corriente produce en todo soporte material un desprendimiento de calor que viene regido por la Ley de Joule. Esto se traduce en el cuerpo humano en quemaduras, que varían desde quemaduras superficiales en los puntos de entrada y de salida de la corriente hasta quemaduras profundas e incluso carbonización de tejidos.
- En el caso específico de la corriente continua, puede producirse la electrolisis de los fluidos corporales, en especial de la sangre. Esta electrolisis provoca la

aparición de burbujas gaseosas en los vasos sanguíneos obstruyéndolos, hecho que se conoce como embolia.

Los riesgos eléctricos se puede clasificar según el tipo de contacto en:

- Riesgos derivados de un contacto directo.
- Riesgos derivados de un contacto indirecto.

Las medidas de seguridad contra los contactos directos tratan de prevenir los contactos peligrosos de las personas con las partes activas (es decir, contacto con equipos o instalaciones que están diseñadas para que circule la corriente eléctrica).

Las medidas que se adoptan en la línea de proceso se recogen a continuación:

- Las subestaciones eléctricas estarán cerradas a toda persona no implicada en las tareas, declarándose zonas restringidas. Las zonas de prueba de bombas, motores y otros equipos donde sea factible establecer un área restringida, se vallarán y señalizarán para notificar sobre la realización de prueba e impedir la entrada de personal ajeno.
- Las partes activas de los equipos, herramientas y maquinas se encontrarán eléctricamente aislados.
- Todos los equipos y elementos que estén o hayan estado en tensión deberán desconectarse antes de realizar ningún trabajo sobre ellos. La desconexión se hará con corte visible, se inmovilizará con cerradura y candado y las partes activas se pondrán a tierra. Además, todas las intervenciones sobre estos equipos requerirán la comprobación de ausencia de tensión.

Las medidas de seguridad contra riesgos indirectos (es decir, contacto con equipos o instalaciones que no están diseñados para que circule corriente eléctrica, pero que por algún fallo o avería, circula corriente eléctrica) se basan en alguno de estos tres principios:

- Disposición que impida el paso de una corriente por el cuerpo humano
- Limitación de la intensidad que pudiera circular a un valor no peligroso
- Corte automático cuando se produzca una tensión de defecto.

11.2.3. Riesgo en la manipulación de máquinas y herramientas de

Trabajo

Los riesgos derivados del empleo de máquinas y herramientas en los lugares de trabajo pueden ser debidos a la naturaleza de la máquina en sí o al uso que se hace de la misma, siendo las lesiones mas frecuentes que se suelen generar en los accidentes

derivados de este tipo de riesgo: fracturas, amputaciones, heridas, cortes y quemaduras.

La ley de Prevención de Riesgos Laborales establece en el artículo 41 que los fabricantes, importadores y suministradores de maquinaria, equipos, productos y útiles de trabajo están obligados a asegurar que éstos no constituyan una fuente de peligro para el trabajador siempre que se instalen y utilicen en las condiciones, formas y para los fines recomendados por ellos.

Las medidas propuestas para prevenir los riesgos derivados del empleo de maquinaria en la planta son:

- Para cada unidad, equipo, maquina o herramienta se dispondrá de un conjunto de normas de utilización segura, indicando, a su vez, cual es el o los EPIs (Equipo de Protección Personal) más adecuados. Esta información se recogerá en un formulario, panel o lista que se situará en las cercanías o en la misma unidad, equipo, maquina o herramienta de modo que sea accesible y visible para todo aquel que requiera el uso de los mismos.
- Todos los trabajadores tendrán las herramientas y maquinas idóneas para la realización de su tipo de trabajo.
- Revisar regularmente el estado de las maquinas y herramientas, reparando o desechando inmediatamente aquellas que se encuentren estropeadas.
- Los resguardos y protecciones de las máquinas y herramientas deberán encontrarse correctamente instalados antes de su puesta en funcionamiento, así como también los armarios y cuadros eléctricos que alimenten máquinas deben poseer las protecciones reglamentarias.
- Las máquinas sólo deben ser utilizadas por personal cualificado y autorizado para ello.
- La reparación de máquinas o herramientas se llevará a cabo en taller por medio del personal dedicado a tal fin.
- Iluminación conveniente de las zonas de trabajo con máquinas.
- Señalización de las zonas peligrosas.
- Para las operaciones de carga, descarga, limpieza, reposición o mantenimiento las máquinas deben pararse, bloquearse, señalizarse y comprobar que no existen riesgos en su manipulación.

11.2.4. Riesgo en la línea de proceso

Para reducir los riesgos que se pueden derivar de la actividad diaria en la línea de proceso, se deben establecer una serie de medidas que garanticen que el personal

de trabajo quede protegido ante la aparición de posibles riesgos, implicando esto el desarrollo de medidas preventivas para disminuir los riesgos accidentales.

✓ **Procedimientos para el arranque y la parada**

La planificación completa de una parada necesita de una preparación previa del equipo en cuestión y una preparación por parte de las unidades y departamentos que puedan verse afectados. El procedimiento estará recogido por escrito y deberá cumplirse con exactitud.

El proceso de parada implica detener el suministro de alimentación al proceso, llevar el equipo a las condiciones ambientales, extraer los residuos y limpiar de sustancias tóxicas los equipos, evacuar el agua e inspeccionar el equipo para la consiguiente entrada.

El proceso de arranque implica preparar de forma preliminar el equipo y disposición de los sistemas auxiliares, eliminar el aire, realizar pruebas de tensión y llevar la unidad hasta las condiciones de trabajo establecidas.

✓ **Medicina preventiva**

Todo el personal que comience a trabajar deberá pasar previamente el reconocimiento médico, el cual será repetido periódicamente.

✓ **Higiene industrial**

Se desarrollarán programas de higiene industrial para controlar el entorno laboral.

Capítulo 12: MEDIO AMBIENTE

12.1 Introducción

El Medio Ambiente es el conjunto de elementos físicos, químicos, biológicos y de factores sociales capaces de causar efectos directos e indirectos, a corto o largo plazo, en los seres vivos y en las actividades humanas.

El Medio Ambiente es la unidad de estudio más compleja que el ser humano se ha planteado, ya que integra los tres niveles epistemológicos: abiótico, biótico y comportamental. Además, se caracteriza por su carácter dinámico, activo y cambiante.

Prácticamente todas las actividades humanas transforman el medio natural y provocan cierto grado de degradación al Medio Ambiente. No obstante, algunas resultan particularmente importantes:

- ✓ **Agricultura y ganadería:** pérdida de bosques, aumento de la erosión y disminución de la producción de oxígeno. Desaparición de la flora y la fauna naturales. Impacto visual por la parcelación de los terrenos.
- ✓ **Pesca:** Disminución numérica, o incluso extinción, de diversas especies marinas. Extracción de recursos: erosión del terreno, contaminación del suelo y del subsuelo.
- ✓ **Industria:** contaminación atmosférica y de las aguas, lluvia ácida, gases de efecto invernadero.
- ✓ **Producción de energía:** Impacto visual, contaminación atmosférica (centrales térmicas), destrucción de ecosistemas terrestres (presas), generación de radiaciones y residuos muy peligrosos (centrales nucleares).
- ✓ **Urbanización e infraestructuras:** transformación del paisaje, pérdida de ecosistemas, erosión del terreno por obras diversas, contaminación atmosférica y de aguas, y generación de gran cantidad de residuos.

12.2 Definiciones de conceptos importantes

A continuación, se van a definir algunos conceptos importantes relacionados con el medio ambiente:

- **Contaminación:** La introducción por el hombre en el medio, directa o indirectamente de sustancias o de energía que tengan una acción nociva de tal naturaleza que pongan en peligro la salud del hombre, que cause daños a los recursos biológicos y a los ecosistemas que deteriore los bienes materiales,

perjudique o menoscabe los lugares de esparcimiento u otros legítimos del medio ambiente.

- Emisión: Residuos que son emanados por la actividad humana, ya sea industrial o doméstica y que afectan al medio ambiente. Momento en el que los contaminantes salen del foco emisor.
- Inmisión: Recepción de contaminantes en el medio ambiente (aire, suelo, agua) procedentes de una fuente emisora. Frecuentemente el término se utiliza como sinónimo de niveles de inmisión, que es la concentración de sustancias contaminantes en un medio determinado.

12.3 Normativa

- Ley 9/06, de 28 de abril, sobre Evaluación de los efectos de determinados planes y programas en el Medio Ambiente.
- Ley 42/07, de 13 de diciembre, del patrimonio natural y de la biodiversidad.
- Ley 26/07, de 23 de octubre, de responsabilidad medioambiental.
- Real Decreto 1513/05, de 16 de diciembre, por el que se desarrolla la ley 37/03, de 17 de noviembre, del ruido, en lo referente a la evaluación y gestión del ruido ambiental.
- Ley 27/06, de 18 de julio, por la que se regulan los derechos de acceso a la información, de participación pública y de acceso a la justicia en materia de Medio Ambiente.
- Ley 15/2003, de 13 de junio, de modificación de la Ley 6/1993, de 15 de julio, reguladora de los residuos. (*Boletín oficial del Estado número. 174 de 22 de julio de 2003*)
- Ley 16/2002, de 1 de julio, de prevención y control integrados de la contaminación. (*Boletín oficial del Estado número. 157 de 2 de julio de 2002*).
- Ley 5/2002, de 3 de junio, sobre vertidos de aguas residuales industriales a los sistemas de saneamiento. (*Boletines oficial de Estado numero. 170 de 17 de julio de 2002*)
- Ley 38/1995, de 12 de diciembre, sobre el Derecho de acceso a la información en materia de medio ambiente. (*Boletín oficial del Estado número. 297 de 13 de diciembre de 1995*)
- Ley 6/2001, de 8 de mayo, de modificación del Real Decreto Legislativo 1302/1986, de 28 de junio, de evaluación de impacto ambiental. (*Boletín oficial del Estado número. 111 de 9 de mayo de 2001*)
- Ley 10/98, de 21 de abril, de residuos que traspone la Directiva 91/156/CEE.

12.4 Contaminación atmosférica

Se define como contaminación atmosférica la presencia en la atmósfera de sustancias no deseables, en concentraciones, tiempo y circunstancias tales que puedan afectar significativamente al confort, salud, y bienestar de las personas o al uso y disfrute de sus propiedades.

El Consejo de Europa determina que existe contaminación en el aire cuando la presencia en él de una sustancia extraña o una variación importante en la proporción de las habitualmente presentes es capaz de provocar un efecto perjudicial o una molestia, teniendo en cuenta los conocimientos científicos del momento.

Los contaminantes atmosféricos se clasifican según su estado de agregación en:

- Gases: cuando ese es su estado físico en condiciones normales (1 atm y 25°C). Algunos ejemplos serían: óxidos de azufre, óxidos de nitrógeno, monóxido de carbono.
- Vapores: cuando su estado físico normal a 25°C y 1 atm es líquido o sólido y se encuentran dispersos en el aire a escala molecular. (Hidrocarburos ligeros)
- Aerosoles: es una dispersión de partículas sólidas o líquidas finamente divididas en un medio gaseoso. Tipos de aerosoles:
 - Aerosoles líquidos:
 - Niebla: suspensión de gotitas líquidas originadas por la condensación de vapor de agua sobre partículas suspendidas que actúan como núcleos de condensación.
 - Bruma: suspensión de gotitas líquidas originadas por condensación de vapores.
 - Aerosoles sólidos:
 - Polvo: suspensión de partículas procedentes de una disgregación, trituración o pulverización. De forma irregular, de tamaño comprendido entre 10⁻³ y 10⁻² μm.
 - Fibra: suspensión de partículas procedentes de una disgregación. Su longitud es cinco veces mayor que el resto de sus dimensiones.
 - Humo: suspensión de partículas procedentes de los productos residuales de la combustión o de los no quemados.

Hay que prestar especial atención a los contaminantes secundarios, ya que su presencia en el medio da origen a la lluvia ácida, la contaminación fotoquímica, el efecto invernadero y la destrucción de la capa de ozono. Estos efectos causados por los contaminantes consisten en:

- Contaminación fotoquímica: consiste en la aparición de sustancias orgánicas fuertemente oxidantes e irritantes, originadas al reaccionar entre sí los óxidos de nitrógeno, los hidrocarburos y el oxígeno en presencia de radiación ultravioleta. Sus efectos son: la irritación de ojos, garganta y vías respiratorias, reducción de la visibilidad y daña la vegetación.
- Lluvia ácida: el SO_2 y los óxidos de nitrógeno se oxidan por vía fotoquímica o catalítica, para dar ácido sulfúrico y ácido nítrico, respectivamente, los cuales se disuelven en el agua de la lluvia. Causa daños a la vegetación, la acidificación del agua en ríos y lagos modifica el pH del agua provocando la muerte de especies acuáticas y aumentando la solubilidad de algunos metales que pueden ser tóxicos.
- Efecto invernadero: los rayos luminosos procedentes de la radiación del sol al llegar a la tierra atraviesan la atmósfera, que es sustancialmente transparente a ellos e interaccionan con la materia. El 30% de la radiación se devuelve al espacio y el 70% restante, después de numerosas interacciones, calienta la materia. La materia emite a su vez energía, pero en longitudes de ondas superiores. En las capas bajas de la atmósfera existen gases que absorben la radiación infrarroja convirtiéndola en calor, por lo que ésta no se emite fuera de la tierra. Se forma una capa protectora del calor que origina temperaturas templadas en la superficie terrestre al impedir su enfriamiento. La presencia en la atmósfera de vapor de agua, el dióxido de carbono, el metano, el protóxido de nitrógeno, el ozono y los CFCs, absorben la radiación infrarroja de la atmósfera, provocando el calentamiento de la tierra y el aumento de la temperatura media del planeta.
- Destrucción de la capa de ozono: los óxidos de nitrógeno emitidos por aviones supersónicos y aeronaves espaciales y los átomos libres de Cl generados por las reacciones que experimentan los CFC cuando se dispersan en la atmósfera, desplazan las reacciones cíclicas de formación y destrucción del ozono hacia la destrucción del ozono. Esto origina la disminución de la capa de ozono en todo el mundo. Su efecto es que permite la llegada a la tierra de una mayor proporción de radiación ultravioleta (problemas cancerígenos). También afectaría a la química de la troposfera, así como a las cosechas y los ecosistemas acuáticos.

12.5 Contaminación de las aguas

El hombre, es el principal causante de la contaminación del agua, ya que la eliminación de residuos líquidos, domésticos e industriales, así como desperdicios sólidos como la basura, en los ríos y otros cuerpos de agua, trae como consecuencia su

inutilización. La misma naturaleza es fuente de contaminación por el arrastre del suelo y capas vegetales, debido a la deforestación incontrolada.

Los efectos más comunes producidos son los siguientes:

- Efectos Físicos: como mal olor, cambio de color, enturbiamiento, fermentación, cambio de temperatura...
- Efectos Químicos: como la disminución de la concentración necesaria de oxígeno para la vida acuática.
- Efectos Biológicos: como la muerte de plantas y animales, así como la producción de enfermedades en el hombre.

Un problema que causa la contaminación del agua es la eutrofización, que es el enriquecimiento de nutrientes en un ecosistema acuático. Comienza cuando el agua recibe un vertido de nutrientes, como desechos agrícolas y forestales, lo cual hace que favorezca el crecimiento excesivo de materia orgánica, provocando un crecimiento acelerado de algas y otras plantas verdes que cubren la superficie del agua y evita que la luz solar llegue a las capas inferiores. Como consecuencia de esto, el agua se enturbia, y al disminuir la cantidad de luz, la vegetación se muere al no poder realizar la fotosíntesis, generando que otros microorganismos, como las bacterias, se alimenten de la materia muerta, consumiendo el oxígeno que necesitaban peces y moluscos, y a la vez generar algas tóxicas y microorganismos patógenos que podrían causar enfermedades. Las causas son: la contaminación urbana, atmosférica, agropecuaria y la forestal.

Principales contaminantes del medio acuático son:

- Contaminantes físicos: presencia en un sustrato de formas de energía que exceden a los niveles basales. Algunos tienen efecto a largo plazo, por lo que la asociación causa efecto es muy sutil y difícil de establecer.
- Contaminantes químicos:
 - ✓ Los contaminantes inorgánicos, como cloruros, compuestos del nitrógeno, los compuestos del fósforo, los compuestos del azufre y los metales pesados. Algunos de estos elementos metálicos son micronutrientes, y necesarios para el desarrollo de los organismos vivos, pero al exceder de una determinada concentración resultan tóxicos. Los principales metales pesados son: Fe, Al, Pb, Cu, Hg, etc.
 - ✓ Contaminantes orgánicos: formados por C, H y O. Suelen ser microcontaminantes, es decir, sustancias que se encuentran en pequeña concentración, pero cuyos efectos en el medio son amplios. Pueden ser de origen natural o sintético.

- **Contaminantes biológicos:** cuando un microorganismo se encuentra en un sustrato al que no pertenece o si pertenece está en concentraciones que exceden a las naturales. Presentes en lugares cuyas condiciones higiénicas son deficientes. Los patógenos son los principales responsables de la contaminación biológica del agua y han causado grandes epidemias en la humanidad.

12.6 Residuos

Los residuos se definen como los productos de desecho sólido, líquido y gaseoso generados en actividades de producción y consumo, que ya no poseen valor económico por la falta de tecnología adecuada que permita su aprovechamiento o por la inexistencia de un mercado para los posibles productos a recuperar (OCDE).

Según la Ley 10/98 de residuos estos se clasifican en:

- **Residuos urbanos:** los generados en los domicilios particulares, comercios, oficinas y servicios, así como todos aquellos que no tengan la calificación de peligrosos y que por su naturaleza o composición puedan asimilarse a los producidos en los anteriores lugares o actividades.
- **Residuos peligrosos:** los materiales sólidos, pastosos, líquidos, así como los gaseosos contenidos en recipientes, que siendo el resultado de un proceso de producción, transformación, utilización o consumo, su productor los destine al abandono y contengan en su composición algunas de las sustancias y materias que figuran en el Anexo de la Ley en cantidades o concentraciones tales que representen un riesgo para la salud humana, recursos naturales y medio ambiente.

La recuperación de los residuos es la valorización de los elementos extraídos de materiales destinados al abandono (residuos) mediante diferentes medios o técnicas. La recuperación se produce vía reciclado o vía reutilización:

Reciclado: proceso por el cual se recuperan los componentes de los residuos, devolviéndolos al mismo ciclo que los ha producido.

Las etapas del proceso de reciclaje son: selección, compactación, transporte y el procesado final que proporciona la materia prima para los fabricantes o bien, un producto final. Las ventajas del reciclaje son la conservación de los recursos naturales y el ahorro de espacio en el vertedero. El éxito de un programa de reciclaje depende de una fuerte demanda de los materiales recuperados y de

un valor de mercado de los materiales que cubran los costos de energía y transporte.

Reutilización: proceso por el que se recuperan los componentes de los residuos para devolverlos a otros ciclos diferentes a los que se los generan.

Para llevar a cabo los procesos de reciclaje y reutilización es necesaria una infraestructura de recogida adecuada que resulta muy costosa y hay que tener en cuenta las necesidades del mercado para los materiales recuperados. El mercado depende de la calidad de los materiales, los costes de las materias primas en competencia y la capacidad global de la industria para utilizarlos.

Los objetivos de la recuperación son la minimización de los efectos contaminantes en agua, aire y suelo y el aprovechamiento de los elementos valorizables que están contenidos en los residuos.

Otra opción para el tratamiento de los residuos, es la incineración, que es una técnica de valorización y/o eliminación parcial de residuos basada en la combustión controlada de los mismos por descomposición térmica mediante oxidación con aire y desprendimiento de calor.

El calor de los gases formados, es recuperado en una caldera en forma de vapor directamente utilizable o bien transformable en electricidad a través de un turboalternador. Se produce una disminución del volumen y el peso de los residuos, generando un residuo de escorias y cenizas, se reduce el total de los residuos en un 30%. Las incineradoras tienen el inconveniente de que cuentan con una gran oposición social.

Como última opción, cuando no es posible ni la recuperación ni la valorización de los residuos, se procede al almacenamiento de residuos en vertedero.

Un vertedero es una zona de almacenamiento de residuos sobre el terreno, dispuesto de tal forma que se eviten molestias y riesgos sobre la salud pública, durante las operaciones de vertido y después de la clausura. Debe controlarse que tipo de residuos se almacenan, cómo se realiza dicho almacenamiento y el lugar donde se vierten para que el impacto ambiental de la instalación sea el menor posible. Elegir una correcta ubicación es indispensable para el buen funcionamiento del vertedero, para evitar la contaminación de las aguas subterráneas por los lixiviados generados, el suelo y el aire. Los vertederos se deben construir para tener una capacidad o vida útil en torno a 20 años. Una vez agotada la capacidad de un vertedero controlado, este debe ser clausurado y sellado. La entidad explotadora será responsable de su mantenimiento, vigilancia y control. En la mayoría de los casos la zona se emplea posteriormente para repoblación forestal.

12.7 Ruido

El ruido ha sido definido desde el punto de vista físico como una superposición de sonidos de frecuencias e intensidades diferentes, sin una correlación de base. Fisiológicamente se considera que el ruido es cualquier sonido desagradable o molesto. Desde el punto de vista ocupacional puede definirse como sonido aquél que por sus características especiales es indeseado o que puede desencadenar daños a la salud.

La presencia del sonido es consustancial en nuestro entorno y forma parte de los elementos cotidianos que nos envuelven. Pero el sonido se puede convertir en el agresor del hombre en forma de ruido, es un contaminante de primer orden y puede generar unas patologías específicas.

Algunos de los principales efectos de la presencia del ruido ambiental y la exposición al mismo, sobre diferentes especies son el abandono del hábitat, el enmascaramiento de importantes señales de comunicación entre individuos de la misma especie, la degradación del ambiente sonoro natural de importancia de muchos animales, la pérdida parcial o permanente de la audición, y hasta la muerte.

El efecto del ruido sobre la fauna también puede ocasionar estrés y generar efectos metabólicos, hormonales, y en la conducta.

12.8 Evaluación de impacto ambiental

La evaluación de impacto ambiental es un proceso de análisis o procedimiento administrativo que introduce la variable ambiental en la toma de decisiones sobre los proyectos con incidencia importante en el medio ambiente.

La evaluación de impacto ambiental es uno de los instrumentos de la política ambiental con aplicación específica e incidencia directa en la actividad productiva, que permite plantear opciones de desarrollo que sean compatibles con la preservación del medio ambiente y la conservación de los recursos naturales.

Se deben analizar los aspectos directos e indirectos de cada una de las propuestas de actuación sobre la población humana, la flora, la fauna, el suelo, el aire, el agua, el clima y el paisaje y la estructura y función de los ecosistemas previsiblemente afectados. Además de estimarse los efectos sobre los bienes materiales, el patrimonio cultural, las relaciones sociales, las condiciones de sosiego público (ruidos, vibraciones, olores y emisiones luminosas) y la de cualquier otra incidencia ambiental relevante derivada del desarrollo de la actuación en el Medio Ambiente.

Las principales características de la evaluación de impacto ambiental son:

- ✓ Es un instrumento que tiene carácter preventivo.
- ✓ Se aplica en obras o actividades humanas.
- ✓ Su objetivo es prevenir los efectos negativos sobre la salud humana y el medio ambiente que pudieran derivarse del desarrollo de una obra o actividad.
- ✓ Basa su efectividad en un análisis prospectivo-predictivo.
- ✓ Establece regulaciones a las obras o actividades sujetas a la evaluación.
- ✓ Es un procedimiento integrador de diversas disciplinas científicas.

12.9 Evaluación de impacto ambiental de la línea de proceso

Residuos sólidos

En nuestra planta no se producirá ningún tipo de residuos sólidos, puesto que la única materia sólida que se obtiene es el producto.

Residuos líquidos

En la planta no se generan vertidos líquidos.

Las corrientes de agua del proceso, retornarán de nuevo al circuito (ya sea a la caldera o al tanque de almacenamiento, en este último caso se propone destinarla a la venta como agua destilada por lo tanto tampoco puede tratarse como residuo).

Respecto a los aceites lubricantes de los equipos mecánicos (bombas, etc.) debido a los efectos adversos sobre el Medio Ambiente, serán enviados a una planta de tratamiento externa.

Emisiones atmosféricas

Las únicas emisiones atmosféricas que se realizarán son en la etapa de cristalización, pero por tratarse de corrientes pequeñas y por ser vapor de agua no hay ningún tipo de problema.

Capítulo 13: MANTENIMIENTO

El mantenimiento es una parte fundamental en la industria debido a que la falta de éste o a uno bastante precario, puede conllevar a pérdidas económicas, accidentes, emisiones no deseadas al Medio Ambiente y al ambiente de trabajo, catástrofes etc. El poseer un mantenimiento eficaz conlleva a la capacidad de producir con calidad, seguridad y rentabilidad.

Por ello, la industria necesita un mantenimiento eficaz en los equipos e instalaciones. Así se asegura el correcto funcionamiento de los equipos de producción y con ello se obtiene de ellos la máxima disponibilidad. El mantenimiento ha ido evolucionando en el paso del tiempo conforme la industria necesitaba un mantenimiento más efectivo y debido también a los avances técnicos. Así, se ha pasado de métodos puramente estáticos (a la espera de la avería) a métodos dinámicos (seguimiento funcional y control multiparamétrico) con el fin de predecir las averías en una etapa incipiente e incluso llegar a determinar la causa del problema y, por tanto, procurar erradicarla.

Se necesita un mantenimiento eficaz debido a que existe un elevado nivel de exigencia a causa de la economía globalizada, con mercados altamente competitivos y un entorno variable donde la velocidad de cambio sobrepasa frecuentemente la capacidad de respuesta.

El mantenimiento posee como objetivo fundamental garantizar la disponibilidad del equipo con una calidad de servicio óptima. Las técnicas modernas de verificación del estado de las instalaciones contribuyen a conseguir objetivo, permitiendo además, una disminución de los costes de producción mediante una adecuada selección de métodos de mantenimiento. Habitualmente se suele definir el mantenimiento como el conjunto de técnicas destinado a conservar equipos e instalaciones en servicio durante el mayor tiempo posible (buscando la más alta disponibilidad) y con el máximo rendimiento.

13.1. Funciones del mantenimiento

Las funciones básicas del mantenimiento que se van a considerar son:

- ✓ Mantener los equipos e instalaciones en condiciones operativas eficaces y seguras.
- ✓ Efectuar un control del estado de los equipos así como de su disponibilidad.
- ✓ Realizar los estudios necesarios para reducir el número de averías imprevistas.

- ✓ En función de los datos históricos disponibles, efectuar una previsión de los repuestos de almacén necesarios.
- ✓ Intervenir en los proyectos de modificación del diseño de equipos e instalaciones.
- ✓ Llevar a cabo aquellas tareas que implican la modificación del diseño de equipos e instalaciones.
- ✓ Instalación de nuevo equipo.
- ✓ Asesorar a los mandos de producción.
- ✓ Velar por el correcto suministro y distribución de energía.
- ✓ Realizar el seguimiento de los costes de mantenimiento.
- ✓ Preservación de locales, incluyendo la protección contra incendios.
- ✓ Gestión de almacenes.
- ✓ Tareas de vigilancia.
- ✓ Gestión de residuos y desechos.
- ✓ Establecimiento y administración del servicio de limpieza.
- ✓ Proveer el adecuado equipamiento al personal de la instalación.

El mantenimiento de la planta se iniciará a priori de la puesta en marcha mediante inspecciones y pruebas de los equipos que posee la instalación. Se emitirá un informe fechado que indique dicha inspección, en el cual se expondrán los resultados obtenidos y la necesidad de algún análisis más o algún arreglo antes de empezar a operar. Una vez puesto en marcha, el mantenimiento del sistema se planificará atendiendo a las componentes correctiva, preventiva y predictiva.

13.2. Tipos de mantenimiento

La clasificación más aceptada de los tipos de mantenimiento es:

- Mantenimiento correctivo.
- Mantenimiento predictivo.
- Mantenimiento productivo total.

Todos estos tipos de mantenimiento se usan combinados para una mayor rentabilidad de la operación. A esta combinación se le denomina mantenimiento planificado, y consiste en la realización de una selección de los equipos que se van a ver sometidos a cada tipo de mantenimiento de la manera óptima posible.

A continuación se expondrán los diferentes tipos de mantenimiento anteriormente citados.

Mantenimiento correctivo

En este tipo de mantenimiento se interviene sólo cuando el equipo ha fallado, por ello también se denomina mantenimiento “a rotura”. Por tanto, se trata de una actitud pasiva frente a la evolución del estado de los equipos en el tiempo, es decir, se espera a que la avería aparezca para actuar. A pesar de que pueda parecer una actitud despreocupada de atención a los equipos, en muchas ocasiones está plenamente justificado, sobre todo en equipos auxiliares (es decir, no están directamente relacionados con la producción) y en los que existe un bajo coste de los componentes afectados.

Sin embargo, si se adopta esta forma de mantenimiento se producirán una serie de inconvenientes:

- Las averías se producen generalmente de forma imprevista, lo que puede ocasionar trastornos en la producción, que pueden ir desde ligeras pérdidas de tiempo, por reposición de equipo o cambio de tarea, hasta la parada de la producción, en tanto no se repare o sustituya el equipo averiado.
- Las averías, al ser imprevistas, suelen ser graves para el equipo, con lo que su reparación suele ser costosa.
- Las averías son siempre, en mayor o menor medida, inoportunas, por lo que la reparación de los equipos averiados suele llevar más tiempo del previsto, ya sea por ausencia del personal necesario para su reparación, o por la falta de los repuestos necesarios.
- Por tratarse de averías inesperadas, el fallo podría venir acompañado de algún siniestro, lo que obviamente puede tener consecuencias muy negativas para la seguridad del personal o de las instalaciones.

Mantenimiento preventivo

Este tipo de mantenimiento tiene como objetivo disminuir o evitar, en la medida de lo posible, la reparación de un equipo mediante una rutina de inspecciones periódicas y la reposición de los elementos que estén deteriorados, lo que se conoce como “las tres erres del mantenimiento”. Si la segunda y la tercera no se realizan, la primera es inevitable. En las inspecciones se desmonta total o parcialmente el equipo con la finalidad de revisar el estado de sus elementos, remplazando aquellos que se estime oportuno a la vista del examen realizado.

El éxito de este tipo de mantenimiento depende fundamentalmente de la correcta elección del periodo de inspección. Un periodo demasiado largo conlleva el peligro de la aparición de fallos entre dos inspecciones consecutivas, en tanto que un periodo corto puede encarecer considerablemente el proceso productivo. El equilibrio se encuentra como solución óptima entre los costes procedentes de las inspecciones y los derivados de las averías imprevistas.

El gran inconveniente que presenta el empleo exclusivo de este tipo de mantenimiento es el coste de las inspecciones, es decir, el desmontar y revisar un equipo que está funcionando correctamente o la sustitución de elementos (como pueden ser los lubricantes, rodamientos, etc.) que no se encuentran en mal estado conlleva un coste. Además, sea cual sea el periodo de inspección que se haya fijado, no se elimina por completo la posibilidad de una avería imprevista, aunque cuanto menor sea dicho periodo, se reducirá la probabilidad de averías imprevistas.

Mantenimiento predictivo

El mantenimiento predictivo surge como una respuesta a la necesidad de reducir los costes de los métodos tradicionales (correctivo y preventivo) de mantenimiento. Se le denomina también como “mantenimiento según estado o según condición”, y el fundamento en el que se basa es conocer el estado de los equipos en cualquier momento. Así es posible remplazar los elementos cuando realmente no estén en buenas condiciones operativas, eliminando las paradas por inspección innecesarias, y evitar las averías imprevistas mediante la detección de cualquier anomalía de operación y el seguimiento de su posible evolución.

La aplicación de este tipo de mantenimiento se basa en dos pilares fundamentales:

- La existencia de parámetros funcionales indicadores del estado del equipo.
- La vigilancia continuada de los equipos.

Entre las ventajas más importantes de este tipo de mantenimiento pueden citarse las siguientes:

- Detectar e identificar precozmente los defectos que pudieran aparecer, sin necesidad de parar y desmontar la máquina.
- Observar aquellos defectos que sólo se manifiestan sobre la máquina en funcionamiento.

- Seguir la evolución del defecto hasta que se estime que es peligroso.
- Elaborar un historial de funcionamiento de la máquina, a través de la evolución de sus parámetros funcionales y su relación con algún defecto significativo: parada, revisión, lubricación, remplazo de algún elemento, cambio en las condiciones de funcionamiento, etc.
- Programar la parada, para la corrección del defecto detectado, haciéndola coincidir con un tiempo muerto o una parada rutinaria del proceso de producción.
- Programar el suministro de repuestos y la mano de obra.
- Reducir el tiempo de reparación, ya que previamente se ha identificado el origen de la avería y los elementos afectados por la misma.
- Aislar las causas de los posibles fallos repetitivos y procurar su erradicación.
- Proporcionar criterios para una selección satisfactoria de las mejores condiciones de operación de la máquina.
- Aumentar la seguridad de funcionamiento de la máquina y en general de toda la instalación.

Las dificultades a las que se enfrenta este tipo de mantenimiento provienen de los mismos principios en los que se basa:

- En primer lugar, no existe ningún parámetro funcional, ni siquiera una combinación de ellos, que sea capaz de reflejar exactamente el estado de una máquina, indicando de forma inmediata, mediante la aparición de signos identificadores, la presencia de un defecto incipiente, y además para todos los defectos posibles.
- En segundo lugar, no es viable una monitorización de todos los parámetros funcionales significativos para todos los equipos de una instalación.

Como consecuencia de las anteriores limitaciones pueden presentarse los siguientes inconvenientes:

- Que el defecto se produzca en el intervalo de tiempo comprendido entre dos medidas consecutivas.
- Que un defecto no sea detectado con la medición y análisis de los parámetros incluidos en el programa.
- Que aún siendo detectado un defecto, éste no sea diagnosticado correctamente o en toda su gravedad.
- Que aún habiéndose realizado un diagnóstico correcto, no sea posible programar la parada de la máquina en el momento oportuno, y sea preciso asumir el riesgo de fallo.

Mantenimiento productivo total (MPT)

El mantenimiento productivo total intenta recoger y aplicar las tendencias más recientes en cuanto a la planificación participativa integral de todas las tareas del mantenimiento, incluyendo las técnicas utilizadas y su gestión, la administración del mantenimiento, el control de los distintos índices asociados al funcionamiento de los equipos y al conjunto de las instalaciones (fiabilidad, disponibilidad y mantenibilidad), la calidad de la producción y finalmente, su repercusión en la economía de la empresa. Por tanto, este tipo de mantenimiento implica a todos los estamentos y niveles de la producción, con una estructura de planificación jerárquica que, partiendo de los objetivos últimos de la explotación, vaya desglosándose en tareas concretas hasta llegar al operador y a las actuaciones específicas sobre cada máquina y componente de las instalaciones. Mediante el MPT se intenta, pues, abarcar una visión más amplia del mantenimiento, que recoja todos aquellos aspectos que intervienen de alguna manera en la utilización de los equipos e instalaciones, y por tanto en la capacidad de producción.

13.3. Política de mantenimiento

La política o estrategia de mantenimiento consiste en definir los objetivos técnicos y económicos, específicos del servicio de mantenimiento, relativos a su responsabilidad sobre los equipos e instalaciones y encaminado a conseguir los objetivos generales de la empresa.

La puesta en práctica de una política de mantenimiento supone la aceptación de unos compromisos que afectan a los factores: humanos, técnicos y económicos. Los objetivos operacionales, económicos, sociales y de organización de mantenimiento que se van a seguir son:

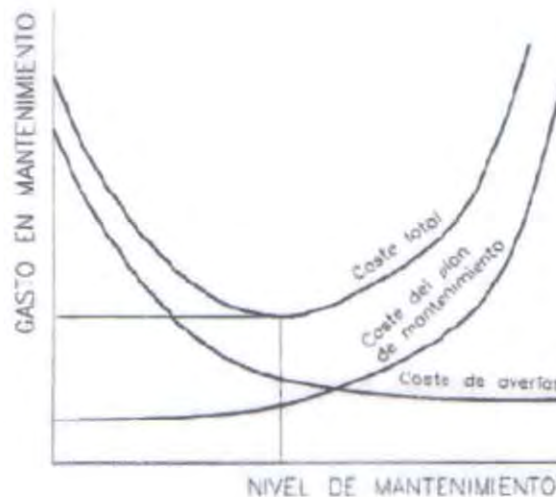
- ✓ Llevar a cabo una inspección sistemática de todas las instalaciones, con intervalos de control para detectar cualquier desgaste o rotura, manteniendo los registros adecuados.
- ✓ Mantener permanentemente los equipos e instalaciones en su mejor estado, para así evitar los tiempos de parada que aumentan los costes.
- ✓ Efectuar las reparaciones de emergencia lo más pronto posible, empleando métodos sencillos de reparación.
- ✓ Prolongar la vida útil de los equipos e instalaciones al máximo.

- ✓ Proyectar mejoras en la maquinaria y equipos para disminuir las posibilidades de daño y rotura.
- ✓ Controlar los costes directos del mantenimiento mediante el uso correcto y eficaz del tiempo, materiales, mano de obra y servicios.
- ✓ Formación continuada a los profesionales del mantenimiento debida a la implantación de nuevos equipos, instalaciones, métodos de mantenimiento, etc.

13.4. Costes de mantenimiento

Los gastos necesarios para poner en marcha un plan de mantenimiento pueden dividirse en las siguientes partidas:

- Costes de la instrumentación, instalaciones y equipamiento necesario.
- Coste de las modificaciones pertinentes en los equipos y en la instalación existente.
- Coste del personal encargado de realizar la instalación del plan.
- Coste de la integración.
- Preparación y adiestramiento del personal encargado de ejecutar el plan.
- Coste del personal destinado a ejecutar el plan.
- Coste del mantenimiento del plan.



Se puede observar en la figura anterior que al incrementar el grado de mantenimiento efectuado a la planta, evolucionan los costes de la inversión en el plan de mantenimiento (que obviamente aumentarán) y los costes derivados de las averías

y reparaciones (que lógicamente disminuirán). La suma de ambos representa el gasto total en mantenimiento.

También se puede comprobar que existe una zona donde el gasto total se minimiza. Con niveles de mantenimiento por debajo de este valor, se tendría que la inversión realizada es inferior a la que produciría el nivel de mantenimiento más rentable, mientras que con inversiones superiores a las del valor referido, no disminuirían de forma rentable los costes derivados de las averías y reparaciones.

Por tanto, para cada instalación existe una inversión óptima en mantenimiento, por encima de la cual si bien los costes derivados de las averías y reparaciones siguen disminuyendo, no lo hacen en la misma proporción que la inversión requerida para ello, por lo que, en definitiva, dejan de ser rentables los incrementos realizados en la inversión en mantenimiento.

13.5. Plan de mantenimiento

En todo proceso de desarrollo de un plan de mantenimiento, es decir, la programación de las tareas de mantenimiento a realizar, se deben realizar unas etapas. La primera de ellas es la realización de una lista con los equipos que existen en la planta.

A cada equipo hay que localizarlo (decir en que área de la planta se encuentra), y después descomponerlos en elementos y componentes. Finalmente, se codifica cada equipo, y dentro de éste, los elementos de los que se compone. Esta codificación facilita su localización, inclusión en registros, permite que se realicen cálculos estadísticos de fallos, ya no solo del equipo en sí, sino de sus componentes, etc.

Finalmente, hay que jerarquizar los equipos por su importancia en la planta. Así, se destinarán las mayores partidas del mantenimiento en la conservación en buen estado de los equipos imprescindibles, después irán los equipos importantes, los poco importantes y por último los prescindibles.

Los criterios que se siguen para la jerarquización de los equipos ante las labores de mantenimiento son la influencia en la producción (si el fallo del equipo provoca una parada en la producción será muy importante, y si no produce grandes problemas será poco importante), la calidad (si el fallo del equipo altera la calidad del producto de salida), la seguridad y el medio ambiente (si el fallo del equipo puede producir accidentes muy graves o graves daños en el medio ambiente) y el mantenimiento (si el fallo del equipo produce averías graves, frecuentes y caras).

Así, siguiendo los anteriores criterios, se clasifican los equipos en equipos tipo A, equipos tipo B o equipos tipo C:

Tipo de equipo	Seguridad y medio ambiente	Producción	Calidad	Mantenimiento
A CRÍTICO	Puede originar accidente muy grave.	Su parada afecta al Plan de Producción.	Es clave para la calidad del producto.	Alto coste de reparación en caso de avería.
	Necesita revisiones periódicas frecuentes (mensuales).		Es el causante de un alto porcentaje de rechazos.	Averías muy frecuentes.
	Ha producido accidentes en el pasado.			Consumo de una parte importante de los recursos de mantenimiento (mano de obra y/o materiales).
B IMPORTANTE	Necesita revisiones periódicas (anuales).	Afecta a la producción, pero es recuperable (no llega a afectar a clientes o al Plan de Producción).	Afecta a la calidad, pero habitualmente no es problemático.	Coste Medio en Mantenimiento.
	Puede ocasionar un accidente grave, pero las posibilidades son remotas.			
C PRESCINDIBLE	Poca influencia en seguridad.	Poca influencia en producción.	No afecta a la calidad.	Bajo coste de Mantenimiento.

Jerarquización de equipos en mantenimiento

13.6. Plan de mantenimiento del proceso

Al implantar un Plan de Mantenimiento se necesita realizar un análisis minucioso y pormenorizado de todos los detalles que implica la implantación de dicho plan para conseguir buenos resultados y para evitar que se tomen enfoques erróneos con respecto al tipo y al alcance del mantenimiento a aplicar en cada uno de los equipos.

Primeramente, una vez construida la línea de proceso de extracción de sales minerales de las aguas de un manantial, se realizará una base de datos que incluya todas las fichas técnicas de todos los equipos implicados, modificándose dicha base de datos y actualizándose en caso de cualquier cambio en el diseño, alguna reforma, la eliminación del equipo o modificación en el plan de mantenimiento.

13.6.1. Priorización de equipos

Antes de la elaboración del Plan de Mantenimiento será necesario decidir qué equipos entrarán en el programa de mantenimiento y qué prioridad existe entre los equipos que existen en la línea de proceso. Por ello se van a clasificar los equipos atendiendo principalmente a su importancia en la operación de la línea de proceso y la importancia económica del equipo.

Así, se va a jerarquizar los equipos teniendo en cuenta si su fallo supone una parada de la operación en planta, una disminución en la capacidad productiva de la planta, una reducción de la calidad del producto o un peligro inminente. Por ello, primero se clasificarán los equipos atendiendo a su efecto sobre el proceso productivo:

- **Categoría A:**
Son los equipos esenciales para la producción, y su fallo provoca la parada o la pérdida inmediata de la producción. También se incluyen los equipos que afectan seriamente a las condiciones de seguridad de la planta. En la línea de proceso diseñada se incluyen en esta categoría los siguientes equipos:
 - Evaporadores
 - Calderas
 - Cristalizadores
 - Bomba captación

- **Categoría B:**
Son los equipos importantes para la producción, pero su fallo no provoca efectos inmediatos en la producción, aunque si el fallo no se arregla, los efectos que provocaría la persistencia del fallo sí podrían resultar perjudiciales para la producción o para la seguridad de la instalación. En este caso, los equipos que se incluyen en esta categoría son:
 - Intercambiador de calor
 - Aerocondensador
 - Bomba de vacío

- **Categoría C:**
El resto de los equipos. En esta clase incluiremos:
 - Depósitos de almacenamiento
 - Bombas

13.6.2. Mantenimiento de los equipos

El mantenimiento que se va a usar en la planta es un equilibrio entre el mantenimiento preventivo y el predictivo, lo que constituye el mantenimiento planificado.

Sin embargo se usará también el mantenimiento correctivo ante posibles averías. El mantenimiento predictivo se aplicará a todos los equipos de la línea de producción, incluidos los equipos de reserva.

El mantenimiento preventivo que se desarrollará para la línea de producción diseñada será una unión de un mantenimiento preventivo programado (consiste en la realización de ajustes, inspecciones y sustituciones periódicas de los equipos), un mantenimiento preventivo en paradas (consiste en una inspección de aquellos equipos en los que se han detectado desviaciones del comportamiento normal), y un mantenimiento preventivo legal (consiste en las inspecciones exigidas por ley).

Siempre se deben seguir las recomendaciones de los fabricantes y se debe establecer un cuadro de mantenimiento, el cual se debe cumplir estrictamente.

Equipos de la categoría A

1. Evaporador

- ❖ Inspección anual para la limpieza de elementos internos, acondicionamiento de sistema y apertura.
- ❖ Se realizará una inspección por ultrasonido para comprobar el efecto de la corrosión sobre el espesor del material y el estado de las soldaduras (a altas temperaturas la corrosión se ve favorecida).
- ❖ Limpieza exterior.
- ❖ Revisar las conexiones con las tuberías.
- ❖ Revisar el sistema de distribución del líquido y vapor.
- ❖ Comprobar el estado del sistema de seguridad (válvula de alivio de presión de seguridad)

2. Cristalizadores

- ❖ Limpieza exterior e interior.

- ❖ Revisar las conexiones con las tuberías.
- ❖ Se realizará una inspección por ultrasonido debido a que el producto es corrosivo, para comprobar el efecto de la corrosión sobre el espesor del material y el estado de las soldaduras.
- ❖ Revisar el sistema de distribución de la camisa calentadora.
- ❖ Comprobar el estado del sistema de seguridad (válvula de alivios de presión de seguridad y disco de ruptura).
- ❖ Comprobación del estado de la conducción que retorna a columna (recirculación del líquido).
- ❖ Comprobar el estado del aislante

3. Calderas

- ❖ Revisar las conexiones con las tuberías.
- ❖ Comprobación de los sistemas de seguridad.
- ❖ Inspección del aspecto superficial.
- ❖ Comprobar las vibraciones del motor.
- ❖ Limpieza exterior.
- ❖ Control de arranque.
- ❖ Comprobar intensidades, potencias y tensiones.
- ❖ Comprobar la temperatura.

4. Bomba captación

- ❖ Control de arranque.
- ❖ Limpieza exterior.
- ❖ La presión en conexión con el conducto de impulsión.
- ❖ Comprobar la temperatura de los motores.
- ❖ Comprobación del ajuste de la bomba y el motor.
- ❖ Comprobar intensidades, potencias y tensiones.

Equipos de la categoría B

1. Intercambiadores de calor

- ❖ Inspección anual para la limpieza de elementos internos, acondicionamiento del sistema y apertura del cabezal y de la placa.
- ❖ Debido a que se trabaja con un líquido corrosivo, se realizará una inspección semestral por ultrasonido para comprobar el efecto de la corrosión sobre el espesor del material y el estado de las soldaduras.

- ❖ Limpieza exterior.
- ❖ Revisar las conexiones con las tuberías.
- ❖ Revisar el sistema de distribución del influente.
- ❖ Comprobar el estado del sistema de seguridad (válvula de alivio de presión de seguridad y disco de ruptura).
- ❖ Comprobar el estado del aislante.

2. Bomba de vacío

- ❖ Control de arranque.
- ❖ Comprobar la temperatura de los motores.
- ❖ Comprobación del ajuste de la bomba y el motor.
- ❖ Comprobar intensidades, potencias y tensiones.

Equipos de la categoría C

1. Depósitos de almacenamiento

- ❖ Revisar las conexiones con las tuberías.
- ❖ Comprobación del estado de estanqueidad.
- ❖ Comprobación de los sistemas de seguridad y venteo.
- ❖ Inspección del aspecto superficial.
- ❖ Revisar el estado de la pantalla flotante.

2. Bombas

- ❖ Control de arranque.
- ❖ Comprobar las vibraciones de los motores.
- ❖ Limpieza exterior.
- ❖ La presión en conexión con el conducto de impulsión.
- ❖ Comprobación de niveles de aceite.
- ❖ Comprobar la temperatura de los motores.
- ❖ Comprobación del ajuste de la bomba y el motor.
- ❖ Comprobación de estanqueidad.
- ❖ Puesta en marcha periódica de los equipos de reserva.
- ❖ Engrase de los rodamientos.
- ❖ Comprobar automatismos.
- ❖ Comprobar intensidades, potencias y tensiones.
- ❖ Tarar térmicos.

Otros elementos

1. Instrumentación en general

- ❖ Para asegurar la fiabilidad del funcionamiento de los aparatos de medición es esencial que la limpieza, mantenimiento y calibrado de los mismos sea correcta.
- ❖ Comprobar las conexiones.
- ❖ Comprobar la alimentación eléctrica.
- ❖ Comprobar la señal de entrada a los terminales.
- ❖ Comprobar la programación.

2. Sistema de tuberías

- ❖ Antes de su puesta en servicio es necesario someterlas a prueba de presión y ser consideradas aptas para su uso.
- ❖ Coincidiendo con la parada general de la línea de proceso, se procederá a la limpieza interna de la red de tuberías, con el fin de eliminar posible ensuciamiento o incrustaciones.

3. Válvulas

- ❖ Realizar revisiones periódicas con el fin de conocer el estado de las piezas que componen el interior de la válvula.
- ❖ Apretar los tornillos de la unión entre las distintas partes.
- ❖ Comprobar si están bien unidas todas sus partes.
- ❖ Controlar el ruido.
- ❖ Corregir problemas en el asentamiento e instalar nuevos discos o sellos de asiento en las válvulas que pueden repararse sin desmontar. Dentro de esta categoría se encuentran las válvulas de compuerta.
- ❖ Para las válvulas de seguridad y alivio de presión y de reducción de presión deben tomarse además las siguientes precauciones: comprobar la presión de funcionamiento, verificar si hay corrosión o erosión, comprobar si existen partículas de sólidos entre el asiento y el disco, comprobar si existe vibración de la tubería o del recipiente protegido.

13.7. Puesta en marcha

La línea de proceso de producción está diseñada para funcionar durante 59 días al año. El resto del tiempo está planificada la parada general para la instalación de nuevos equipos, análisis y revisiones periódicas de dichos equipos, limpieza profunda de equipos, etc.

Después de la realización de todas estas tareas se necesitan ejecutar una serie de operaciones para acondicionar la planta a las condiciones normales de trabajo y se habrá comprobado el correcto funcionamiento de todas las unidades y equipos auxiliares.

BIBLIOGRAFÍA

- **Incropera Frank P. & DeWitt, 2006.** *Fundamentals of heat and mass transfer*. 6ª Edition, Nueva York: John Wiley and Sons.
- **Acedo Sanchez, J., 2006.** *Instrumentación y Control avanzado de Procesos*. Díez de Santos: Instituto Superior de la Energía.
- **Speight, J.G., 2002.** *Chemical and Process Design Handbook*. Nueva York: Mc. Graw-Hill Handbooks.
- **Warren L. McCabe, Julian C. Smith, Peter Harriott 2007.** Operaciones unitarias en ingeniería Química. 7a Edición, Mc. Graw-Hill Interamericana.
- **Arturo Jiménez Gutiérrez 2003.** Diseño de procesos en ingeniería química. Reverté.
- **Alberto Ibarz Ribas 2005.** Operaciones unitarias en la ingeniería de alimentos. Mundi prensa libros.
- **Mª José Muñoz Cueto, 2007.** "Apuntes de la asignatura Flujo de Fluidos y Trasmisión de Calor".
- **James C.S Chou and Allen M. Rowe JR.** Desalination- Elsevier publishing company, Amsterdam; School of mechanical Engineering, Oklahoma State University, Stillwater, Oklahoma. (Received August 1969, revised Decembre 1968)
- **Angel Vian y Joaquín Ocón, 1979.** Elementos de ingeniería química ciencia y técnica. Aguilar.
- **Perry R.H., Green D.W, Maloney J.O, 2001.** "Manual del Ingeniero Químico". Edición Mc-Graw Hill.
- **Tomás Ares, Francisco Baeza, Magdalena Pereiro.** Vademécum de aguas mineromedicinales españolas. Servicio médico del balneario de la toja.
- Manual Práctico de Prevención de Riesgos Laborales, 2001.

✚ Páginas web

<http://balnearios.todopiscinas.es/agua-minero-medicinal.php>
<http://es.scribd.com/doc/3429680/Smith-McCabe-08-Cristalizacion>
<http://www.cepsa.com>
<http://heuramedioambiente.wordpress.com/>
<http://www.prtr-es.es/>
<http://www.ingenieriaquimica.org/>
<http://www.tecfluid.com/>
<http://www.jmi.com.mx/>
http://es.scribd.com/laura_godoy_7/d/52446918-Evaporadores
<http://www.automation.siemens.com/>
<http://www.igme.es>

✚ Otras publicaciones

- **J. Delgado, R. Juncosa, R. Meijide, A. Vázquez & V. Barrientos.** Características termohidrogeoquímicas de las aguas subterráneas en Galicia. Actas del II Foro Íbero sobre aguas emvasadas y balnearios.
- **Tomás Ares, Francisco Baeza, Magdalena Pereiro.** Servicio médico del balneario de La Toja. Vademécum de aguas mineromedicinales Españolas.
- **Antonio RAMIREZ ORTEGA, María Esperanza RIAL LEMOS, Javier-Angel RAMÍREZ MASFERRER.** El patrimonio hidromineral de la comunidad autónoma de Galicia. Panorama actual de las Aguas Minerales y Minero-medicinales en España

DOCUMENTO 1

MEMORIA

Anexos a la Memoria

ÍNDICE

Anexo 1. Balance de materia y energía.....	1
A.1.1 Ecuación del balance de materia	1
Anexo 2. Determinación de propiedades	2
A.2.1 Capacidades caloríficas	2
A.2.2 Densidades.....	2
A.2.3 Viscosidades.....	3
A.2.4 Calores latentes	3
Anexo 3. Diseño del intercambiador de calor	4
A.3.1 Características de las corrientes de entrada	4
A.3.2 Asignación de flujo.....	4
A.3.3 Cálculo de la T° salida de la corriente fría	4
Anexo 4. Diseño de etapa de evaporación	8
ESTUDIO DE OPTIMIZACIÓN	8
A.4.1 Evaporación simple.....	8
A.4.2 Evaporación simple con recompresión de vapor desprendido	11
A.4.3 Evaporación múltiple (dos efectos)	22
A.4.4 Evaporación múltiple (tres efectos).....	28
Anexo 5. Diseño de etapa de cristalización.....	34
A.5.1 Características de las corrientes de entrada	34
A.5.2 Cálculo del área del cristizador	34
Anexo 6. Dimensionado de Equipos	38
A.6.1 Aerocondensador	38
A.6.2 Tanque de almacenamiento	38
A.6.3 Equipo de secado.....	39

Anexo 7. Diseño de la red de tuberías	40
A.7.1 Sistemática de cálculo.....	40
A.7.2 Cálculo tubería Rylbrun GRIS 2", Conducción CP-1.....	42
A.7.3 Cálculos tuberías corrientes productos, CP	44
A.7.4 Cálculos tuberías corrientes condensador, TRC	50
A.7.5 Cálculos tuberías corrientes de vapor, TRV	61
Anexo 8. Elementos de impulsión	75
A.8.1 Bombas	75
A.8.2 Bomba-01.....	77
A.8.3 Bomba-02.....	78
A.8.4 Bomba-03.....	80
A.8.5 Bomba de captación	81
Anexo 9. Tablas y Gráficas	84
Anexo 10. Catálogos	94

Anexo 1. Balance de materia y energía

En este Anexo se expondrá la ecuación general empleada para la determinación del balance de materia y energía.

A.1.1 Ecuación de balance de materia

La ecuación de balance de materia y energía (que se aplicará en cada proceso), es la siguiente:

$$(A) = (E) - (S) + (G) - (C) \quad \text{[A.1.1]}$$

Siendo (A) el término que engloba la acumulación, (E) son las entradas al proceso, (S) son las salidas, (G) engloba la generación dentro del proceso y (C) el consumo.

La generación y el consumo, (G) y (C), aparecen siempre que ocurra una reacción química, mientras que en los procesos puramente físicos estos términos no aparecen. Los términos de generación y consumo no aparecerán en nuestro proceso.

Gracias a esta ecuación, aplicada a cada proceso, se ha obtenido el diagrama de proceso y, aplicada a cada equipo, el diseño de las operaciones.

Anexo 2. Determinación de propiedades

En este Anexo se señalarán las ecuaciones y tablas empleadas para la obtención de las propiedades de las sustancias que nos permitirán conocer las condiciones de las corrientes del proceso. Estas propiedades serán fundamentales para el diseño de todos los equipos que están implicados en la planta.

A.2.1 Capacidades caloríficas

Al existir tanto gases como líquidos en la planta, se dividirán las expresiones que permiten calcular capacidades caloríficas entre la de los gases y la de los líquidos.

- **Capacidades caloríficas de los gases**

Los gases que intervienen en el proceso son: vapor de agua y aire. Los datos de las capacidades caloríficas de cada uno son:

$$C_{p_{\text{aire}}}: 1,02 \text{ KJ/Kg}^{\circ}\text{C} \quad [\text{A.2.1}]$$

$$C_{p_{\text{Vapor Agua}}}: 2,1 \text{ KJ}/(\text{kg}\cdot^{\circ}\text{C}) \quad [\text{A.2.2}]$$

- **Capacidades caloríficas de los líquidos**

El único líquido que interviene en el proceso es el agua del manantial, que dependiendo del punto del proceso en el que se encuentre tendrá una concentración u otra. La expresión que permite calcular la capacidad calorífica de disoluciones salinas es la siguiente:

$$C_{p_{\text{Soluciones Salinas}}}: 4,18 - 3,34 X \text{ (KJ/Kg}^{\circ}\text{C)}, \quad [\text{A.2.3}]$$

siendo X la fracción másica de sales en la solución.

(Operaciones unitarias en la ingeniería de alimentos, AIR, 2005. Mundi prensa libros.)

A.2.2 Densidades

Al existir tanto gases como líquidos en la planta, se dividirá la forma en la que se obtienen dichos valores.

- **Densidades de los gases**

Los valores de densidad a las diferentes presiones del vapor de agua saturado se obtendrán de la Tabla A.9.2 del ANEXO 9 del presente proyecto fin de carrera (Página 89)

- **Densidades de los líquidos**

Los líquidos que operan en la planta son el agua del manantial y los condensados del vapor de agua. Para el agua existen tablas donde se especifican muchas propiedades de ésta a diferentes temperaturas. Por ello para las densidades de los condensados (agua líquida) se usará la Tabla A.9.2 del ANEXO 9 del presente proyecto fin de carrera. (Página 89)

Sin embargo, para el agua del manantial se hará uso de la siguiente expresión ya que es específica disoluciones salinas:

$$\rho = 1.028,6 - 0,2 \cdot T \text{ (}^\circ\text{C)} \text{ (Kg/m}^3\text{)} \quad \text{[A.2.4]}$$

A.2.3 Viscosidades

En el presente proyecto se hace uso de la viscosidad tanto del vapor de agua saturado como una vez que condensa, y como ya se ha mencionado en el apartado anterior, para el agua existen tablas donde se recogen muchas propiedades a diferentes temperaturas. De manera que la viscosidad la obtenemos de la Tabla A.9.1. Página 87

Sin embargo para la línea de producto se obtendrán los valores de viscosidad de la expresión A.2.5.

Los datos tabulados e interpolados de Lewis y Randall para una mezcla de H₂O y sal a una T^a T_b (de 0 a 120°C) y concentración C_b (de 0 a 25%) permiten saber con buena precisión la viscosidad de esta mezcla (NS/m²):

$$(1,745+2,5C_b) \cdot 10^{-3} - (5,26+4C_b) \cdot 10^{-5} T_b + 9 \cdot 10^{-7} T_b^2 - 8 \cdot 10^{-9} T_b^3 + 310^{-4} T_b^4 \quad \text{[A.2.5]}$$

A.2.4 Calores Latentes

El calor latente que cede el vapor de agua saturado al condensar podrá obtenerse de las tablas de las propiedades del vapor de agua saturado, Tabla A.9.2 del ANEXO 9 de este proyecto (Página 89)

Anexo 3. Diseño del intercambiador de calor

El intercambiador de calor es el encargado de incrementar la temperatura del agua que extraemos del manantial. Como se comentó en la memoria descriptiva, este intercambiador será de carcasa y tubos rectos.

A.3.1 Características de las corrientes de entrada

El fluido frío posee las siguientes propiedades:

- Temperatura de entrada: 30 °C
- Temperatura de salida: 86,35 °C
- Presión: 1,82 bar
- Caudal volumétrico: 3,125 m³/h
- Calor específico: 4,08 KJ/Kg°C
- Densidad (usando la temperatura media): 1.017,6 kg/m³

El fluido caliente posee las siguientes propiedades:

- Temperatura entrada: 179,88 °C
- Temperatura salida: 179,88 °C
- Presión: 10 bar
- Calor latente: 2.013,6 KJ/kg

A.3.2 Asignación de flujos

Los criterios en los que se basa la asignación de flujos en el intercambiador se encuentran en el Capítulo 9 de la Memoria descriptiva del presente Proyecto Fin de Carrera. Según estos criterios, la corriente de agua irá por el interior de los tubos y el fluido caliente por la carcasa.

A.3.3 Cálculo de la temperatura de salida de la corriente fría

- ❖ Las unidades se tomarán en función de las necesidades oportunas (elección de los equipos en los distintos catálogos, tablas, expresiones, diagramas, etc.)

Para el diseño del presente intercambiador de calor se determinó una temperatura de salida del fluido frío, para posteriormente, tras elegir el equipo, poder obtener la verdadera temperatura de salida del agua. Realizando un balance de energía se obtiene:

- Por un lado que el calor que debe recibir la corriente de agua para incrementar su temperatura hasta la deseada es:

$$Q = W_m \cdot c_p \cdot \Delta T \quad \text{[A.3.1]}$$

Donde Q es el calor, W_m es el caudal másico de agua a tratar, c_p es el calor específico del agua de mar y ΔT es el incremento de temperatura.

- Y por otro lado el calor que debe aportar la corriente de vapor saturado para llevar a cabo el incremento de temperatura del agua es:

$$Q = W_v \cdot \lambda_v \quad \text{[A.3.2]}$$

Donde Q es el flujo calor, W_v es el flujo caudal de vapor y λ_v es el calor latente de vapor de agua saturado correspondiente a la temperatura de trabajo.

Es posible calcular el calor en la ecuación [A.3.1], de manera que sustituyendo los valores se obtiene:

$$Q = 0,883 \text{ Kg/s} \cdot 4,08 \text{ KJ/Kg}^\circ\text{C} \cdot (80 - 30) ^\circ\text{C}$$
$$Q = 664.369,2 \text{ KJ/h}$$

Debido a que el calor intercambiado por ambos fluidos es el mismo, podemos averiguar el caudal de vapor que se necesita para llevar a cabo la operación. Por lo tanto, el calor obtenido anteriormente lo sustituimos en la ecuación [A.3.2] y despejamos:

$$664.369,2 \text{ KJ/h} = W_v \cdot 2.013,6 \text{ KJ/Kg}$$

Despejando el caudal de vapor en la ecuación anterior, se obtiene que:

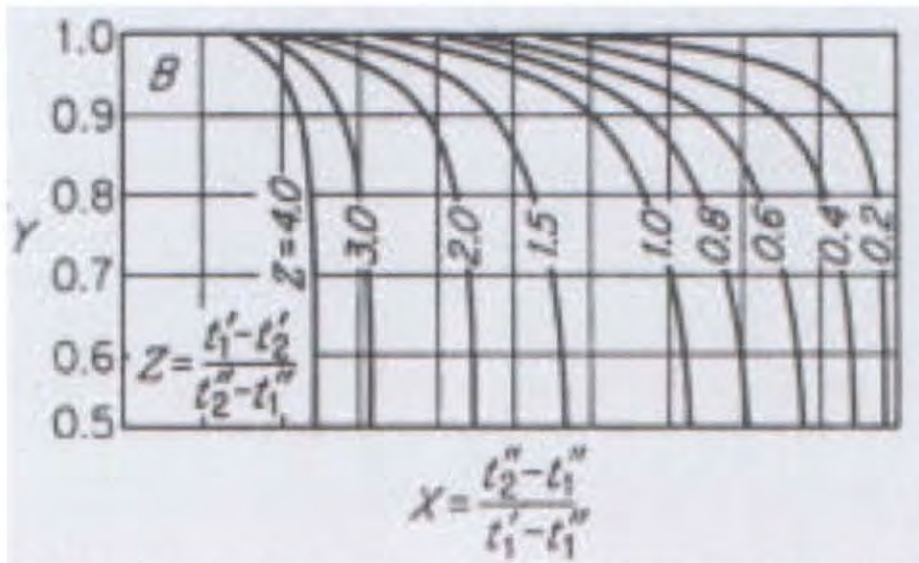
$$W_v = 329,941 \text{ Kg/h}$$

La ecuación para determinar el área de superficie que se necesita para el intercambio de calor es la siguiente:

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \cdot F \quad \text{[A.3.3]}$$

Donde Q es el flujo de calor que se pone en juego, U es el coeficiente global de transferencia de calor, A es el área de intercambio de calor, ΔT_{ml} es el incremento de temperatura medio logarítmico y F un factor de corrección por tratarse de un intercambiador calor de carcasa y tubos.

Basándonos en la Figura A.3.1, correspondiente a intercambiadores de calor de 2 pasos por carcasa y 4 por los tubos, se hallan los valores de R y P, y con ellos el factor de corrección.



A.3.1 Factor corrección 2pasos por carcasa y 4,8,12, etc. pasos en los tubos

Se tomará una F muy próxima a la unidad, ya que en nuestro caso no se dispone de uno de los valores necesarios para hallar dicho factor con total precisión.

Se tomará la U mínima del intervalo de valores típicos dados por el fabricante, para tener en cuenta las incrustaciones que se puedan formar en el equipo:

$$U = 300 \text{ Btu/h}\cdot\text{ft}^2\cdot^\circ\text{F} = 1.703,48 \text{ W/m}^2\cdot\text{K} = 6.132,52 \text{ KJ/h}\cdot\text{m}^2\cdot\text{K}$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{ce} - T_{fs}) - (T_{cs} - T_{fe})}{\ln \frac{(T_{ce} - T_{fs})}{(T_{cs} - T_{fe})}} \quad [\text{A.3.4}]$$

Donde Tce es la temperatura del fluido caliente a la entrada al intercambiador, Tfs es la temperatura del frío a la salida, Tcs es la temperatura del caliente a la salida y Tfe la temperatura de la corriente fría a la entrada.

Sustituyendo los valores en la ecuación [A.3.4] obtenemos:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(452,88 - 303) - (452,88 - 353)}{\ln \frac{(452,88 - 303)}{(452,88 - 353)}}$$

$$\Delta T_{ml} = 123,19$$

Ahora, haciendo uso de la ecuación [A.3.3] se puede calcular el área necesaria para el intercambio:

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{ml}}$$

$$A = \frac{664.369,2 \text{ KJ/h}}{6.132,52 \frac{\text{KJ}}{\text{hm}^2\text{K}} \cdot 123,193\text{K}}$$

$$A = 0,879 \text{ m}^2 = 9,458 \text{ ft}^2$$

Teniendo en cuenta este resultado, decidimos que el intercambiador de calor que se usará será el modelo 06024 del fabricante BASCO Type 500.

El área del intercambiador elegido es 11 ft^2 de manera que se tendrá que recalcular la temperatura de salida del fluido frío teniendo en cuenta dicha consideración. Para ello se igualarán las ecuaciones [A.3.1] y [A.3.3] para despejar posteriormente el término T_s .

$$Q = W_m \cdot c_p \cdot \Delta T = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml}$$

$$3.180 \text{ Kg/h} \cdot 4,08 \text{ KJ/Kg}^\circ\text{C} \cdot (T_s - 30) = 6.132,52 \text{ KJ/hm}^2\text{K} \cdot 1,022 \text{ m}^2 \cdot \frac{(452,88 - 303) - (452,88 - T_s)}{\ln \frac{(452,88 - 303)}{(452,88 - T_s)}}$$

$$3.180 \text{ Kg/h} \cdot 4,08 \text{ KJ/Kg}^\circ\text{C} \cdot (T_s - 30) = 6.133,821 \text{ KJ/hm}^2\text{K} \cdot 1,022 \text{ m}^2 \cdot \frac{(179,88 - 30) - (179,88 - T_s)}{\ln \frac{(179,88 - 30)}{(179,88 - T_s)}}$$

Haciendo los cambios necesarios teniendo en cuenta las unidades de todos los términos llegamos a:

Operando resolvemos la ecuación resultante:

$$\ln \left(\frac{179,88 - 30}{179,88 - T_s} \right) = \frac{6.133,821 \cdot 1,022}{3.180 \cdot 4,08} = 0,472$$

$$\frac{179,88 - 30}{179,88 - T_s} = e^{0,472} = 1,603$$

$$T_s = 86,35 \text{ }^\circ\text{C}$$

De manera que la temperatura de salida del fluido frío será finalmente ésta que se ha obtenido.

Anexo 4. Diseño de etapa de evaporación

ESTUDIO DE OPTIMIZACIÓN

La etapa de evaporación es la encargada de aumentar al máximo la concentración en sales de la corriente de agua, sin que lleguen a precipitar en estos equipos ya que la incrustación es perjudicial para su funcionamiento.

A continuación se hará el estudio de diferentes sistemas de evaporación, para poder optimizar el proceso y así determinar las condiciones de operación.

A.4.1 Evaporación Simple

Se parte de los siguientes datos:

$$w_A = 3.180 \text{ kg/h}$$

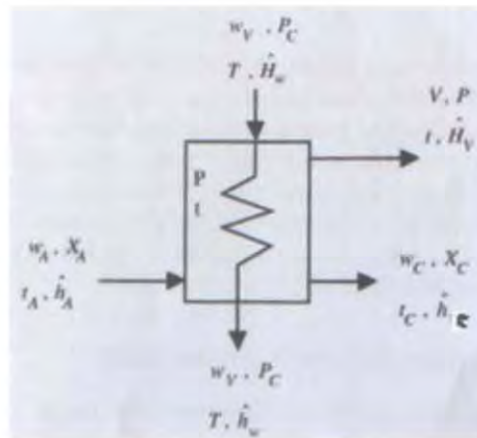
$$X_A = 0,03$$

$$X_C = 0,25$$

$$t_A = 86,35 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$P_C = 3 \text{ atm}$$

$$P = 0,613 \text{ bar}$$



Donde w son los distintos caudales, t son las temperaturas, X las concentraciones, H las entalpías (tanto de vapor, H , como de líquidos, h), P las presiones y V el vapor producido. Los subíndices corresponden a la corriente de alimentación (A), a la corriente de concentrado (C), a la de vapor (V) y a la del agua (W). Con el término P_c nos referiremos a la presión de la cámara de condensación.

La cámara de evaporación se encuentra a la presión de 0,613 bar debido a un vacío de 300 mm Hg que se consigue con una bomba de vacío.

A continuación se realizan los balances necesarios:

- Balances de materia

- o Al Sólido:

$$w_A \cdot X_A = w_C \cdot X_C \quad \text{[A.4.1]}$$

$$3.180 \cdot 0,03 = w_C \cdot 0,25 \quad \rightarrow \quad w_C = 381,6 \text{ Kg/h}$$

De manera que se obtiene el caudal de concentrado.

- o Global:

$$w_A = V + w_C \quad \text{[A.4.2]}$$

$$V = w_A - w_C \quad \rightarrow \quad V = 2.798,4 \text{ Kg/h}$$

- **Balances de energía**

$$w_V \cdot \lambda_W = w_C \cdot \hat{h}_C + V \cdot \hat{H}_V - w_A \cdot \hat{h}_A \quad [\text{A.4.3}]$$

Haciendo uso de esta ecuación se podrá obtener el caudal de vapor de agua saturado que es necesario para llevar a cabo el proceso.

A continuación se calcularán los términos de entalpías de las distintas corrientes para hacer uso de ellos en la ecuación [A.4.3].

Concentrado

La presión a la que se opera en la cámara de evaporación es 0,613 bar como ya se mencionó anteriormente.

$$P = 0,613 \text{ bar} = 0,605 \text{ atm} = 0,625 \text{ Kg/cm}^2$$

Haciendo uso de la Tabla A.9.2 del ANEXO 9 (página 89), interpolamos y obtenemos la temperatura que corresponde a la presión anterior.

$$t = 86,45 \text{ }^\circ\text{C}$$

Con el valor de esta temperatura y usando la gráfica de la **Figura 8.3** (página 69 de la Memoria Descriptiva, que relaciona la T^a de ebullición del agua y de nuestra disolución), obtenemos:

$$t_c = 93,8 \text{ }^\circ\text{C} = 200,84 \text{ }^\circ\text{F}$$

Usando la gráfica de entalpías para NaCl [Gráfica A.9.4]) se obtendrá el valor de:

$$\hat{h}_C = 127,5 \text{ Btu/Pound} = 70,771 \text{ Kcal/Kg}$$

Vapor de agua saturado

A la presión de 3 atmósferas, interpolando con los datos de la Tabla A.9.2 se obtiene el calor latente que la corriente de vapor cede al condensar, así como la temperatura a la que se encuentran el vapor y el condensado.

$$P_C = 3 \text{ atm} = 3,04 \text{ bar}$$

$$\lambda_W = 516,674 \text{ Kcal/Kg}$$

$$T = 133,907^\circ\text{C}$$

Alimentación

Para hallar el valor de la entalpía correspondiente a dicha corriente, se hará uso de la Figura 3.4, en la que los valores que se necesitan son la temperatura de entrada de la corriente, y la concentración en sales de ésta.

$$\left. \begin{array}{l} t_A = 86,35 \text{ }^\circ\text{C} = 187,43 \text{ }^\circ\text{F} \\ X_A = 0,03 \end{array} \right\} \longrightarrow \hat{h}_A = 150,8 \text{ Btu/pound} = 83,757 \text{ Kcal/kg}$$

Vapor generado

El vapor que sale del evaporador es vapor sobrecalentado, por ello la ecuación que permite conocer el valor de la entalpía de esta corriente es la siguiente:

$$\hat{H}_V = h'' + 0,46 (t_c - t) = h'' + 0,46 (93,8 - 86,45)$$

Interpolando en la Tabla A.8, obtenemos el valor de h'' , que sería la entalpía de una corriente de agua, a la que luego se le suma el término para considerar el calentamiento que tiene.

$$P = 0,625 \text{ Kg/cm}^2 \longrightarrow h'' = 633,775 \text{ Kcal/Kg}$$

De manera que:

$$\hat{H}_V = 633,775 + 0,46 (93,8 - 86,45)$$

$$\hat{H}_V = 637,156 \text{ kcal/Kg}$$

Con los cálculos anteriores se obtienen los valores no conocidos que se necesitan en la ecuación [A.4.3], por lo tanto se sustituyen los valores en dicha ecuación y se halla el caudal de vapor que se necesita para la evaporación:

$$W_v = \frac{381,6 \cdot 70,771 + 2.798,4 \cdot 637,156 - 3.180 \cdot 83,757}{516,674}$$

$$w_v = 2.987,718 \text{ Kg/h}$$

Tras obtener este valor se puede calcular la economía del proceso, que como ya se indicó en el capítulo 7, es un dato bastante significativo para poder comparar cada uno de los modos de llevar a cabo esta etapa.

- Economía

$$Economía = \frac{V}{W_v} = \frac{2.798,4}{2.987,718} = 0,937$$

- **Área de intercambio**

En este apartado se calculará el área necesaria que debe tener el evaporador del proceso. La ecuación que permitirá este cálculo es la siguiente:

$$A = \frac{Q}{U \cdot (T - tc)}$$

Haciendo uso de la tabla que nos proporciona los valores de U en función de la temperatura de salida del concentrado, **Figura 7.1.8**, tenemos que para nuestro caso:

$$U (T^a = 200,84^{\circ}F) = 680 \text{ Btu/hft}^2^{\circ}F = 3.173,3 \text{ Kcal/hm}^2^{\circ}C$$

De manera que el área que se necesita será:

$$A = \frac{q}{U \cdot (T - tc)} = A = \frac{Wv \cdot \lambda w}{U \cdot (T - tc)} = \frac{2.987,718 \cdot 516,674}{3.173,3 \cdot (133,907 - 93,8)}$$

$$A = 12,129 \text{ m}^2$$

A.4.2 Evaporación Simple con recompresión del vapor desprendido

Como ya se estudió en el Capítulo 7 del presente Proyecto fin de carrera, una de las formas para el aprovechamiento del vapor que se genera en la evaporación es la recompresión de éste y su vuelta al proceso introduciéndolo en la cámara de condensación. También se señaló que en este tipo de operación, los balances en la cámara de evaporación no se ven afectados.

A continuación se harán los cálculos para este método usando la compresión mecánica.

Caso 1

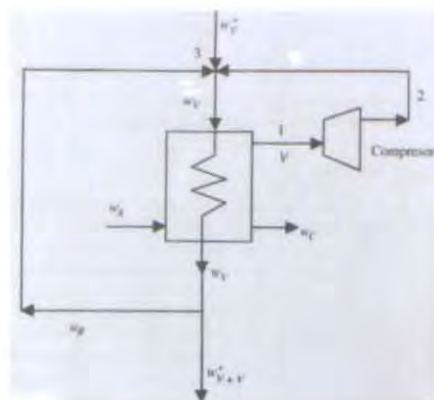
$$Pc = 3 \text{ atm} = 3,04 \text{ bar}$$

$$Tc = 133,907 \text{ }^{\circ}C$$

$$\hat{h}_w = 562,944 \text{ KJ/Kg}$$

$$\hat{H}_w = 2.723,269 \text{ KJ/Kg}$$

$$\lambda_w = 2.162,280 \text{ KJ/Kg} = 516,67 \text{ Kcal/Kg}$$



La temperatura en la cámara de ebullición es de 86,45 °C. Con esta temperatura y la gráfica de Dühring obtenemos la T^e de ebullición del agua pura (t_{e1} = 79°C). Por lo tanto: ΔT_{e1} = 7,45°C.

Usando esta temperatura podemos interpolar en la tabla de propiedades del agua y vapor saturado para hallar los siguientes datos:

$$t_{e1} = 79^{\circ}\text{C}$$

$$P_1 = 0,457 \text{ bar}$$

$$\hat{h}_{V1} = 330,719 \text{ KJ/Kg}$$

$$\hat{H}_{V1} = 2.642,091 \text{ KJ/Kg}$$

$$\lambda_{V1} = 2.311,372 \text{ KJ/Kg}$$

El vapor que abandona la cámara de evaporación es recalentado a una temperatura t₁=86,45, siendo su entalpía:

$$\hat{H}_1 = \hat{H}_{V1} + c_{pV} \cdot \Delta T_{e1} = 2.642,091 + 2,1 \cdot 7,45$$

$$\hat{H}_1 = 2.657,736 \text{ KJ/Kg}$$

La compresión del vapor que sale de la cámara de evaporación es un proceso isentrópico, con Mollier obtenemos las condiciones del punto 2 de salida del vapor del compresor, dicho punto se encuentra en la **Figura 7.1.13** de la memoria descriptiva.

$$P_2 = P_C = 3 \text{ atm}$$

$$t_2 = 285 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\hat{H}_2 = 3.050 \text{ KJ/Kg}$$

El vapor (V) en estas condiciones es recalentado y se une al procedente de la caldera (w_V^{*}) que es saturado a la misma presión, lo que daría una mezcla de vapor recalentado, y para evitar esto, se recircula parte del condensado (w_R) para obtener en el punto 3 un vapor saturado (w_V) que es el que se alimenta a la cámara de condensación del evaporador (**Fig. 7.1.13** de la memoria descriptiva).

Los calores específicos de las corrientes de alimento y concentrado se calculan a sus respectivas concentraciones:

- Alimento: C_A = 3% = 0,03 \longrightarrow cp)_A = 4,080 KJ/(Kg°C)
- Concentrado: C_C = 25% = 0,25 \longrightarrow cp)_C = 3,345 KJ/(Kg°C)

Balances másicos

Como ya se comentó anteriormente, los balances afectarían básicamente a la cámara de condensación, de manera que las corrientes de concentrado y de vapor generado serían similares a cuando operamos con un evaporador simple (calculado en apartado A.4.1 de este mismo Anexo):

- o Al Sólido:

$$w_A \cdot X_A = w_C \cdot X_C \quad \text{[A.4.1]}$$

$$3.180 \cdot 0,03 = w_C \cdot 0,25 \quad \longrightarrow \quad w_C = 381,6 \text{ Kg/h}$$

- o Global:

$$w_A = V + w_C \quad \text{[A.4.2]}$$

$$V = w_A - w_C \quad \longrightarrow \quad V = 2.798,4 \text{ Kg/h}$$

A continuación se realiza el balance entálpico en el evaporador para obtener la cantidad de vapor w_V que entra en la cámara de evaporación.

Para ello usaremos la siguiente expresión:

$$\lambda_W \cdot w_V = V \cdot [\lambda_{V1} + cp]_V \cdot \Delta T_{e1} + w_C \cdot cp)_c \cdot \Delta T_{e1} - w_A \cdot cp)_A \cdot (T_A - t_{e1}) \quad \text{[A.4.4]}$$

$$2.162,28 \cdot w_V = 2.798,4 [2.311,372 + 2,1 \cdot 7,45] + 381,6 \cdot 3,345 \cdot 7,45 - 3.180 \cdot 4,08 \cdot (86,35 - 79)$$

$$w_V = 2.971,896 \text{ Kg/h}$$

Al realizar los correspondientes balances másico y entálpico en el punto 3 (de la **Figura 7.1.13** de la memoria descriptiva) de unión de las corrientes de vapor de caldera (w_V^*), vapor comprimido ($V_2 = V$) y condensado recirculado (w_R) se tiene:

$$\begin{cases} 2.971,896 = w_V^* + w_R + 2798,4 \quad \longrightarrow \quad w_V^* + w_R = 173,496 \\ 2.971,896 \cdot 2.723,269 = w_V^* \cdot 2.723,269 + w_R \cdot 562,944 + 2.798,4 \cdot 3.050 \end{cases}$$

Al tener este sistema de dos ecuaciones con dos incógnitas es posible resolverlo y calcular las corrientes de vapor recirculado y de la caldera que necesitamos introducir en el evaporador junto con el producido en la propia evaporación.

Resolviendo el sistema se llega al siguiente resultado:

$$w_R = 423,234 \text{ Kg/h}$$

Si analizamos el valor obtenido se comprueba que la corriente de vapor saturado que la caldera debe aportar sería negativo, pues la suma de ambos debe ser 173,496Kg/h como se puede comprobar unas líneas más arriba.

Esto quiere decir que en estas condiciones de operación no se obtienen resultados con los que se puedan trabajar, de manera que se hará un estudio de diferentes alternativas y ver si es posible fijarla en alguna de ellas.

A continuación se hará el mismo proceso pero disminuyendo la presión de la cámara de condensación a 2 atm.

Caso 2

$$P_c = 2 \text{ atm} = 2,0265 \text{ bar}$$

$$T_c = 120,612 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\hat{h}_w = 506,324 \text{ KJ/Kg}$$

$$\hat{H}_w = 2.706,835 \text{ KJ/Kg}$$

$$\lambda_w = 2.200,511 \text{ KJ/Kg}$$

El resto del procedimiento es similar al caso anterior de 3 atm. Sin embargo los resultados tras usar el diagrama de Mollier serían los siguientes:

$$P_2 = P_c = 2 \text{ atm}$$

$$t_2 = 235 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\hat{H}_2 = 2.945 \text{ KJ/Kg}$$

Con los valores obtenidos ya se puede resolver la ecuación [A.4.4], quedando:

$$2.200,511 \cdot w_v = 6.511.924,373 + 9.509,567 - 95.361,84$$

$$w_v = 2.920,263 \text{ Kg/h}$$

Una vez que se ha calculado el caudal de vapor, se procede a resolver el sistema de dos ecuaciones con dos incógnitas, siendo éstas de nuevo el caudal recirculado y el caudal que debe entrar de la caldera.

$$\begin{cases} 2.920,263 = w_v^* + w_R + 2798,4 & \longrightarrow w_v^* + w_R = 121,863 \\ 2.920,263 \cdot 2.706,835 = w_v^* \cdot 2.706,835 + w_R \cdot 506,324 + 2.798,4 \cdot 2.945 \end{cases}$$

Resolviendo el sistema se llega al siguiente resultado:

$$w_R = 302,875 \text{ Kg/h}$$

Teniendo en cuenta que la suma de ambos caudales debe ser menor que el resultado del caudal recirculado, volvemos a comprobar que en estas condiciones tampoco es posible trabajar.

Ahora se hará el mismo proceso pero disminuyendo la presión de la cámara de condensación a 1 atm.

$$P = 0,613 \text{ bar}$$

Caso 3

$$P_c = 1 \text{ atm} = 1,01325 \text{ bar}$$

$$T_c = 99,632 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\hat{h}_w = 417,51 \text{ KJ/Kg}$$

$$\hat{H}_w = 2.675,4 \text{ KJ/Kg}$$

$$\lambda_w = 2.257,89 \text{ KJ/Kg}$$

El resto del procedimiento es similar a los casos anteriores. Sin embargo los resultados tras usar el diagrama de Mollier serían los siguientes:

$$P_2 = P_c = 1 \text{ atm}$$

$$t_2 = 157 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\hat{H}_2 = 2.800 \text{ KJ/Kg}$$

Con los valores obtenidos ya se puede resolver la ecuación [A.4.4], quedando:

$$2.257,89 \cdot w_v = 6.511.924,373 + 9.509,567 - 95.361,84$$

$$w_v = 2.846,052 \text{ Kg/h}$$

Una vez que se ha calculado el caudal de vapor, se procede a resolver el sistema de dos ecuaciones con dos incógnitas, siendo éstas de nuevo el caudal recirculado y el caudal que debe entrar de la caldera.

$$\begin{cases} 2.846,052 = w_v^* + w_R + 2798,4 & \longrightarrow w_v^* + w_R = 47,652 \\ 2.846,052 \cdot 2.675,4 = w_v^* \cdot 2.675,4 + w_R \cdot 417,51 + 2.798,4 \cdot 2.800 \end{cases}$$

Resolviendo el sistema se llega al siguiente resultado:

$$w_R = 154,428 \text{ Kg/h}$$

Teniendo en cuenta que la suma de ambos caudales debe ser menor que el resultado del caudal recirculado, volvemos a comprobar que en estas condiciones tampoco es posible trabajar.

A continuación se volverán a hacer los cálculos pero a una temperatura de ebullición de la disolución de 45,5 °C, por ser la menor temperatura a la que se tienen datos en la gráfica del aumento ebulloscópico para nuestro caso (**Figura 8.3.2**).

Las presiones de la cámara de condensación volverán a ser 3, 2 y 1 atmósferas, en este orden, exactamente igual que se hizo para la temperatura anterior, pero esta vez a 45,5°C, por ser la temperatura más pequeña de la que disponemos en la gráfica de la **Figura 8.3.2**, para poder analizar los resultados.

Caso 4

$$P_c = 3 \text{ atm} = 3,04 \text{ bar}$$

$$T_c = 133,907 \text{ °C}$$

$$\hat{h}_w = 562,944 \text{ KJ/Kg}$$

$$\hat{H}_w = 2.723,269 \text{ KJ/Kg}$$

$$\lambda_w = 2.162,280 \text{ KJ/Kg} = 516,67 \text{ Kcal/Kg}$$

Haciendo uso de la gráfica de Dühring:

$$t_1 = 45,5 \text{ °C} // t_{e1} = 40 \text{ °C} // \Delta t = 5,5 \text{ °C}$$

$$t_{e1} = 40 \text{ °C}$$

$$P_1 = 0,074 \text{ bar}$$

$$\hat{h}_{v1} = 167,454 \text{ KJ/Kg}$$

$$\hat{H}_{v1} = 2.574,356 \text{ KJ/Kg}$$

$$\lambda_{v1} = 2.406,902 \text{ KJ/Kg}$$

El vapor que abandona la cámara de evaporación es recalentado a una T^a de 45,5 °C, siendo su entalpía:

$$\hat{H}_1 = \hat{H}_{v1} + c_{pV} \cdot \Delta T_{e1} = 2.574,356 + 2,1 \cdot 5,5$$

$$\hat{H}_1 = 2.585,906 \text{ KJ/Kg}$$

Ahora con la presión de 0,074 bar y la entalpía de 2.585,906 KJ/Kg se busca el punto en Mollier y subimos a la presión de 3 atm. Siendo los resultados obtenidos:

$$P_2 = P_c = 3 \text{ atm}$$

$$t_2 = 488 \text{ °C}$$

$$\hat{H}_2 = 3.470 \text{ KJ/Kg}$$

Con los valores obtenidos ya se puede resolver la ecuación [A.4.4], quedando:

$$2.162,28 \cdot w_V = 2.798,4 [2.406,902 + 2,1 \cdot 5,5] + 381,6 \cdot 3,345 \cdot 5,5 - 3.180 \cdot 4,08 \cdot (86,35 - 40)$$

$$w_V = 2.855,066 \text{ Kg/h}$$

Al realizar los correspondientes balances másico y entálpico en el punto 3 (de la **Figura 7.1.13** de la memoria descriptiva) de unión de las corrientes de vapor de caldera (w_V^*), vapor comprimido ($V_2 = V$) y condensado recirculado (w_R) se tiene:

$$\begin{cases} 2.855,066 = w_V^* + w_R + 2798,4 \longrightarrow w_V^* + w_R = 56,666 \\ 2.855,666 \cdot 2.723,269 = w_V^* \cdot 2.723,269 + w_R \cdot 562,944 + 2.798,4 \cdot 3.470 \end{cases}$$

Haciendo los cálculos de la segunda ecuación quedaría:

$$7.775.112,731 = w_V^* \cdot 2.723,269 + w_R \cdot 562,944 + 9.710.448$$

Atendiendo al sistema, se aprecia que alguno de los términos debe ser negativo para que se cumpla la igualdad, de manera que con estos datos de operación no es posible realizar el proceso.

Caso 5

$$P_c = 2 \text{ atm} = 2,0265 \text{ bar}$$

$$T_c = 120,612 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\hat{h}_W = 506,324 \text{ KJ/Kg}$$

$$\hat{H}_W = 2.706,835 \text{ KJ/Kg}$$

$$\lambda_W = 2.200,511 \text{ KJ/Kg}$$

El resto del procedimiento es similar al caso anterior de 3 atm. Sin embargo los resultados tras usar el diagrama de Mollier serían los siguientes:

$$P_2 = P_c = 2 \text{ atm}$$

$$t_2 = 425 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\hat{H}_2 = 3.330 \text{ KJ/Kg}$$

Con los valores obtenidos ya se puede resolver la ecuación [A.4.4], quedando:

$$2.200,511 \cdot w_V = 2.798,4 [2.406,902 + 2,1 \cdot 5,5] + 381,6 \cdot 3,345 \cdot 5,5 - 3.180 \cdot 4,08 \cdot (86,35 - 40)$$

$$w_V = 2.805,463 \text{ Kg/h}$$

Una vez que se ha calculado el caudal de vapor, se procede a resolver el sistema de dos ecuaciones con dos incógnitas, siendo éstas de nuevo el caudal recirculado y el caudal que debe entrar de la caldera.

$$\begin{cases} 2.805,463 = w_v^* + w_R + 2798,4 \longrightarrow w_v^* + w_R = 7,063 \\ 2.805,463 \cdot 2.706,835 = w_v^* \cdot 2.706,835 + w_R \cdot 506,324 + 2.798,4 \cdot 3.330 \end{cases}$$

Haciendo los cálculos de la segunda ecuación quedaría:

$$7.593.925,44 = w_v^* \cdot 2.706,835 + w_R \cdot 506,324 + 9.318.672$$

Atendiendo al sistema, se aprecia que alguno de los términos deben ser negativos para que se cumpla la igualdad, de manera que con estos datos de operación no es posible realizar el proceso.

Caso 6

$$P_c = 1 \text{ atm} = 1,01325 \text{ bar}$$

$$T_c = 99,632 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\hat{h}_w = 417,51 \text{ KJ/Kg}$$

$$\hat{H}_w = 2.675,4 \text{ KJ/Kg}$$

$$\lambda_w = 2.257,89 \text{ KJ/Kg}$$

El resto del procedimiento es similar al caso anterior de 3 atm. Sin embargo los resultados tras usar el diagrama de Mollier serían los siguientes:

$$P_2 = P_c = 1 \text{ atm}$$

$$t_2 = 320 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\hat{H}_2 = 3.120 \text{ KJ/Kg}$$

Con los valores obtenidos ya se puede resolver la ecuación **[A.4.4]**, quedando:

$$2.257,89 \cdot w_v = 2.798,4 [2.406,902 + 2,1 \cdot 5,5] + 381,6 \cdot 3,345 \cdot 5,5 - 3.180 \cdot 4,08 \cdot (86,35 - 40)$$

$$w_v = 2.734,169 \text{ Kg/h}$$

Una vez que se ha calculado el caudal de vapor, se procede a resolver el sistema de dos ecuaciones con dos incógnitas, siendo éstas de nuevo el caudal recirculado y el caudal que debe entrar de la caldera.

$$2.734,169 = w_v^* + w_R + 2798,4 \longrightarrow w_v^* + w_R = -64,231 \text{ Kg/h}$$

En este caso no es necesario continuar con la segunda ecuación del sistema, puesto que se aprecia que el resultado de la suma de ambos caudales es negativo. La imposibilidad de tener un caudal negativo hace que en esta ocasión tampoco sea posible operar en nuestra planta con los datos del caso sexto.

Caso 7

$$P_c = 3 \text{ atm} = 3,04 \text{ bar}$$

$$T_c = 133,907 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\hat{h}_w = 562,944 \text{ KJ/Kg}$$

$$\hat{H}_w = 2.723,269 \text{ KJ/Kg}$$

$$\lambda_w = 2.162,280 \text{ KJ/Kg} = 516,67 \text{ Kcal/Kg}$$

Haciendo uso de la gráfica de Dühring:

$$t_1 = 105,25 \text{ }^\circ\text{C} \quad // \quad t_{e1} = 96,713 \text{ }^\circ\text{C} \quad // \quad \Delta t = 8,537^\circ\text{C}$$

$$t_{e1} = 96,713 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$P_1 = 0,9 \text{ bar}$$

$$\hat{h}_{v1} = 405,21 \text{ KJ/Kg}$$

$$\hat{H}_{v1} = 2.670,9 \text{ KJ/Kg}$$

$$\lambda_{v1} = 2.265,69 \text{ KJ/Kg}$$

El vapor que abandona la cámara de evaporación es recalentado a una T^a de 105,25 $^\circ\text{C}$, siendo su entalpía:

$$\hat{H}_1 = \hat{H}_{v1} + c_{pV} \cdot \Delta T_{e1} = 2.670,9 + 2,1 \cdot 8,537$$

$$\hat{H}_1 = 2.688,828 \text{ KJ/Kg}$$

Ahora con la presión de 0,074 bar y la entalpía de 2.585,906 KJ/Kg se busca el punto en Mollier y subimos a la presión de 3 atm. Siendo los resultados obtenidos:

$$P_2 = P_c = 3 \text{ atm}$$

$$t_2 = 225 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\hat{H}_2 = 2.940 \text{ KJ/Kg}$$

Con los valores obtenidos ya se puede resolver la ecuación **[A.4.4]**, quedando:

$$2.162,28 \cdot w_v = 2.798,4[2.265,69 + 2,1 \cdot 8,537] + 381,6 \cdot 3,345 \cdot 8,537 - 3.180 \cdot 4,08 \cdot (86,35 - 96,71)$$

$$w_v = 2.898,292 \text{ Kg/h}$$

Al realizar los correspondientes balances másico y entálpico en el punto 3 (de la **Figura 7.1.13** de la memoria descriptiva) de unión de las corrientes de vapor de caldera (w_v^*), vapor comprimido ($V_2 = V$) y condensado recirculado (w_R) se tiene:

$$\begin{cases} 2.898,292 = w_v^* + w_R + 2798,4 & \longrightarrow & w_v^* + w_R = 99,892 \\ 2.898,292 \cdot 2.723,269 = w_v^* \cdot 2.723,269 + w_R \cdot 562,944 + 2.798,4 \cdot 2.940 \end{cases}$$

Haciendo los cálculos de la segunda ecuación quedaría:

$$7.892.828,757 = w_v^* \cdot 2.723,269 + w_R \cdot 562,944 + 8.227.296$$

Atendiendo al sistema, se aprecia que alguno de los términos debe ser negativo para que se cumpla la igualdad, de manera que con estos datos de operación no es posible realizar el proceso.

Caso 8

$$P_c = 2 \text{ atm} = 2,0265 \text{ bar}$$

$$T_c = 120,612 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\hat{h}_w = 506,324 \text{ KJ/Kg}$$

$$\hat{H}_w = 2.706,835 \text{ KJ/Kg}$$

$$\lambda_w = 2.200,511 \text{ KJ/Kg}$$

El resto del procedimiento es similar al caso anterior de 3 atm. Sin embargo los resultados tras usar el diagrama de Mollier serían los siguientes:

$$P_2 = P_c = 2 \text{ atm}$$

$$t_2 = 177 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\hat{H}_2 = 2.840 \text{ KJ/Kg}$$

Con los valores obtenidos ya se puede resolver la ecuación **[A.4.4]**, quedando:

$$2.200,511 \cdot w_v = 2.798,4[2.265,69 + 2,1 \cdot 8,54] + 381,6 \cdot 3,345 \cdot 8,54 - 3.180 \cdot 4,08 \cdot (86,35 - 96,71)$$

$$w_v = 2.930,140 \text{ Kg/h}$$

Una vez que se ha calculado el caudal de vapor, se procede a resolver el sistema de dos ecuaciones con dos incógnitas, siendo éstas de nuevo el caudal recirculado y el caudal que debe entrar de la caldera.

$$\begin{cases} 2.930,140 = w_v^* + w_R + 2798,4 \longrightarrow w_v^* + w_R = 131,74 \\ 2.930,140 \cdot 2.706,835 = w_v^* \cdot 2.706,835 + w_R \cdot 506,324 + 2.798,4 \cdot 2.840 \end{cases}$$

Haciendo los cálculos de la segunda ecuación quedaría:

$$7.931.405,51 = w_v^* \cdot 2.706,835 + w_R \cdot 506,324 + 7.947.456$$

Atendiendo al sistema, se aprecia que alguno de los términos debe ser negativo para que se cumpla la igualdad, de manera que con estos datos de operación tampoco es posible realizar el proceso.

Caso 9

$$P_c = 1 \text{ atm} = 1,01325 \text{ bar}$$

$$T_c = 99,632 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\hat{h}_w = 417,51 \text{ KJ/Kg}$$

$$\hat{H}_w = 2.675,4 \text{ KJ/Kg}$$

$$\lambda_w = 2.257,89 \text{ KJ/Kg}$$

El resto del procedimiento es similar a los casos anteriores. Sin embargo los resultados tras usar el diagrama de Mollier serían los siguientes:

$$P_2 = P_c = 1 \text{ atm}$$

$$t_2 = 110 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\hat{H}_2 = 2.710 \text{ KJ/Kg}$$

Con los valores obtenidos ya se puede resolver la ecuación [A.4.4], quedando:

$$2.257,89 \cdot w_v = 2.798,4 [2.265,69 + 2,1 \cdot 8,54] + 381,6 \cdot 3,345 \cdot 8,54 - 3.180 \cdot 4,08 \cdot (86,35 - 96,71)$$

$$w_v = 2.831,661 \text{ Kg/h}$$

Una vez que se ha calculado el caudal de vapor, se procede a resolver el sistema de dos ecuaciones con dos incógnitas, siendo éstas de nuevo el caudal recirculado y el caudal que debe entrar de la caldera.

$$2.831,661 = w_v^* + w_R + 2.798,4 \longrightarrow w_v^* + w_R = 33,261 \text{ Kg/h}$$

$$2.831,661 \cdot 2.675,4 = w_v^* \cdot 2.675,4 + w_R \cdot 417,51 + 2.798,4 \cdot 2.710$$

Haciendo los cálculos de la segunda ecuación quedaría:

$$7.575.825,84 = w_v^* \cdot 2.675,4 + w_R \cdot 417,51 + 7.583.664$$

Atendiendo al sistema, se aprecia que alguno de los términos debe ser negativo para que se cumpla la igualdad, de manera que con estos datos de operación tampoco es posible realizar el proceso.

Tras haber hecho el sistema de recompresión para todos los casos posibles, se comprueba que no se obtienen datos coherentes para llevarlos a cabo en nuestra planta. Las condiciones que se tienen en el proceso no se ajustan a este tipo de operación.

A.4.3 Evaporación múltiple (2 Efectos)

En este caso se realizará la operación con dos evaporadores, siendo el vapor generado en el primero el medio calefactor de la segunda unidad.

Se parte de los siguientes datos:

$$w_A = 3.180 \text{ kg/h}$$

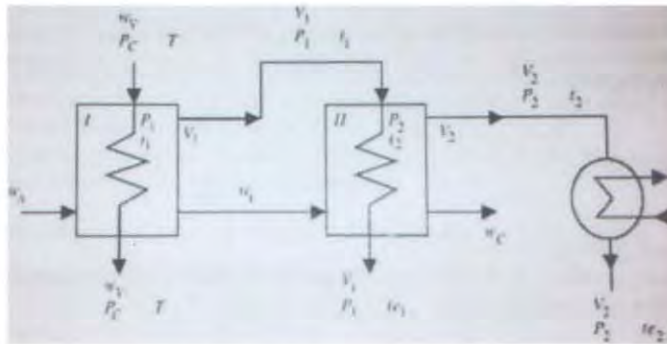
$$X_A = 0,03$$

$$X_C = 0,25$$

$$t_A = 86,35 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$P_C = 3 \text{ atm}$$

$$P_2 = 0,08 \text{ bar}$$



En el segundo efecto se hará un vacío de 700 mmHg, por lo tanto la presión será de 0,08 bar.

La nomenclatura será la misma que en los casos de evaporación simple y con recompresión.

En este caso no disponemos de todos los datos del proceso, solamente los relativos a la cámara de condensación del primer evaporador y los pertenecientes a la cámara de ebullición del segundo. Por tanto, si se opera:

Primer efecto. Características del vapor de agua saturado

A la presión de 3 atmósferas, interpolando con los datos de la Tabla A.9.2 se obtiene el calor latente que la corriente de vapor cede al condensar, así como la temperatura a la que se encuentran el vapor y el condensado.

$$P_C = 3 \text{ atm} = 3,04 \text{ bar}$$

$$\lambda_w = 516,674 \text{ Kcal/Kg}$$

$$T = 133,907^\circ\text{C}$$

Segundo efecto. Características de la cámara de evaporación

Usando la misma tabla que en el caso anterior, se obtiene:

$$P_2 = 0,08 \text{ bar}$$

$$t_{e2} = 314,65 \text{ K} = 41,65 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\hat{h}_{V2} = 173,587 \text{ KJ/Kg}$$

$$\hat{H}_{V2} = 2.577 \text{ KJ/Kg}$$

$$\lambda_{V2} = 2.402,829 \text{ KJ/Kg}$$

El balance de materia al componente y el global serían:

- o Al Sólido:

$$w_A \cdot X_A = w_C \cdot X_C \quad \text{[A.4.1]}$$

$$3.180 \cdot 0,03 = w_C \cdot 0,25 \quad \longrightarrow \quad w_C = 381,6 \text{ Kg/h}$$

De manera que se obtiene el caudal de concentrado.

- o Global:

$$w_A = V_1 + V_2 + w_C \quad \text{[A.4.5]}$$

$$V_1 + V_2 = w_A - w_C \quad \longrightarrow \quad V_1 + V_2 = 2.798,4 \text{ Kg/h}$$

Inicialmente se supondrá que los caudales de vapor generados en cada efecto son similares, de manera que:

$$V_1 = V_2 = 1.399,2 \text{ Kg/h}$$

Por tanto:

$$w_1 = w_A - V_1 \quad \text{[A.4.6]}$$

$$w_1 = 3.180 - 1.399,2 = 1.780,8 \text{ Kg/h}$$

Conocido este dato y sabiendo que:

$$w_A \cdot X_A = w_1 \cdot X_1 = w_C \cdot X_C = 95,4$$

$$w_1 \cdot X_1 = 95,4 \quad \longrightarrow \quad X_1 = 95,4/1.780,8$$

$$X_1 = 0,053$$

A continuación se debe obtener el valor de t_1 y para ello es necesario conocer P_1 , por tanto se estimará este valor y se tomará que $P_1 = 0,45 \text{ bar}$.

Haciendo uso de la Tabla A.9.2 se obtiene que a la presión de 0,45 bar corresponde una temperatura de 78,615 °C. Y con este valor y usando la gráfica de Dühring (Gráfica A.9.5 del ANEXO 9 también) obtenemos que t_1 es 80 °C, es decir:

$$\begin{array}{c} t_{e1} = 78,615 \text{ }^\circ\text{C} \\ \downarrow \text{ Dühring (X = 0,053)} \\ t_1 = 80,00 \text{ }^\circ\text{C} \end{array}$$

Por lo tanto, $\Delta T_{e1} = 1,385$.

Usando la tabla indicada anteriormente, obtenemos el valor del calor latente de esta corriente a esa temperatura:

$$\lambda_{V1} (78,615) = 2.312,345 \text{ KJ/Kg}$$

Por otro lado:

$$\begin{array}{c} t_{e2} = 41,65 \text{ }^\circ\text{C} \\ \downarrow \text{ Dühring (X = 0,25)} \\ t_2 = 46,7 \text{ }^\circ\text{C} \end{array}$$

Por lo tanto, $\Delta T_{e2} = 5,05$

Con todos los valores ya conocidos se pueden aplicar los balances entálpicos a los dos efectos:

Primer efecto

$$\lambda_W \cdot w_V = [\lambda_{V1} + c_{p_{H_2O}} \cdot \Delta T_{e1}] \cdot V_1 + w_1 \cdot c_{p1} \cdot (t_1 - t_{e1}) - w_A \cdot (t_A - t_{e1}) \quad \text{[A.4.7]}$$

Segundo Efecto

$$[\lambda_{V1} + c_{p_{H_2O}} \cdot \Delta T_{e1}] \cdot V_1 = [\lambda_{V2} + c_{p_{H_2O}} \cdot \Delta T_{e2}] \cdot V_2 + w_C \cdot c_{p_c} \cdot (t_2 - t_{e2}) - w_1 \cdot c_{p1} \cdot (t_1 - t_{e2}) \quad \text{[A.4.8]}$$

Entonces, haciendo uso de las ecuaciones [A.4.5], [A.4.6], [A.4.7] y [A.4.8] se tiene un sistema de cuatro ecuaciones con cuatro incógnitas:

- 1) $2.162,288 \cdot w_V = [2.312,345 + 2,1 \cdot 1,385] V_1 + w_1 \cdot 5,54 - 3.180 \cdot (86,35 - 78,615)$
- 2) $[2.312,345 + 2,1 \cdot 1,385] V_1 = [2.402,829 + 2,1 \cdot 5,05] \cdot V_2 + 381,6 \cdot 3,345 \cdot (46,7 - 41,65) - w_1 \cdot 4 \cdot (80 - 41,65)$
- 3) $w_1 = 3.180 - V_1$
- 4) $V_2 = 2.798,4 - V_1$

Resolviendo el sistema se obtienen los siguientes resultados:

$$\begin{array}{l} V_1 = 1.370,928 \text{ Kg/h} \\ V_2 = 1.427,472 \text{ Kg/h} \\ w_1 = 1.809,072 \text{ Kg/h} \\ w_V = 1.461,170 \text{ Kg/h} \end{array}$$

El último paso sería calcular las áreas de intercambio que se necesitan en cada evaporador, y para ello se usa la siguiente expresión que iguala el calor que cede el vapor en juego con el que se requiere en el equipo para llevar a cabo el proceso.

Primer Efecto

$$w_v \cdot (\lambda_w/3.600) = U_1 \cdot A_1 \cdot (T - t_1) \quad \text{[A.4.9]}$$

Donde el término U_1 corresponde al coeficiente global de transferencia de calor cuyo valor se toma de la **Figura 7.1.8**.

$$U_1 (80^\circ\text{C} = 176^\circ\text{F}) = 560 \text{ Btu/ft}^2\text{h}^\circ\text{F} = 3.179,68 \text{ W/m}^2\text{}^\circ\text{C} = 3,180 \text{ Kw/m}^2\text{}^\circ\text{C}$$

Por lo tanto la ecuación anterior quedaría:

$$1.461,170 \cdot (2.162,288/3.600) = 3,180 \cdot A_1 \cdot (133,907 - 80)$$

$$A_1 = 5,120 \text{ m}^2$$

Segundo Efecto

$$V_1 \cdot (\lambda_1/3.600) = U_2 \cdot A_2 \cdot (t_{e1} - t_2)$$

Donde el término U_2 corresponde al coeficiente global de transferencia de calor cuyo valor se toma igual que en el caso anterior de la **Figura 7.1.8**.

$$U_2 (106,97^\circ\text{C} = 107^\circ\text{F}) = 320 \text{ Btu/ft}^2\text{h}^\circ\text{F} = 1.816,96 \text{ W/m}^2\text{}^\circ\text{C} = 1,817 \text{ Kw/m}^2\text{}^\circ\text{C}$$

Por lo tanto la ecuación anterior quedaría:

$$1.370,928 \cdot (2.312,345/3.600) = 1,817 \cdot A_2 \cdot (78,615 - 46,7)$$

$$A_2 = 15,185 \text{ m}^2$$

Por tanto el valor del área media sería:

$$A_m = 10,153 \text{ m}^2$$

Viendo los valores de las áreas que se han obtenido, se comprueba que la diferencia entre ambos es muy amplia, por lo tanto no damos por válidos los resultados y debemos reiniciar el proceso de cálculo.

En primer lugar usando los valores obtenidos de A_1 , A_2 y A_m calculamos unas nuevas temperaturas:

$$\text{➤ } t_{e1 \text{ nueva}} - t_2 = (t_{e1 \text{ nueva}} - t_2) \cdot (A_2/A_m)$$

$$t_{e1 \text{ nueva}} - 46,7 = (78,615 - 46,7) \cdot (15,185/10,153) \quad \longrightarrow \quad t_{e1 \text{ nueva}} = 94,433^\circ\text{C}$$

$$\text{➤ } T - t_{1 \text{ nueva}} = (T - t_1) \cdot (A_1/A_m)$$

$$133,907 - t_{1 \text{ nueva}} = (133,907 - 80) \cdot (5,120/10,153) \quad \longrightarrow \quad t_{1 \text{ nueva}} = 106,722^\circ\text{C}$$

Ahora obtenemos t_{e1} mediante la siguiente ecuación:

$$t_{e1} = t_{1 \text{ nueva}} - \Delta t_1 = 106,722 - 1,385 \\ t_{e1} = 105,337^\circ\text{C}$$

Finalmente se debe tomar la media entre $t_{e1 \text{ nueva}}$ y t_{e1} . Por lo tanto los nuevos valores de temperaturas serán:

$$t_{e1} = 99,885 \text{ }^\circ\text{C} \quad // \quad t_1 = 101,27 \text{ }^\circ\text{C}$$

Usando la Tabla A.13.1, se pueden obtener la presión y calor latente correspondientes:

$$P_1 = 1,011 \text{ bar}$$

$$\lambda_1 = 2.257,209 \text{ KJ/Kg}$$

Con estos nuevos datos y las ecuaciones [A.4.5], [A.4.6], [A.4.7] y [A.4.8] llegamos a otro sistema de 4 ecuaciones con 4 incógnitas, que una vez resuelto daría los siguientes resultados:

$$V_1 = 1.353,266 \text{ Kg/h}$$

$$V_2 = 1.445,134 \text{ Kg/h}$$

$$w_1 = 1.826,734 \text{ Kg/h}$$

$$w_v = 1.439,078 \text{ Kg/h}$$

Y volviendo a usar la ecuación [A.4.9]:

Primer Efecto

$$w_v \cdot (\lambda_w/3.600) = U_1 \cdot A_1 \cdot (T - t_1)$$

Donde el término U_1 corresponde al coeficiente global de transferencia de calor cuyo valor se toma de la **Figura 7.1.8**.

$$U_1 (101,27^\circ\text{C} = 214,286^\circ\text{F}) = 720 \text{ Btu/ft}^2\text{h}^\circ\text{F} = 4,088 \text{ Kw/m}^2\text{ }^\circ\text{C}$$

Por lo tanto la ecuación anterior quedaría:

$$1.439,078 \cdot (2.162,288/3.600) = 4,088 \cdot A_1 \cdot (133,907 - 101,27)$$

$$A_1 = 6,48 \text{ m}^2$$

Segundo Efecto

$$V_1 \cdot (\lambda_1/3.600) = U_2 \cdot A_2 \cdot (t_{e1} - t_2)$$

Donde el término U_2 corresponde al coeficiente global de transferencia de calor cuyo valor se toma igual que en el caso anterior de la **Figura 7.1.8**.

$$U_2 (106,97^\circ\text{C} = 107^\circ\text{F}) = 320 \text{ Btu/ft}^2\text{h}^\circ\text{F} = 1.816,96 \text{ W/m}^2\text{eC} = 1,817 \text{ Kw/m}^2\text{eC}$$

Por lo tanto la ecuación anterior quedaría:

$$1.353,266 \cdot (2.257,209/3.600) = 1,817 \cdot A_2 \cdot (99,885 - 46,7)$$

$$A_2 = 8,78 \text{ m}^2$$

Por tanto el valor del área media sería:

$$A_m = 7,63 \text{ m}^2$$

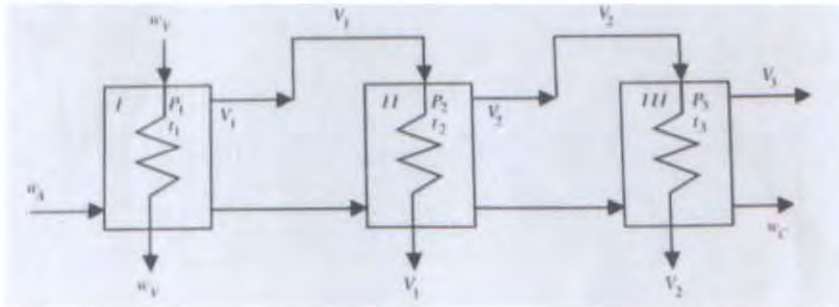
El valor medio no difiere demasiado de cada una de las áreas, de manera que damos por válido el resultado y las condiciones de operación que se han obtenido. En resumen:

- $w_v = 1.439,078 \text{ Kg/h}$
- Economía: $(V_1 + V_2)/w_v$ // Economía: 1,944
- Primer Efecto: $P_c = 3,04 \text{ bar}$ $T = 133,907 \text{ eC}$
 $P_1 = 1,011 \text{ bar}$ $t_1 = 101,27 \text{ eC}$
- Segundo Efecto: $P_1 = 1,011 \text{ bar}$ $T = 99,885 \text{ eC}$
 $P_2 = 0,08 \text{ bar}$ $t_2 = 46,7 \text{ eC}$

A.4.4 Evaporación múltiple (3 Efectos)

En este caso el funcionamiento del proceso sería el mismo que en el apartado anterior, salvo que el vapor generado en el segundo evaporador será conducido al tercero, para de esta forma, poder aprovechar el calor de dicha corriente.

El esquema sería el siguiente:



Se parte de los siguientes datos:

$$w_A = 3.180 \text{ kg/h}$$

$$X_A = 0,03$$

$$X_C = 0,25$$

$$t_A = 86,35 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$P_C = 3 \text{ atm}$$

$$P_3 = 0,08 \text{ bar}$$

En el tercer efecto se hará un vacío de 700 mmHg, por lo tanto la presión será de 0,08 bar.

La nomenclatura será la misma que en los sistemas estudiados anteriormente.

En este caso no disponemos de todos los datos del proceso, solamente los relativos a la cámara de condensación del primer evaporador y los pertenecientes a la cámara de ebullición del último. Por tanto, si se opera:

En primer lugar se interpolan las presiones de las que disponemos para calcular sus respectivas temperaturas.

- Presión de 3 atm. La temperatura de saturación es de 133,907
- Presión de 0,08 bar. La temperatura de saturación del efecto 3 es de 41,65

A continuación se deben hacer el balance total y al sólido, para calcular la cantidad de producto concentrado y el caudal másico de vapor.

- o Al Sólido:

$$w_A \cdot X_A = V_1 \cdot X_{V1} + V_2 \cdot X_{V2} + V_3 \cdot X_{V3} + w_C \cdot X_C \quad [\text{A.4.10}]$$

Debido a que la fracción de sólidos en el vapor es igual a 0, la ecuación anterior se reduce a:

$$3.180 \cdot 0,03 = w_C \cdot 0,25 \quad \longrightarrow \quad w_C = 381,6 \text{ Kg/h}$$

De manera que se obtiene el caudal de concentrado.

- o Global:

$$w_A = V_1 + V_2 + V_3 + w_C \quad [\text{A.4.11}]$$

Con los valores de w_A y w_C se puede calcular el total vaporizado:

$$V_1 + V_2 + V_3 = w_A - w_C \quad \longrightarrow \quad V_1 + V_2 + V_3 = 2.798,4 \text{ Kg/h}$$

Inicialmente se supondrá que los caudales de vapor generados en cada efecto son similares, de manera que:

$$V_1 = V_2 = V_3 = 932,8 \text{ Kg/h}$$

- Efecto 1. $w_A = w_1 + V_1 \quad \longrightarrow \quad w_1 = w_A - V_1 \quad \longrightarrow \quad w_1 = 2.247,2 \text{ Kg/h}$
- Efecto 2. $w_1 = w_2 + V_2 \quad \longrightarrow \quad w_2 = w_1 - V_2 \quad \longrightarrow \quad w_2 = 1.314,4 \text{ Kg/h}$
- Efecto 3. $w_2 = w_c + V_3 \quad \longrightarrow \quad w_c = w_2 - V_3 \quad \longrightarrow \quad w_c = 381,6 \text{ Kg/h}$

A continuación se realizará el balance de sólidos en cada efecto:

- Efecto 1. $w_A \cdot X_A = w_1 \cdot X_1 \quad \longrightarrow \quad 3.180 \cdot 0,03 = 2.247 \cdot X_1 \quad \longrightarrow \quad X_1 = 0,042$
- Efecto 2. $w_1 \cdot X_1 = w_2 \cdot X_2 \quad \longrightarrow \quad 2.247,2 \cdot 0,042 = 1.314,4 \cdot X_2 \quad \longrightarrow \quad X_2 = 0,072$
- Efecto 3. $w_2 \cdot X_2 = w_c \cdot X_c \quad \longrightarrow \quad 1.314,4 \cdot 0,072 = 381,6 \cdot X_c \quad \longrightarrow \quad X_c = 0,25$

El cálculo del aumento del punto de ebullición debe de obtenerse con la siguiente expresión, ya que al ser muy pequeños los relativos a los dos primeros efectos, no sería posible hallarlos de otra forma. Posteriormente se obtendrá la caída de temperatura.

$$\text{EPE } (^\circ\text{C}) = 1,78 + 6,22X^2 \quad [\text{A.4.12}]$$

- Efecto 1: 0,086
 - Efecto 2: 0,160
 - Efecto 3: 0,834
- } $\Sigma\text{EPE} = 1,08$

$$\Sigma\Delta T = T - t_{\text{saturación Ef. 3}} - (\Sigma\text{EPE}) = 133,907 - 41,65 - 1,08$$

$$\Sigma\Delta T = 91,177 \text{ }^\circ\text{C}$$

A continuación se calcularán los valores de ΔT_1 y ΔT_2 .

Para ello se necesitan los coeficientes globales de transmisión de calor de cada evaporador, de manera que usando la **Figura 7.1.8** obtenemos el valor del tercero, y partir de ahí se va aumentando progresivamente cada uno de los anteriores. Por tanto:

$$U_1 = 3.000 \text{ W/m}^2\text{K} \quad // \quad U_2 = 2.400 \text{ W/m}^2\text{K} \quad // \quad U_3 = 1.816 \text{ W/m}^2\text{K}$$

Haciendo uso de la expresión:

$$\Delta T_n = \Sigma \Delta T \cdot \frac{1}{\frac{1}{U_1} + \frac{1}{U_2} + \frac{1}{U_3}} \quad \text{[A.4.13]}$$

Se obtienen los siguientes valores:

$$\Delta T_1: 23,367 \text{ }^\circ\text{C} \quad // \quad \Delta T_2: 29,208 \text{ }^\circ\text{C} \quad // \quad \Delta T_3: 38,60 \text{ }^\circ\text{C}$$

A continuación se realizará el cálculo de las temperaturas de cada efecto como se indicó anteriormente.

- $t_1 = T - \Delta T_1 = 133,907 - 23,367 \rightarrow t_1 = 110,54 \text{ }^\circ\text{C}$
 $t_{e1} = 110,54 - 0,086 \rightarrow t_{e1} = 110,454 \text{ }^\circ\text{C}$
- $t_2 = t_1 - \Delta T_2 - EPE_1 = 110,54 - 29,208 - 0,086 \rightarrow t_2 = 81,246 \text{ }^\circ\text{C}$
 $t_{e2} = 81,246 - 0,16 \rightarrow t_{e2} = 81,086 \text{ }^\circ\text{C}$
- $t_3 = t_2 - \Delta T_3 - EPE_2 = 81,246 - 38,60 - 0,16 \rightarrow t_3 = 42,486 \text{ }^\circ\text{C}$
 $t_{e3} = 42,486 - 0,834 \rightarrow t_{e3} = 41,652 \text{ }^\circ\text{C}$

Haciendo uso de la expresión **[A.2.3]** del Anexo 2, se obtienen los valores de las capacidades caloríficas del líquido en los distintos puntos del proceso. Los resultados son:

$$C_{pA} = 4,08 \text{ KJ/Kg}^\circ\text{C} \quad // \quad C_{p1} = 4,04 \text{ KJ/Kg}^\circ\text{C} \quad // \quad C_{p2} = 3,939 \text{ KJ/Kg}^\circ\text{C} \quad // \quad C_{pC} = 3,345 \text{ KJ/Kg}^\circ\text{C}$$

El siguiente paso es el cálculo de las entalpías de las corrientes de alimentación así como de w_1 , w_2 y w_c . La expresión que nos indica dichos valores es la siguiente:

$$h_n = c_{p_n} \cdot (t_n - T_{ref}) \quad \text{[A.4.14]}$$

(donde t es la temperatura en kelvin, y T_{ref} es la de referencia)

Sustituyendo los valores para cada caso se obtiene:

$$h_A = 352,308 \text{ KJ/Kg} \quad // \quad h_1 = 446,582 \text{ KJ/Kg} \quad // \quad h_2 = 320,030 \text{ KJ/Kg} \quad // \quad h_c = 142,116 \text{ KJ/Kg}$$

Ahora se procede al cálculo de las entalpías para las corrientes de vapor, con respecto al agua a 0°C como base. Para las corrientes de vapor recalentado se usará la gráfica de Dühring y los datos de concentraciones obtenidos anteriormente.

- Efecto 1. $Hw_v (133,907) = 2.725,175 \text{ KJ/Kg (saturado)}$
 $hw_v (133,907) = 563,003 \text{ KJ/Kg (saturado)}$
 $HV_1 (110,54) = 2.692,229 \text{ KJ/Kg (recalentado)}$

$$\downarrow$$

$$hv (110,35) + 2,1 \cdot 0,19$$

- Efecto 2. $HV_1 (110,454) = 2.691,995 \text{ KJ/Kg (saturado)}$
 $hV_1 (110,454) = 463,258 \text{ KJ/Kg (saturado)}$
 $HV_2 (81,246) = 2.643,94 \text{ KJ/Kg (recalentado)}$

$$\downarrow$$

$$hv (81) + 2,1 \cdot 0,246$$

- Efecto 3. $HV_2 (81,086) = 2.645,568 \text{ KJ/Kg (saturado)}$
 $hV_2 (81,086) = 339,473 \text{ KJ/Kg (saturado)}$
 $HV_3 (\approx 45) = 2.584,856 \text{ KJ/Kg (recalentado)}$

$$\downarrow$$

$$hv (40) + 2,1 \cdot 5$$

A continuación se calculará el vapor requerido realizando un balance de energía:

- Efecto 1. $w_A \cdot h_A + w_v \cdot Hw_v = V_1 \cdot HV_1 + w_1 \cdot h_1 + w_v \cdot hw_v$
- Efecto 2. $w_1 \cdot h_1 + V_1 \cdot HV_1 = V_2 \cdot HV_2 + w_2 \cdot h_2 + V_1 \cdot hV_1$
- Efecto 3. $w_2 \cdot h_2 + V_2 \cdot HV_2 = V_3 \cdot HV_3 + w_c \cdot h_c + V_2 \cdot hV_2$

Estaríamos ante un sistema de 3 ecuaciones con 3 incógnitas, resolviendo se obtiene que:

$$w_2 = 986,715 \text{ Kg/h} \quad // \quad w_1 = 1.574,242 \text{ Kg/h} \quad // \quad w_v = 968,47 \text{ Kg/h}$$

Ahora reemplazamos w_1 , w_2 y w_c :

$$V_1 = w_A - w_1 = 3.180 - 1.574,242 \quad \rightarrow \quad V_1 = 1.605,758 \text{ Kg/h}$$

$$V_2 = w_1 - w_2 = 1.574,242 - 986,715 \quad \rightarrow \quad V_2 = 587,527 \text{ Kg/h}$$

$$V_3 = w_2 - w_c = 986,715 - 381,6 \quad \rightarrow \quad V_3 = 605,115 \text{ Kg/h}$$

Una vez conocidas todas las corrientes es posible calcular el calor "q" transferido en cada equipo y el área de transferencia de calor:

$$q_1 = w_v \cdot (Hw_v - hw_v) = 968,47 (2.725,175 - 563,003) \quad \rightarrow \quad q_1 = 2.093.998,717 \text{ W}$$

$$q_2 = V_1 \cdot (HV_1 - hV_1) = 1.605,758 (2.691,995 - 463,258) \quad \rightarrow \quad q_2 = 3.578.812,268 \text{ W}$$

$$q_3 = V_2 \cdot (HV_2 - hV_2) = 587,527 (2.645,568 - 339,473) \quad \rightarrow \quad q_3 = 1.354.893,077 \text{ W}$$

Finalmente se calculan las áreas de cada efecto usando la siguiente fórmula:

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T}$$

Por lo tanto se tiene que:

$$A_1 = \frac{Q}{U_1 \cdot \Delta T} = \frac{2.093.998,717}{3.000 \cdot 23,367}$$

$$A_2 = \frac{Q}{U_2 \cdot \Delta T} = \frac{3.578.812,268}{2.400 \cdot 29,208}$$

$$A_3 = \frac{Q}{U_3 \cdot \Delta T} = \frac{1.354.893,077}{1.816 \cdot 38,60}$$

Y las áreas serían entonces:

$$\underbrace{A_1 = 29,871 \text{ m}^2 // A_2 = 51,053 \text{ m}^2 // A_3 = 19,329 \text{ m}^2}_{A_m = 33,418 \text{ m}^2}$$

Con el valor del área media obtenido se deben recalcular los nuevos valores de ΔT .

$$\Delta T_1' = \Delta T_1 \cdot A_1 / A_m = \frac{23,367 \cdot 29,871}{33,418}$$

$$\Delta T_2' = \Delta T_2 \cdot A_2 / A_m = \frac{29,208 \cdot 51,053}{33,418}$$

$$\Delta T_3' = \Delta T_3 \cdot A_3 / A_m = \frac{38,60 \cdot 19,329}{33,418}$$

Y por lo tanto:

$$\begin{aligned} \Sigma \Delta T &= 20,887 + 44,621 + 22,326 \\ \Sigma \Delta T &= 87,834^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Para finalizar el estudio del proceso de evaporación de 3 efectos se halla la economía:

$$\text{Economía} = \frac{\text{Agua evaporada total}}{\text{Vapor consumido}}$$

$$\text{Economía} = \frac{V_1 + V_2 + V_3}{wv} = \frac{1.605,758 + 587,527 + 605,115}{968,47}$$

$$Economía = 2,89$$

Atendiendo a los distintos valores obtenidos de economía, así como al nivel de producción que vamos a tener en la planta, se considera que operar con la evaporación de doble efecto es suficiente para nuestras necesidades.

La economía aumenta siempre con el número de efectos, pero a partir de un cierto número de éstos, se contraresta por el gasto que hay que hacer en equipos, por lo tanto, éstas razones nos llevan a elegir el sistema de doble efecto como el más adecuado para nuestro proceso.

Anexo 5. Diseño de etapa de cristalización

En esta parte del proceso lo que se pretende es eliminar toda el agua que aún queda en nuestra corriente de producto, para que se produzca una sobresaturación de sales y éstas cristalicen.

A.5.1 Características de las corrientes de entrada

La corriente de producto posee las siguientes propiedades:

- t_A (Temperatura de entrada): 46,7°C
- P (Presión en el equipo): 1 atm
- Caudal másico: 381,6 Kg/h
- A (Carga): 1.526,4 Kg
- X_A (Concentración en sales): 25%

El fluido caliente posee las siguientes propiedades:

- T_W (Temperatura entrada): 179,88 °C
- P_W (Presión): 10 bar

A.5.2 Cálculo del área del cristalizador

La cristalización se puede considerar similar al proceso de evaporación, en el que la corriente en vez de concentrarse se sobresatura para que cristalicen las sales. Como ya se ha visto anteriormente en el marco teórico, esto se puede conseguir por enfriamiento o por calentamiento, pero en nuestro caso al llevarse a cabo por evaporación, por los motivos que se explican en el Capítulo 8 de la memoria descriptiva, es posible considerar que el proceso que tiene lugar en el equipo es el de un evaporador, con ciertas peculiaridades que se señalan a continuación.

Los cristalizadores que se instalarán en la planta son dos, de manera que se comenzará a llenar el primero y tras 4 horas se cerrará, dando comienzo el proceso en su interior y siendo el segundo el que empieza a llenarse. Por lo tanto la operación en sí es discontinua en cada cristalizador, es decir, trabajarían por cargas, siendo éstas la acumulación correspondiente a 4 horas, sin embargo, teniendo en cuenta el funcionamiento de ambos se considera que el proceso es continuo porque la corriente que llega del evaporador estará entrando continuamente a la etapa de cristalización (ya sea a un equipo o al otro).

A pesar de que el agua se evapora prácticamente toda, queda una cierta cantidad en las sales, en forma de humedad lo que hace que éstas queden juntas y apelmazadas.

Según las condiciones a las que se trabaja en nuestro caso la humedad con la que salen las sales será del 2%.

A continuación se realizan los balances necesarios:

- **Balances de materia**

- o Al Sólido:

$$A \cdot X_A = S \cdot X_S \quad \text{[A.4.1]}$$

$$1.526,4 \cdot 0,25 = S \cdot 0,98 \quad \rightarrow \quad S = 389,388 \text{ Kg}$$

De manera que se obtiene la carga de salida.

- o Al agua:

$$\begin{aligned} A \cdot X_{H_2O} &= V \cdot X_{H_2O} + S \cdot X_{H_2O} \\ 1.526,4 \cdot 0,75 &= V \cdot 1 + 389,388 \cdot 0,02 \\ V &= 1.137,012 \text{ Kg} \end{aligned}$$

- **Balance de energía**

$$W \cdot \lambda_W = V \cdot \hat{H}_V - A \cdot \hat{h}_A \quad \text{[A.4.3]}$$

Haciendo uso de esta ecuación se podrá obtener el caudal de vapor de agua saturado que es necesario para llevar a cabo el proceso.

A continuación se calcularán los términos de entalpías de las distintas corrientes para hacer uso de ellos en la ecuación [A.4.3].

El término relativo a la corriente de salida no aparece por no tratarse de una corriente de fluido sino de sólidos.

Vapor de agua saturado

A la presión de 10 bar, interpolando con los datos de la Tabla A.9.2 se obtiene el calor latente que la corriente de vapor cede al condensar, así como la temperatura a la que se encuentran el vapor y el condensado.

$$P = 10 \text{ bar}$$

$$\lambda_W = 2.013,6 \text{ KJ/Kg} = 481,055 \text{ Kcal/Kg}$$

$$T = 179,88 \text{ }^\circ\text{C}$$

Alimentación

Para hallar el valor de la entalpía correspondiente a dicha corriente, se hará uso de la Figura A.9.5 del ANEXO 9, en la que los valores que se necesitan son la temperatura de entrada de la corriente, y la concentración en sales de ésta.

$$\left. \begin{array}{l} t_A = 46,7 \text{ }^\circ\text{C} = 116 \text{ }^\circ\text{F} \\ X_A = 0,25 \end{array} \right\} \longrightarrow \hat{h}_A = 60,9 \text{ Btu/pound} = 33,86 \text{ Kcal/kg}$$

Vapor generado

El vapor que sale del cristalizador es vapor sobrecalentado, por ello la ecuación que permite conocer el valor de la entalpía de esta corriente es la siguiente:

$$\hat{H}_V = h'' + 0,46 (t_c - t)$$

Usando la Tabla A.9.2, obtenemos el valor de h'' .

$$P = 1 \text{ atm} \longrightarrow h'' = 2.675,877 \text{ KJ/Kg} = 639,275 \text{ Kcal/Kg}$$

De manera que:

$$\hat{H}_V = h'' + 4,6 = 643,875 \text{ kcal/Kg}$$

Ya se conocen los datos que se necesitan en la ecuación [A.4.3], por lo tanto se sustituyen los valores en dicha ecuación y se halla el caudal de vapor que se necesita para la cristalización:

$$W = \frac{1.137,012 \cdot 643,875 - 1.526 \cdot 33,86}{481,055}$$

$$W = 1.414,4 \text{ Kg}$$

El valor que se ha obtenido es el relativo a 4 horas de operación, por lo que dividiendo esa cifra entre 4 se hallará el caudal de vapor saturado por hora que se necesita en el cristalizador.

$$W = \frac{1.414,4 \text{ Kg}}{4h}$$

$$W = 353,6 \text{ Kg/h}$$

- **Área de intercambio**

En este apartado se calculará el área necesaria que debe tener cada cristalizador del proceso. La ecuación que permitirá este cálculo es la siguiente:

$$A = \frac{Q}{U \cdot (T_w - t_s)}$$

$$U = 1.000 \text{ Kcal/hm}^2\text{°C}$$

El valor del coeficiente global de transferencia de calor será el indicado anteriormente debido a que nuestra operación de cristalización debe ser lo más lenta posible para que las sales sean mayores. El valor elegido cumple esa condición y también se encuentra dentro del rango válido para cristalizadores/evaporadores.

De manera que el área que se necesita será:

$$A = \frac{Q}{U \cdot (T_w - t_s)} = A = \frac{W \cdot \lambda_w}{U \cdot (T_w - t_s)} = \frac{1.414,4 \cdot 481,055}{1.000 \cdot (179,88 - 110)}$$

El valor de t_s será tomado como 110°C por ser la temperatura de una disolución saturada de NaCl a la que corresponde agua a 100 °C y 1 atm de presión (Figura A.9.5 del ANEXO 9), siendo las condiciones más próximas a las del interior del cristalizador.

$$A = 9,73 \text{ m}^2$$

El cristalizador elegido es de la empresa BMA y la superficie de calentamiento es de 11,3 m², por ser el que tiene un área inmediatamente superior a la obtenida, cubriendo así nuestras necesidades en la planta.

Anexo 6. Dimensionado de equipos

A.6.1 AEROCONDENSADOR

El caudal que va a tratar este equipo es de 1.445,13 Kg/h de vapor, por lo tanto éste será el dato clave para la elección del aerocondensador.

Se considera que la temperatura media de entrada del aire que toman los ventiladores de este equipo es de 13°C, por estar en funcionamiento durante los meses de Invierno (Dato tomado de la AEMET, Agencia Estatal de Meteorología) y debido a que la temperatura del vapor que procede del segundo evaporador se tiene a 46,7°C la transferencia de calor del vapor al aire frío está garantizada.

El modelo elegido de aerocondensador es el ACV-030, del fabricante HAAVRSLEV, cuya capacidad máxima de vapor que acepta es de 1.800 Kg/h.

A.6.2 TANQUE DE ALMACENAMIENTO

Debido a la gran cantidad de condensados que se obtienen en nuestra planta, una buena forma de optimizar el proceso sería aprovechando de nuevo dichas corrientes. Para ello es necesario colocar un depósito de almacenamiento en el que se puedan depositar los condensados de la etapa de evaporación así como el que se obtiene del aerocondensador.

Los caudales de cada una de éstas corrientes son:

- **Evaporador 1:** 1.439,078 Kg/h = 1,54 m³/h
- **Evaporador 2:** 1.353,266 Kg/h = 1,41 m³/h
- **Aerocondensador:** 1.445,134 Kg/h = 1,46 m³/h

El tanque debe tener capacidad para ir albergando estas tres corrientes, pero a la vez servirá como suministro para la caldera 2, por lo tanto el caudal a almacenar será la suma del evaporador 2 y del aerocondensador.

Igualmente el agua servirá para dar suministro a varios servicios de nuestra planta (tales como laboratorio, grifos, etc.) y también se propondrá a la venta como agua destilada para otra planta situada en las inmediaciones.

La planta estará funcionando un total de 16 horas al día. Por tanto, en estas dos jornadas se producirán como máximo un total de condensado de:

- **Evaporador 2:** 1,41 m³/h · 16 h = 22,56 m³
- **Aerocondensador:** 1,46 m³/h · 16 h = 23,36 m³

Condensado total: 45,92 m³

El depósito elegido es de la empresa Tankeros y tiene una capacidad de 63 m².

A.6.3 EQUIPO DE SECADO

Según los cálculos del ANEXO 5, la carga que sale del cristalizador es de 389,38 Kg, que incluirá un porcentaje del 2% de humedad. Por tanto, se propone hacer uso de un equipo de secado que permita eliminar esta pequeña cantidad de agua, y que nos proporcione los cristales secos, y obteniendo entonces una carga final de sales minerales puros de 381,6 Kg. El equipo propuesto es por lecho fluidizado.

Anexo 7. Diseño de la red de tuberías

A.7.1 Sistemática de cálculo

Es este anexo se van a diseñar las conducciones que intervienen en el proceso, determinando el diámetro y espesor de estas y la pérdida de carga asociada a la circulación del fluido por ellas.

Siendo Q el caudal volumétrico del fluido (en m^3/s), v la velocidad media del fluido en la conducción (en m/s), y S la sección de la tubería (en m^2).

El caudal volumétrico se calcula como el caudal másico de fluido por la densidad de éste.

La sección depende del diámetro interno de la tubería, y transformando la ecuación se puede determinar el diámetro interno teórico de la conducción mediante la expresión:

$$D = \sqrt{\frac{4Q}{\pi v}} \quad [\text{A.7.1}]$$

Hallado el diámetro del conducto por el que circula el agua, que será el diámetro nominal del fabricante inmediatamente superior al hallado en el procedimiento de cálculo.

Para ello, se supone una velocidad de fluido. Conocido el caudal, el número de tuberías y una velocidad supuesta de 3 m/s (velocidad de caudal máxima recomendada por el fabricante (TUBACERO), obtenemos el diámetro del conducto.

Las expresiones utilizadas para realizar el dimensionado de tuberías se muestran a continuación:

$$D_{\text{int}} = D_{\text{ext}} - 2e \quad [\text{A.7.2}]$$

$$v = \frac{Q}{S} \quad [\text{A.7.3}]$$

$$S = \pi \frac{D^2}{4} \quad [\text{A.7.4}]$$

A continuación se determinan las pérdidas de carga en las conducciones mediante la expresión para circulación de líquidos:

$$h_{fTR} = f \frac{L v^2}{D 2g} \quad [\text{A.7.5}]$$

Donde:

- hf es la pérdida de carga en metros.
- f es el factor de fricción de Darcy (adimensional).
- L es la longitud de la tubería en m.
- D es el diámetro interior de la tubería en m.
- v es la velocidad del fluido expresada en m/s.
- g es la aceleración de la gravedad que vale 9,81 m/s².

El factor de Darcy, f, se estima a través del gráfico de Moody (Gráfica A.9.3. del ANEXO 9) en función del número de Reynolds, Re, y la rugosidad relativa, ϵ/D .

En cuanto al número de Reynolds, se calcula mediante

$$Re = \frac{\rho D v}{\mu} \quad [\text{A.7.6}]$$

Siendo:

- μ la viscosidad del fluido en kg/m s.
- ρ la densidad del fluido expresado en kg/m³.
- v la velocidad del fluido en m/s.
- D el diámetro interior de la conducción en m.

La densidad y la viscosidad del fluido se obtienen de las ecuaciones del ANEXO 2, la velocidad del fluido se calculó anteriormente por la Ecuación A.7.3. y el diámetro se calculó con antelación mediante el espesor de la tubería.

Para las pérdidas de carga en accesorios usaremos:

$$h_{fAC} = \sum k \frac{v^2}{2g} \quad [\text{A.7.7}]$$

En el caso de las pérdidas de carga en las tuberías en las que circulan gases se usa la siguiente expresión para transporte de gases en condiciones isotérmicas (se supone que la circulación es isotérmica):

$$P_2 = P_1 * \sqrt{\left(1 - \frac{f * L * v^2}{D * R * T}\right)} \quad [\text{A.7.8}]$$

Siendo:

P1: presión de entrada en la tubería (atm).

P2: presión de salida en la tubería (atm).

f: factor de fricción.

L: longitud de la tubería (m).

v: velocidad del fluido a la entrada (m/s).

D: diámetro interno de la tubería (m)

R: constante de los gases ideales (m^2/s^2K).

T: temperatura de circulación del fluido (K).

La longitud L y el factor de fricción de Darcy f se calculan mediante el mismo procedimiento explicado anteriormente para los líquidos. El diámetro ya se calculó y la velocidad fue obtenida mediante la Ecuación A.7.3.

El resto de variables se obtuvieron en los balances de materia y energía al proceso y a los equipos.

Siguiendo esta sistemática de cálculo, se va a calcular a continuación las características de cada tubería.

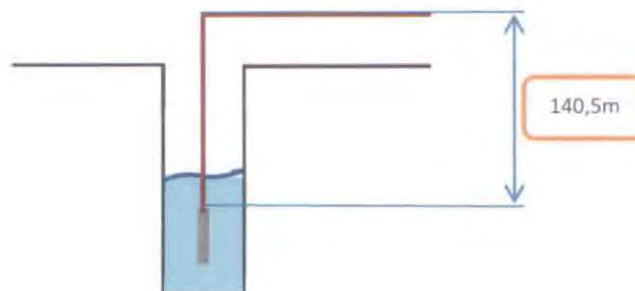
A.7.2 Cálculo tubería Rylbrun Gris 2'', Conducción CP-1

Las características de dicha tubería pueden apreciarse en el catálogo de la misma (ANEXO 10 – A10.12).

Diámetro nominal = 52mm y el caudal que circulara por ella será de $8.68 \cdot 10^{-4}$

$$D = \sqrt{\frac{4Q}{\pi v}} \rightarrow v = \frac{4Q}{\pi D^2} = \frac{4 \cdot 8,68 \cdot 10^{-4} m^3/s}{\pi 0,052^2 m^2} = 0,409 m/s$$

Nuestro pozo tendrá un diámetro de 0.210m y una profundidad de 140,5m.



Esquema pozo.

En el esquema podemos observar los metros de tubería que harán falta; que serán:
 $L_T = 140,5\text{m}$

Los cuatro parámetros importantes a tener en cuenta son:

- Presión a la que estará sometida la tubería
- Carga máxima de peso
- Caudal
- Perdidas de carga

🔧 Presión a la que estará sometida:

$$P_T = P_{\text{columna agua}} + P_{\text{boca pozo}}$$

$$P_T = 0,04 + 1,033 = 1,073 \text{ kg/cm}^2$$

($P_{\text{columna agua}}$ en ANEXO 10; A10.12 Pág. 146)

🔧 Carga máxima de peso:

- Peso tubería: 490g/m

$$P_{\text{tubería}} = 0,49 \cdot 140,5 = 68,84\text{kg}$$

- Peso bomba: 40 kg (ANEXO10 – catálogo A10.12)
- Peso cables: 0,25 kg/m, los metros de cables necesario serán un 3% mas que los metros necesario de tubería (por recomendación del fabricante), 144,715m. Por tanto:

$$\text{Peso cables} = 0,25 \cdot 144,715 = 36,179\text{kg}$$

- Peso columna de agua (ANEXO 10 – catálogo A10.12)

$$P_{\text{ca}} = 2,38 \text{ l/m} \cdot 140,5 \text{ m} = 334,39\text{l} \cdot 1,018 \text{ kg/l} = 340,41 \text{ kg}$$

- Peso rácores (diámetro 2'') :

$$P_r = 2,67\text{kg} \cdot 2 = 5,34\text{kg}$$

La suma de todos estos nos dará el peso total que deberá soportar nuestra tubería:

$$P_T = 490,774\text{kg}$$

Este peso se encuentra dentro de los límites de carga de peso máximo para 2'' gris, que serían según la tabla adjunta del catálogo 1000kg, estando muy por debajo de la resistencia permitida de la tubería.

🚧 Caudal

Caudal máximo recomendado para la Rylbrun 2" gris es de 20 m³/h, nuestro caudal está muy por debajo de este valor, siendo de 3,125 m³/h.

🚧 Pérdida de carga:

$$\begin{aligned} &\longrightarrow 0,00336 * 140,5 = 0,472 \text{ m.c.a} \\ \longrightarrow &\text{ Válvula de retención (a la salida de la bomba) = 3,3 m.c.a} \end{aligned}$$

$$\text{Pérdidas: } 0,472 + 3,3 = 3,772 \text{ m.c.a}$$

(valor de perdidas de carga ANEXO 10 - A10.12 Página 146).

A.7.3 Cálculos tuberías Corriente producto, CP

Conducción CP-2:

La conducción CP-2 es la encargada de transportar el agua desde el pozo que la contiene hasta el intercambiador de calor, donde aumentara su temperatura.

El caudal de líquido que debe transportar es 8,68*10⁻⁴ m³/s, con una densidad del fluido de 1022,6 kg/m³ y una velocidad supuesta de 3 m/s. Sustituyendo en la Ecuación A.7.1:

$$D = \sqrt{\frac{4 * 8,68 * 10^{-4}}{\pi * 3}} = 0,019194 \text{ m} = 19,194 \text{ mm} = 0,756''$$

Se escoge un diámetro inmediatamente superior al que hemos obtenido, por lo que elegimos la tubería de 1" (5s) del catálogo.

Hacemos la comprobación y hallamos la velocidad real con la que circulará el fluido por la tubería:

$$D_{\text{int}} = D_{\text{ext}} - 2e = 33,4 - 2 * 1,65 = 30,1 \text{ mm} = 0,0301 \text{ m}$$

$$v = \frac{4Q}{\pi D^2} = \frac{4 * 8,68 * 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}}{\pi * 0,0301^2 \text{ m}^2} = 1,22 \text{ m/s} < 3 \text{ m/s} \longrightarrow \text{válido}$$

La viscosidad del fluido es de $8,2 \cdot 10^{-4}$ kg/ms (ANEXO 2). Se calcula el número de Reynolds.

$$Re = \frac{1022,6 \text{ kg/m}^3 \cdot 0,0301 \text{ m} \cdot 1,22 \text{ m/s}}{8,2 \cdot 10^{-4}} = 4,6 \cdot 10^4$$

Sabiendo que nuestras tuberías son de acero inoxidable, y como podemos ver en la tabla que aparece en nuestra gráfica de Moody (A.9.3) tendremos una rugosidad de $\epsilon=0,002$; por tanto, nuestra rugosidad relativa:

$$\frac{\epsilon}{D} = 6,64 \cdot 10^{-5}$$

Mediante el número de Reynolds y la rugosidad relativa se obtiene un valor de:

$$f = 0,021$$

Sumamos los tramos rectos de nuestra tubería:

$$L = 5 \text{ m} + 0,2 \text{ m} = 5,2 \text{ m}$$

A continuación hallamos las pérdidas de carga en tramos rectos:

$$h_{ftr} = f \frac{L}{D} \frac{V^2}{2 \cdot g} = 0,021 \cdot \frac{5,2 \text{ m}}{0,0301 \text{ m}} \cdot \frac{(1,22 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} = 0,275 \text{ m}$$

Por último calculamos las pérdidas de carga en accesorios:

La conducción tendrá dos curvas de 90° (1") y una válvula de compuerta, por tanto:

$$K_{\text{curva } 90} = 0,46$$

$$K_{\text{válvula}} = 0,18$$

$$\Sigma K = (2 \cdot 0,46 + 0,18) = 1,1$$

$$h_{fAC} = 1,1 \frac{(1,22 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} = 0,0835$$

$$h_{ft} = h_{ftr} + h_{fac} = 0,358 \text{ m}$$

Conducción CP-3:

La conducción CP-3 es la encargada de transportar la corriente producto que sale del intercambiador hasta el evaporador 1.

El caudal de líquido que debe transportar es $8,68 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$, con una densidad del fluido de $1012,6 \text{ kg/m}^3$ y una velocidad supuesta de 3 m/s . Sustituyendo en la Ecuación A.7.1. :

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 8,68 \cdot 10^{-4}}{\pi \cdot 3}} = 0,019194 \text{ m} = 19,194 \text{ mm} = 0,756''$$

Se escoge un diámetro inmediatamente superior al que hemos obtenido, por lo que elegimos la tubería de 1'' (40s) del catálogo.

Hallamos la velocidad real con la que circulará el fluido por la tubería:

$$D_{\text{int}} = D_{\text{ext}} - 2e = 33,4 - 2 \cdot 3,38 = 26,64 \text{ mm} = 0,02664 \text{ m}$$

$$v = \frac{4Q}{\pi D^2} = \frac{4 \cdot 8,68 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}}{\pi (0,02664)^2 \text{ m}^2} = 1,557 \text{ m/s} < 3 \text{ m/s} \rightarrow \text{válido}$$

La viscosidad del fluido es de $4,09 \cdot 10^{-4} \text{ kg/ms}$ (Anexo 2). Se calcula el número de Reynolds.

$$Re = \frac{1012,6 \text{ kg/m}^3 \cdot 0,02664 \cdot 1,557 \text{ m/s}}{4,09 \cdot 10^{-4}} = 1,02 \cdot 10^4$$

- Rugosidad de 0,002; por tanto, nuestra rugosidad relativa:

$$\frac{\varepsilon}{D} = 7,5 \cdot 10^{-5}$$

Mediante el número de Reynolds y la rugosidad relativa se obtiene un valor de:

$$f = 0,018$$

Sumamos los tramos rectos de nuestra tubería:

$$L = 1,5 \text{ m} + 6,9 \text{ m} + 1,5 \text{ m} + 0,2 \text{ m} = 10,1 \text{ m}$$

A continuación hallamos las pérdidas de carga en tramos rectos:

$$h_{ftr} = f \frac{L}{D} \frac{V^2}{2 * g} = 0,018 * \frac{10,1m}{0,02664m} * \frac{(1,557 m/s)^2}{2 * 9,8m/s^2} = 0,841m$$

Pérdidas de carga en accesorios:

La conducción tendrá tres curvas de 90° (1''):

$$K_{curva\ 90} = 0,46$$

$$\Sigma K = (3 * 0,46) = 1,38$$

$$h_{fAC} = 1,38 \frac{(1,557 m/s)^2}{2 * 9,8 m/s^2} = 0,117$$

$$h_{ft} = h_{ftr} + h_{fac} = 0,961m$$

Conducción CP-4:

La conducción CP-4 es la encargada de transportar la corriente producto que sale del evaporador 1 al 0,053% hacia el evaporador 2 donde se concentrará hasta el 25%.

El caudal de líquido que debe transportar es $0,503 * 10^{-3} m^3/s$, con una densidad del fluido de $1018 kg/m^3$ y una velocidad supuesta de $3 m/s$. Sustituyendo en la Ecuación A.7.1.

$$D = \sqrt{\frac{4 * 0,503 * 10^{-3}}{\pi * 3}} = 0,0146m = 14,611mm = 0,575''$$

Se escoge un diámetro inmediatamente superior al que hemos obtenido, por lo que elegimos la tubería de 3/4'' (5s) del catálogo.

Hallamos la velocidad real con la que circulará el fluido por la tubería:

$$D_{int} = D_{ext} - 2e = 26,7 - 2 * 1,65 = 23,4mm = 0,0234m$$

$$v = \frac{4Q}{\pi D^2} = \frac{4 \cdot 0,503 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}}{\pi (0,0234)^2 \text{ m}^2} = 1,17 \text{ m/s} < 3 \text{ m/s} \rightarrow \text{válido}$$

La viscosidad del fluido es de $7,72 \cdot 10^{-5}$ kg/ms (ANEXO 2). Se calcula el número de Reynolds.

$$Re = \frac{1018 \text{ kg/m}^3 \cdot 0,0234 \cdot 1,17 \text{ m/s}}{7,72 \cdot 10^{-5}} = 3,61 \cdot 10^5$$

- Rugosidad de 0,002; por tanto, nuestra rugosidad relativa:

$$\frac{\varepsilon}{D} = 8,55 \cdot 10^{-5}$$

Mediante el número de Reynolds y la rugosidad relativa se obtiene un valor de:

$$f = 0,0148$$

Sumamos los tramos rectos de nuestra tubería:

$$L = 0,5 \text{ m} + 6,376 \text{ m} + 1,5 \text{ m} + 1,5 \text{ m} = 9,87 \text{ m}$$

A continuación hallamos las pérdidas de carga en tramos rectos:

$$h_{ftr} = f \frac{L}{D} \frac{v^2}{2 \cdot g} = 0,018 \cdot \frac{9,87 \text{ m}}{0,0234 \text{ m}} \cdot \frac{(1,17 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} = 0,436 \text{ m}$$

Pérdidas de carga en accesorios:

La conducción tendrá tres curvas de 90° (3/4'');

$$K_{\text{curva } 90} = 0,5$$

$$\Sigma K = (3 \cdot 0,5) = 1,5$$

$$h_{fac} = 1,5 \frac{(1,17 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} = 0,1047$$

$$h_{ft} = h_{ftr} + h_{fac} = 0,54 \text{ m}$$

Conducción CP-5A-5B:

Las conducciones CP-5A-5B son las encargadas de transportar la corriente producto que sale del evaporador 2 al 0,25% hacia los cristalizadores donde cristalizarán las sales y obtendremos nuestro producto.

El caudal de líquido que debe transportar es $8,854 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$, con una densidad del fluido de $1197,2 \text{ kg/m}^3$ y una velocidad supuesta de 3 m/s . Sustituyendo en la Ecuación A.7.1:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 8,854 \cdot 10^{-5}}{\pi \cdot 3}} = 0,0061 \text{ m} = 6,13 \text{ mm} = 0,256''$$

Se escoge un diámetro inmediatamente superior al que hemos obtenido, por lo que elegimos la tubería de $3/8''$ (10s) del catálogo.

Hallamos la velocidad real con la que circulará el fluido por la tubería:

$$D_{\text{int}} = D_{\text{ext}} - 2e = 17,1 - 2 \cdot 1,65 = 13,8 \text{ mm} = 0,0138 \text{ m}$$

$$v = \frac{4Q}{\pi D^2} = \frac{4 \cdot 8854 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}}{\pi (0,0138)^2 \text{ m}^2} = 0,5919 \text{ m/s} < 3 \text{ m/s} \quad \rightarrow \quad \text{válido}$$

La viscosidad del fluido es de $7,38 \cdot 10^{-4} \text{ kg/ms}$ (ANEXO 2). Se calcula el número de Reynolds.

$$Re = \frac{1197 \text{ kg/m}^3 \cdot 0,0138 \cdot 0,5919 \text{ m/s}}{7,38 \cdot 10^{-4}} = 1,32 \cdot 10^4$$

- Rugosidad de 0,002; por tanto, nuestra rugosidad relativa:

$$\frac{\varepsilon}{D} = 1,45 \cdot 10^{-4}$$

Mediante el número de Reynolds y la rugosidad relativa se obtiene un valor de:

$$f = 0,0265$$

Sumamos los tramos rectos de nuestra tubería:

$$L = 0,5 \text{ m} + 6,5 \text{ m} + 3\text{m} + 3\text{m} = 13\text{m}$$

A continuación hallamos las pérdidas de carga en tramos rectos:

$$h_{ftr} = f \frac{L}{D} \frac{V^2}{2 * g} = 0,0265 * \frac{13\text{m}}{0,0138\text{m}} * \frac{(0,5919\text{m/s})^2}{2 * 9,8\text{m/s}^2} = 0,549\text{m}$$

Pérdidas de carga en accesorios:

La conducción tendrá dos curvas de 90°, una T, y una válvula de compuerta (3/8''):

$$K_{\text{curva } 90} = 0,46$$

$$K_{\text{válvula}} = 0,18$$

$$K_T = 1,38$$

$$\Sigma K = (0,46 * 2) + 1,38 + 0,18 = 2,48$$

$$h_{fAC} = 2,48 \frac{(0,5919 \text{ m/s})^2}{2 * 9,8 \text{ m/s}^2} = 0,044$$

$$h_{ft} = h_{ftr} + h_{fac} = 0,49\text{m}$$

A.7.4 Cálculos tuberías corrientes condensados, TRC

Conducción TRC-1

La conducción TRC-1 lleva de vuelta a la caldera1 el vapor condensado en el intercambiador y el condensado en los cristalizadores. El caudal de líquido que debe transportar es $2,155 * 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$, con una densidad del fluido de $887,075 \text{ kg/m}^3$ y una velocidad supuesta de 3 m/s . Sustituyendo en la Ecuación A.7.1:

$$D = \sqrt{\frac{4 * 2,155 * 10^{-4}}{\pi * 3}} = 0,00956\text{m} = 9,56\text{mm} = 0,376''$$

Se escoge un diámetro inmediatamente superior al que hemos obtenido, por lo que elegimos la tubería de 1/2" (40s) del catálogo.

Hallamos la velocidad real con la que circulará el fluido por la tubería:

$$D_{int} = D_{ext} - 2e = 21,3 - 2 * 2,77 = 15,76\text{mm} = 0,01576\text{m}$$

$$v = \frac{4Q}{\pi D^2} = \frac{4 * 2,15 * 10^{-4} \text{m}^3/\text{s}}{\pi (0,01576)^2 \text{m}^2} = 1,10\text{m/s} < 3\text{m/s} \rightarrow \text{válido}$$

La viscosidad del fluido es de $1,51 * 10^{-4}$ kg/ms (ANEXO 2). Se calcula el número de Reynolds.

$$Re = \frac{887,075 \text{ kg/m}^3 * 0,01576\text{m} * 1,10 \text{ m/s}}{1,51 * 10^{-4}} = 1,02 * 10^4$$

- Rugosidad de 0,002; por tanto, nuestra rugosidad relativa:

$$\frac{\varepsilon}{D} = 1,27 * 10^{-4}$$

Mediante el número de Reynolds y la rugosidad relativa se obtiene un valor de:

$$f = 0,03$$

Sumamos los tramos rectos de nuestra tubería:

$$L = 1,50\text{m} + 0,25 = 1,75$$

A continuación hallamos las pérdidas de carga en tramos rectos:

$$h_{ftr} = f \frac{L}{D} \frac{v^2}{2 * g} = 0,03 * \frac{1,75\text{m}}{0,01576\text{m}} * \frac{(1,10\text{m/s})^2}{2 * 9,8\text{m/s}^2} = 0,205$$

- Pérdidas de carga en accesorios:

La conducción tendrá una curva de 90 (1/2'')

$$K_{curva\ 90} = 0,54$$

$$\Sigma K = 0,54$$

$$h_{fAC} = 0,54 \frac{(1,10 \text{ m/s})^2}{2 * 9,8 \text{ m/s}^2} = 0,0303$$

$$h_{ft} = h_{ftr} + h_{fac} = 0,235\text{m}$$

Conducción TRC-2:

La conducción TRC-2 es la encargada de recircular la corriente de vapor condensado que sale del intercambiador hacia la caldera.

El caudal de líquido que debe transportar es $1,04 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$, con una densidad del fluido de $887,075 \text{ kg/m}^3$ y una velocidad supuesta de 3 m/s . Sustituyendo en la Ecuación A.7.1.:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,04 \cdot 10^{-4}}{\pi \cdot 3}} = 0,00664 \text{ m} = 6,64 \text{ mm} = 0,262''$$

Se escoge un diámetro inmediatamente superior al que hemos obtenido, por lo que elegimos la tubería de $3/8''$ (40s) del catálogo.

Hallamos la velocidad real con la que circulará el fluido por la tubería:

$$D_{\text{int}} = D_{\text{ext}} - 2e = 17,1 - 2 \cdot 2,31 = 12,48 \text{ mm} = 0,0125 \text{ m}$$

$$v = \frac{4Q}{\pi D^2} = \frac{4 \cdot 1,04 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}}{\pi (0,00664)^2 \text{ m}^2} = 0,85 \text{ m/s} < 3 \text{ m/s} \quad \rightarrow \quad \text{válido}$$

La viscosidad del fluido es de $1,52 \cdot 10^{-4} \text{ kg/ms}$ (Anexo 2). Se calcula el número de Reynolds.

$$Re = \frac{887,075 \text{ kg/m}^3 \cdot 0,0125 \cdot 0,85 \text{ m/s}}{1,52 \cdot 10^{-4}} = 6,16 \cdot 10^4$$

- Rugosidad de $0,002$; por tanto, nuestra rugosidad relativa:

$$\frac{\varepsilon}{D} = 1,6 \cdot 10^{-4}$$

Mediante el número de Reynolds y la rugosidad relativa se obtiene un valor de:

$$f = 0,0205$$

Sumamos los tramos rectos de nuestra tubería:

$$L = 2,05 \text{ m} + 0,1 \text{ m} + 2 \text{ m} = 4,15 \text{ m}$$

A continuación hallamos las pérdidas de carga en tramos rectos:

$$h_{ftr} = f \frac{L}{D} \frac{V^2}{2 * g} = 0,0205 * \frac{4,15m}{0,0125m} * \frac{(0,85m/s)^2}{2 * 9,8m/s^2} = 0,251m$$

Pérdidas de carga en accesorios:

La conducción tendrá dos curvas de 90° y una T (3/8''):

$$K_{curva\ 90} = 0,46$$

$$K_T = 1,38$$

$$\Sigma K = (2 * 0,46) + 1,38 = 2,3$$

$$h_{fAC} = 2,3 \frac{(0,85\ m/s)^2}{2 * 9,8\ m/s^2} = 0,0847$$

$$h_{ft} = h_{ftr} + h_{fac} = 0,31m$$

Conducción TRC-3:

La conducción TRC-2 es la encargada de recircular la corriente de vapor condensado que sale del intercambiador hacia la caldera.

El caudal de líquido que debe transportar es $1,115 * 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$, con una densidad del fluido de $887,075 \text{ kg/m}^3$ y una velocidad supuesta de 3 m/s . Sustituyendo en la Ecuación A.7.1.:

$$D = \sqrt{\frac{4 * 1,115 * 10^{-4}}{\pi * 3}} = 0,00688m = 6,88mm = 0,27''$$

Se escoge un diámetro inmediatamente superior al que hemos obtenido, por lo que elegimos la tubería de 3/8'' (40s) del catálogo.

Hallamos la velocidad real con la que circulará el fluido por la tubería:

$$D_{int} = D_{ext} - 2e = 17,1 - 2 * 2,31 = 12,48mm = 0,0125m$$

$$v = \frac{4Q}{\pi D^2} = \frac{4 \cdot 1,115 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}}{\pi (0,00688)^2 \text{ m}^2} = 0,91 \text{ m/s} < 3 \text{ m/s} \rightarrow \text{válido}$$

La viscosidad del fluido es de $1,51 \cdot 10^{-4}$ kg/ms (Anexo 2). Se calcula el número de Reynolds.

$$Re = \frac{887,075 \text{ kg/m}^3 \cdot 0,0125 \text{ m} \cdot 0,91 \text{ m/s}}{1,51 \cdot 10^{-4}} = 6,5 \cdot 10^4$$

- Rugosidad de 0,002; por tanto, nuestra rugosidad relativa:

$$\frac{\varepsilon}{D} = 1,6 \cdot 10^{-4}$$

Mediante el número de Reynolds y la rugosidad relativa se obtiene un valor de:

$$f = 0,0205$$

Sumamos los tramos rectos de nuestra tubería:

$$L = 7,5 \text{ m} + 10,95 \text{ m} + 2 \text{ m} + 7,4 \text{ m} + 2 \text{ m} = 29,85 \text{ m}$$

A continuación hallamos las pérdidas de carga en tramos rectos:

$$h_{ftr} = f \frac{L}{D} \frac{V^2}{2 \cdot g} = 0,0205 \cdot \frac{29,85 \text{ m}}{0,0125 \text{ m}} \cdot \frac{(0,91 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} = 2,06 \text{ m}$$

Pérdidas de carga en accesorios:

La conducción tendrá tres curvas de 90°, dos T y dos válvulas (3/8''):

$$K_{\text{curva } 90} = 0,46$$

$$K_T = 1,38$$

$$K_{\text{válvula}} = 0,18$$

$$\Sigma K = (3 \cdot 0,46) + (2 \cdot 1,38) + (0,18 \cdot 2) = 4,5$$

$$h_{fAC} = 4,5 \frac{(0,91 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} = 0,190$$

$$h_{ft} = h_{ftr} + h_{fac} = 2,25 \text{ m}$$

Conducción TRC-4:

La conducción TRC-2 es la encargada de recircular la corriente de vapor condensado que sale del intercambiador hacia la caldera.

El caudal de líquido que debe transportar es $1,115 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$, con una densidad del fluido de $887,075 \text{ kg/m}^3$ y una velocidad supuesta de 3 m/s . Sustituyendo en la Ecuación A.7.1.:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,115 \cdot 10^{-4}}{\pi \cdot 3}} = 0,00688 \text{ m} = 6,88 \text{ mm} = 0,27''$$

Se escoge un diámetro inmediatamente superior al que hemos obtenido, por lo que elegimos la tubería de $3/8''$ (40s) del catálogo.

Hallamos la velocidad real con la que circulará el fluido por la tubería:

$$D_{\text{int}} = D_{\text{ext}} - 2e = 17,1 - 2 \cdot 2,31 = 12,48 \text{ mm} = 0,0125 \text{ m}$$

$$v = \frac{4Q}{\pi D^2} = \frac{4 \cdot 1,115 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}}{\pi (0,00688)^2 \text{ m}^2} = 0,91 \text{ m/s} < 3 \text{ m/s} \rightarrow \text{válido}$$

La viscosidad del fluido es de $1,51 \cdot 10^{-4} \text{ kg/ms}$ (ANEXO 2). Se calcula el número de Reynolds.

$$Re = \frac{887,075 \text{ kg/m}^3 \cdot 0,0125 \text{ m} \cdot 0,91 \text{ m/s}}{1,51 \cdot 10^{-4}} = 6,5 \cdot 10^4$$

- Rugosidad de 0,002; por tanto, nuestra rugosidad relativa:

$$\frac{\varepsilon}{D} = 1,6 \cdot 10^{-4}$$

Mediante el número de Reynolds y la rugosidad relativa se obtiene un valor de:

$$f = 0,0205$$

Sumamos los tramos rectos de nuestra tubería:

$$L = 7,5 \text{ m} + 10,95 \text{ m} + 2 \text{ m} + 2 \text{ m} = 22,45 \text{ m}$$

A continuación hallamos las pérdidas de carga en tramos rectos:

$$h_{ftr} = f \frac{L}{D} \frac{V^2}{2 * g} = 0,0205 * \frac{22,45 \text{ m}}{0,0125 \text{ m}} * \frac{(0,91 \text{ m/s})^2}{2 * 9,8 \text{ m/s}^2} = 1,55 \text{ m}$$

- Pérdidas de carga en accesorios:

La conducción tendrá dos curvas de 90°, dos T y dos válvulas (3/8''):

$$K_{\text{curva } 90} = 0,46$$

$$K_T = 1,38$$

$$K_{\text{Válvula}} = 0,18$$

$$\Sigma K = (2 * 0,46) + (2 * 1,38) + (0,18 * 2) = 4,04$$

$$h_{fAC} = 4,04 \frac{(0,91 \text{ m/s})^2}{2 * 9,8 \text{ m/s}^2} = 0,170$$

$$h_{ft} = h_{ftr} + h_{fac} = 1,72 \text{ m}$$

Conducción TRC-5:

La conducción TRC-5 es la encargada de llevar la corriente de vapor condensado que sale del evaporador 1 hacia el tanque de almacenamiento.

El caudal de líquido que debe transportar es $4,27 * 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$, con una densidad del fluido de $931,793 \text{ kg/m}^3$ y una velocidad supuesta de 3 m/s . Sustituyendo en la Ecuación A.7.1.:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 4,27 \cdot 10^{-4}}{\pi \cdot 3}} = 0,0135\text{m} = 13,5\text{mm} = 0,53''$$

Se escoge un diámetro inmediatamente superior al que hemos obtenido, por lo que elegimos la tubería de 3/4'' (10s) del catálogo.

Hallamos la velocidad real con la que circulará el fluido por la tubería:

$$D_{\text{int}} = D_{\text{ext}} - 2e = 26,7 - 2 \cdot 2,11 = 22,48\text{mm} = 0,02248\text{m}$$

$$v = \frac{4Q}{\pi D^2} = \frac{4 \cdot 4,27 \cdot 10^{-4} \text{m}^3/\text{s}}{\pi (0,02248)^2 \text{m}^2} = 1,076\text{m/s} < 3\text{m/s} \rightarrow \text{válido}$$

La viscosidad del fluido es de $2,0526 \cdot 10^{-4}$ kg/ms (ANEXO 2). Se calcula el número de Reynolds.

$$Re = \frac{931,793 \text{kg/m}^3 \cdot 0,02248 \cdot 1,076 \text{m/s}}{2,0526 \cdot 10^{-4}} = 1,09 \cdot 10^5$$

- Rugosidad de 0,002; por tanto, nuestra rugosidad relativa:

$$\frac{\varepsilon}{D} = 8,89 \cdot 10^{-5}$$

Mediante el número de Reynolds y la rugosidad relativa se obtiene un valor de:

$$f = 0,0188$$

Sumamos los tramos rectos de nuestra tubería:

$$L = 2,5\text{m} + 1,5\text{m} + 0,5\text{m} = 4,5\text{m}$$

A continuación hallamos las pérdidas de carga en tramos rectos:

$$h_{ftr} = f \frac{L}{D} \frac{v^2}{2 \cdot g} = 0,0188 \cdot \frac{4,5\text{m}}{0,02248\text{m}} \cdot \frac{(1,076\text{m/s})^2}{2 \cdot 9,8\text{m/s}^2} = 0,2015\text{m}$$

- Pérdidas de carga en accesorios:

La conducción tendrá dos curvas de 90°(3/4''):

$$K_{\text{curva } 90} = 0,5$$

$$\Sigma K = (2 * 0,5) = 1$$

$$h_{fAC} = 1 \frac{(1,076 \text{ m/s})^2}{2 * 9,8 \text{ m/s}^2} = 0,059$$

$$h_{ft} = h_{ftr} + h_{fac} = 0,260\text{m}$$

Conducción TRC-6:

La conducción TRC-6 es la encargada de llevar la corriente de vapor condensado que sale del evaporador 2 hacia el tanque de almacenamiento.

El caudal de líquido que debe transportar es $3,92 * 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$, con una densidad del fluido de $958,58 \text{ kg/m}^3$ y una velocidad supuesta de 3 m/s . Sustituyendo en la Ecuación A.7.1:

$$D = \sqrt{\frac{4 * 3,92 * 10^{-4}}{\pi * 3}} = 0,013\text{m} = 13\text{mm} = 0,51''$$

i

Se escoge un diámetro inmediatamente superior al que hemos obtenido, por lo que elegimos la tubería de 3/4'' (10s) del catálogo.

Hallamos la velocidad real con la que circulará el fluido por la tubería:

$$D_{\text{int}} = D_{\text{ext}} - 2e = 26,7 - 2 * 2,11 = 22,48\text{mm} = 0,02248\text{m}$$

$$v = \frac{4Q}{\pi D^2} = \frac{4 * 3,92 * 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}}{\pi (0,02248)^2 \text{ m}^2} = 1,08\text{m/s} < 3\text{m/s} \rightarrow \text{válido}$$

La viscosidad del fluido es de $2,79 * 10^{-4} \text{ kg/ms}$ (Anexo 2). Se calcula el número de Reynolds.

$$Re = \frac{958,58 \text{ kg/m}^3 * 0,02248 * 1,08 \text{ m/s}}{2,79 * 10^{-4}} = 8,34 * 10^4$$

- Rugosidad de 0,002; por tanto, nuestra rugosidad relativa:

$$\frac{\varepsilon}{D} = 8,89 * 10^{-5}$$

Mediante el número de Reynolds y la rugosidad relativa se obtiene un valor de:

$$f = 0,0185$$

Sumamos los tramos rectos de nuestra tubería:

$$L = 2,5m + 1,5m + 0,5m = 4,5m$$

A continuación hallamos las pérdidas de carga en tramos rectos:

$$h_{ftr} = f \frac{L}{D} \frac{V^2}{2 * g} = 0,0185 * \frac{4,5m}{0,02248m} * \frac{(1,08m/s)^2}{2 * 9,8m/s^2} = 0,2204m$$

- Pérdidas de carga en accesorios:

La conducción tendrá dos curvas de 90° (3/4''):

$$K_{curva\ 90} = 0,5$$

$$\Sigma K = (2 * 0,5) = 1$$

$$h_{fac} = 1 \frac{(1,08\ m/s)^2}{2 * 9,8\ m/s^2} = 0,0595$$

$$h_{ft} = h_{ftr} + h_{fac} = 0,28m$$

Conducción TRC-7:

La conducción TRC-7 es la encargada de llevar la corriente de vapor condensado que sale del aerocondensador hacia el tanque de almacenamiento.

El caudal de líquido que debe transportar es $4,05 * 10^{-4}$ m³/s, con una densidad del fluido de 991,669 kg/m³ y una velocidad supuesta de 3 m/s. Sustituyendo en la Ecuación A.7.1.:

$$D = \sqrt{\frac{4 * 4,05 * 10^{-4}}{\pi * 3}} = 0,0131m = 131mm = 0,516''$$

Se escoge un diámetro inmediatamente superior al que hemos obtenido, por lo que elegimos la tubería de 3/4" (10s) del catálogo.

Hallamos la velocidad real con la que circulará el fluido por la tubería:

$$D_{\text{int}} = D_{\text{ext}} - 2e = 26,7 - 2 * 2,11 = 22,48\text{mm} = 0,02248\text{m}$$

$$v = \frac{4Q}{\pi D^2} = \frac{4 * 4,05 * 10^{-4} \text{m}^3/\text{s}}{\pi (0,02248)^2 \text{m}^2} = 1,08\text{m/s} < 3\text{m/s} \rightarrow \text{válido}$$

La viscosidad del fluido es de $6,31 * 10^{-4}$ kg/ms (Anexo 2). Se calcula el número de Reynolds.

$$Re = \frac{991,669 \text{kg/m}^3 * 0,02248 * 1,08 \text{m/s}}{6,31 * 10^{-4}} = 3,81 * 10^4$$

- Rugosidad de 0,002; por tanto, nuestra rugosidad relativa:

$$\frac{\varepsilon}{D} = 8,89 * 10^{-5}$$

Mediante el número de Reynolds y la rugosidad relativa se obtiene un valor de:

$$f = 0,0224$$

Sumamos los tramos rectos de nuestra tubería:

$$L = 2\text{m} + 1,5\text{m} + 0,5\text{m} + 12,5\text{m} + 6,5\text{m} = 23\text{m}$$

A continuación hallamos las pérdidas de carga en tramos rectos:

$$h_{ftr} = f \frac{L}{D} \frac{v^2}{2 * g} = 0,0224 * \frac{23\text{m}}{0,02248\text{m}} * \frac{(1,08\text{m/s})^2}{2 * 9,8\text{m/s}^2} = 1,236\text{m}$$

- Pérdidas de carga en accesorios:

La conducción tendrá cuatro curvas de 90° (3/4''):

$$K_{\text{curva } 90} = 0,5$$
$$\Sigma K = (4 * 0,5) = 2$$

$$h_{fAC} = 2 \frac{(1,08 \text{ m/s})^2}{2 * 9,8 \text{ m/s}^2} = 0,12$$

$$h_{ft} = h_{ftr} + h_{fac} = 1,355\text{m}$$

A.7.5 Cálculos tuberías corrientes vapores, TRV

Conducción TRV-1

La conducción TRV-1 es la encargada de llevar la corriente de vapor que sale de la caldera, hasta la T donde se bifurcará. Los cálculos para este tramo los realizamos considerando las condiciones en las que la caldera esta trabajando al caudal máximo que necesitaremos de ella (es decir cuando el cristizador y el intercambiador estén en funcionamiento).

El caudal de líquido que debe transportar es $3,69 * 10^{-2} \text{ m}^3/\text{s}$, con una densidad del fluido de $5,14 \text{ kg/m}^3$ y una velocidad supuesta de $30,5 \text{ m/s}$ (velocidad supuesta dentro del rango de velocidades para vapor saturado y recalentado, Tabla A.9.9). Sustituyendo en la Ecuación A.7.1.:

$$D = \sqrt{\frac{4 * 3,69 * 10^{-2}}{\pi * 30,5}} = 0,03925\text{m} = 39\text{mm} = 1,545''$$

Se escoge un diámetro inmediatamente superior al que hemos obtenido, por lo que elegimos la tubería de 2'' (40s) del catálogo.

Hallamos la velocidad real con la que circulará el fluido por la tubería:

$$D_{\text{int}} = D_{\text{ext}} - 2e = 60,3 - 2 * 3,91 = 52,48\text{mm} = 0,05248\text{m}$$

$$v = \frac{4Q}{\pi D^2} = \frac{4 \cdot 3,69 \cdot 10^{-2} \text{ m}^3/\text{s}}{\pi (0,05248)^2 \text{ m}^2} = 17,059 \text{ m/s} < 30,5 \text{ m/s} \rightarrow \text{válido}$$

La viscosidad del fluido es de $1,49 \cdot 10^{-5}$ kg/ms (ANEXO 2). Se calcula el número de Reynolds.

$$Re = \frac{5,14 \text{ kg/m}^3 \cdot 0,05248 \cdot 17,059 \text{ m/s}}{1,49 \cdot 10^{-5}} = 3 \cdot 10^5$$

- Rugosidad de 0,002m; por tanto, nuestra rugosidad relativa:

$$\frac{\varepsilon}{D} = 3,8 \cdot 10^{-5}$$

Mediante el número de Reynolds y la rugosidad relativa se obtiene un valor de:

$$f = 0,0145$$

Las pérdidas de carga como ya dijimos anteriormente se calcularán con la ecuación de Weymouth:

$$P_2 = P_1 * \sqrt{\left(1 - \frac{f \cdot L \cdot v^2}{D \cdot R \cdot T}\right)}$$

- $P_1 = 10$ bar
- $f = 0,0145$
- $V = 17,059$ m/s
- $D = 0,05248$ m
- $T = 452,88$ K
- $R_g = 461,89 \text{ m}^2/\text{s}^2 \text{ K}$ (Anexo 9 A.9.8)
- $L = L_{tr} + L_{eq} = 0,5 + (60 \cdot 0,05248) = 3,64$ m

$$P_2 = 10 * \sqrt{\left(1 - \frac{0,0145 \cdot 3,64 \cdot 17,059^2}{0,05248 \cdot 461,89 \cdot 452,88}\right)} = 9,993$$

Conducción TRV-2

La conducción TRV-2 lleva la corriente de vapor que sale de la caldera, hasta el intercambiador.

El caudal de líquido que debe transportar es $1,72 \cdot 10^{-2} \text{ m}^3/\text{s}$, con una densidad del fluido de $5,14 \text{ kg/m}^3$ y una velocidad supuesta de $30,5 \text{ m/s}$. Sustituyendo en la Ecuación A.7.1:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,72 \cdot 10^{-2}}{\pi \cdot 30,5}} = 0,02726 \text{ m} = 27,26 \text{ mm} = 1,073''$$

Se escoge un diámetro inmediatamente superior al que hemos obtenido, por lo que elegimos la tubería de 1-1/4'' (40s) del catálogo.

Hallamos la velocidad real con la que circulará el fluido por la tubería:

$$D_{\text{int}} = D_{\text{ext}} - 2e = 42,2 - 2 \cdot 3,56 = 35,08 \text{ mm} = 0,035 \text{ m}$$

$$v = \frac{4Q}{\pi D^2} = \frac{4 \cdot 1,72 \cdot 10^{-2} \text{ m}^3/\text{s}}{\pi (0,035)^2 \text{ m}^2} = 18,5 \text{ m/s} < 30,5 \text{ m/s} \rightarrow \text{válido}$$

La viscosidad del fluido es de $1,49 \cdot 10^{-5} \text{ kg/ms}$ (ANEXO 2). Se calcula el número de Reynolds.

$$Re = \frac{5,14 \text{ kg/m}^3 \cdot 0,035 \text{ m} \cdot 18,5 \text{ m/s}}{1,49 \cdot 10^{-5}} = 3 \cdot 10^5$$

- Rugosidad de $0,002 \text{ m}$; por tanto, nuestra rugosidad relativa:

$$\frac{\varepsilon}{D} = 5,7 \cdot 10^{-5}$$

Mediante el número de Reynolds y la rugosidad relativa se obtiene un valor de:

$$f = 0,0155$$

Las pérdidas de carga como ya dijimos anteriormente se calcularán con la ecuación de Weymouth:

$$P_2 = P_1 * \sqrt{\left(1 - \frac{f * L * v^2}{D * R * T}\right)}$$

- $P_1 = 9,993 \text{ bar}$
- $f = 0,0155$
- $V = 18,5 \text{ m/s}$
- $D = 0,035 \text{ m}$
- $T = 452,88 \text{ K}$
- $R_g = 461,89 \text{ m}^2/\text{s}^2 \text{ K}$
- $L = L_{tr} + L_{eq} = 3,5 + (20 * 0,035) = 4,2 \text{ m}$

$$P_2 = 10 * \sqrt{\left(1 - \frac{0,0155 * 4,2 * 18,5^2}{0,035 * 461,89 * 452,88}\right)} = 9,977$$

Conducción TRV-3

La conducción TRV-3 lleva la corriente de vapor que sale de la caldera, hasta los cristalizadores.

El caudal de líquido que debe transportar es $1,91 * 10^{-2} \text{ m}^3/\text{s}$, con una densidad del fluido de $5,14 \text{ kg/m}^3$ y una velocidad supuesta de $30,5 \text{ m/s}$. Sustituyendo en la Ecuación A.7.1.:

$$D = \sqrt{\frac{4 * 1,91 * 10^{-2}}{\pi * 30,5}} = 0,0282 \text{ m} = 28,2 \text{ mm} = 1,112''$$

Se escoge un diámetro inmediatamente superior al que hemos obtenido, por lo que elegimos la tubería de 1-1/4'' (40s) del catálogo.

Hallamos la velocidad real con la que circulará el fluido por la tubería:

$$D_{int} = D_{ext} - 2e = 42,2 - 2 * 3,56 = 35,08 \text{ mm} = 0,035 \text{ m}$$

$$v = \frac{4Q}{\pi D^2} = \frac{4 \cdot 1,91 \cdot 10^{-2} \text{ m}^3/\text{s}}{\pi (0,035)^2 \text{ m}^2} = 19,76 \text{ m/s} < 30,5 \text{ m/s} \rightarrow \text{válido}$$

La viscosidad del fluido es de $1,49 \cdot 10^{-5}$ kg/ms (ANEXO 2). Se calcula el número de Reynolds.

$$Re = \frac{5,14 \text{ kg/m}^3 \cdot 0,0358 \cdot 19,76 \text{ m/s}}{1,49 \cdot 10^{-5}} = 2,38 \cdot 10^5$$

- rugosidad de $\epsilon = 0,002 \text{ m}$; por tanto, nuestra rugosidad relativa:

$$\frac{\epsilon}{D} = 5,6 \cdot 10^{-5}$$

Mediante el número de Reynolds y la rugosidad relativa se obtiene un valor de:

$$f = 0,0157$$

Las pérdidas de carga como ya dijimos anteriormente se calcularán con la ecuación de Weymouth:

$$P_2 = P_1 \cdot \sqrt{\left(1 - \frac{f \cdot L \cdot v^2}{D \cdot R \cdot T}\right)}$$

- $P_1 = 9,993 \text{ bar}$
- $f = 0,0157$
- $V = 19,76 \text{ m/s}$
- $D = 0,0358 \text{ m}$
- $T = 452,88 \text{ K}$
- $R_g = 461,89 \text{ m}^2/\text{s}^2 \text{ K}$
- $L = L_{tr} + L_{eq} = 21 + (3 \cdot (20 \cdot 0,0358) + 60 \cdot 0,0358 + 8 \cdot 0,0358) = 25,582 \text{ m}$

$$P_2 = 9,993 \cdot \sqrt{\left(1 - \frac{0,0157 \cdot 25,582 \cdot 19,76^2}{0,0358 \cdot 461,89 \cdot 452,88}\right)} = 9,88$$

Conducción TRV-4

La conducción TRV-4 lleva la corriente de vapor que sale de la caldera, hasta los cristalizadores.

El caudal de líquido que debe transportar es $1,91 \cdot 10^{-2} \text{ m}^3/\text{s}$, con una densidad del fluido de $5,14 \text{ kg/m}^3$ y una velocidad supuesta de $30,5 \text{ m/s}$. Sustituyendo en la Ecuación A.7.1:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,91 \cdot 10^{-2}}{\pi \cdot 30,5}} = 0,0282 \text{ m} = 28,2 \text{ mm} = 1,112''$$

Se escoge un diámetro inmediatamente superior al que hemos obtenido, por lo que elegimos la tubería de 1-1/4'' (40s) del catálogo.

Hallamos la velocidad real con la que circulará el fluido por la tubería:

$$D_{\text{int}} = D_{\text{ext}} - 2e = 42,2 - 2 \cdot 3,56 = 35,08 \text{ mm} = 0,035 \text{ m}$$

$$v = \frac{4Q}{\pi D^2} = \frac{4 \cdot 1,91 \cdot 10^{-2} \text{ m}^3/\text{s}}{\pi (0,035)^2 \text{ m}^2} = 19,76 \text{ m/s} < 30,5 \text{ m/s} \rightarrow \text{válido}$$

La viscosidad del fluido es de $1,49 \cdot 10^{-5} \text{ kg/ms}$ (ANEXO 2). Se calcula el número de Reynolds.

$$Re = \frac{5,14 \text{ kg/m}^3 \cdot 0,035 \text{ m} \cdot 19,76 \text{ m/s}}{1,49 \cdot 10^{-5}} = 2,38 \cdot 10^5$$

- Rugosidad de $0,002 \text{ m}$; por tanto, nuestra rugosidad relativa:

$$\frac{\varepsilon}{D} = 5,6 \cdot 10^{-5}$$

Mediante el número de Reynolds y la rugosidad relativa se obtiene un valor de:

$$f = 0,0157$$

Las pérdidas de carga como ya dijimos anteriormente se calcularán con la ecuación de Weymouth:

$$P_2 = P_1 * \sqrt{\left(1 - \frac{f * L * v^2}{D * R * T}\right)}$$

- $P_1 = 9,993$ bar
- $f = 0,0157$
- $V = 19,76$ m/s
- $D = 0,0358$ m
- $T = 452,88$ K
- $R_g = 461,89$ m²/s²K
- $L = L_{tr} + L_{eq} = 21 + (3 * (20 * 0,0358) + 60 * 0,0358 + 8 * 0,0358) = 25,582$ m

$$P_2 = 9,993 * \sqrt{\left(1 - \frac{0,0157 * 25,582 * 19,76^2}{0,0358 * 461,89 * 452,88}\right)} = 9,88$$

Conducción TRV-5

La conducción TRV-5 lleva la corriente de vapor que sale de la caldera 2, hasta el evaporador 1.

El caudal de líquido que debe transportar es 0,242 m³/s, con una densidad del fluido de 1,65 kg/m³ y una velocidad supuesta de 30,5 m/s. Sustituyendo en la Ecuación A.7.1.:

$$D = \sqrt{\frac{4 * 0,242}{\pi * 30,5}} = 0,1 \text{ m} = 100 \text{ mm} = 3,96''$$

Se escoge un diámetro inmediatamente superior al que hemos obtenido, por lo que elegimos la tubería de 4'' (10s) del catálogo.

Hallamos la velocidad real con la que circulará el fluido por la tubería:

$$D_{int} = D_{ext} - 2e = 108,2 \text{ mm} = 0,108 \text{ m}$$

$$v = \frac{4Q}{\pi D^2} = \frac{4 \cdot 0,242 \text{ m}^3/\text{s}}{\pi (0,108)^2 \text{ m}^2} = 26,21 \text{ m/s} < 30,5 \text{ m/s} \rightarrow \text{válido}$$

La viscosidad del fluido es de $1,33 \cdot 10^{-5}$ kg/ms (Anexo 2). Se calcula el número de Reynolds.

$$Re = \frac{1,65 \text{ kg/m}^3 \cdot 0,108 \cdot 26,21 \text{ m/s}}{1,33 \cdot 10^{-5}} = 3,5 \cdot 10^5$$

- rugosidad de 0,002m; por tanto, nuestra rugosidad relativa:

$$\frac{\varepsilon}{D} = 1,85 \cdot 10^{-5}$$

Mediante el número de Reynolds y la rugosidad relativa se obtiene un valor de:

$$f = 0,0145$$

Ecuación de Weymouth:

$$P_2 = P_1 * \sqrt{\left(1 - \frac{f \cdot L \cdot v^2}{D \cdot R \cdot T}\right)}$$

- $P_1 = 3,04$ bar
- $f = 0,0145$
- $V = 26,21$ m/s
- $D = 0,108$ m
- $T = 406,907$ K
- $R_g = 461,89 \text{ m}^2/\text{s}^2 \text{ K}$
- $L = L_{tr} + L_{eq} = 4,1 + (2(20 \cdot 0,108)) = 8,42$ m

$$P_2 = 9,993 * \sqrt{\left(1 - \frac{0,0145 \cdot 8,42 \cdot 26,21^2}{0,108 \cdot 461,89 \cdot 406,907}\right)} = 2,97$$

Conducción TRV-6

La conducción TRV-6 lleva la corriente de vapor que sale del evaporador 1, hasta el evaporador 2.

El caudal de líquido que debe transportar es $0,502 \text{ m}^3/\text{s}$, con una densidad del fluido de $0,59 \text{ Kg}/\text{m}^3$ y una velocidad supuesta de $30,5 \text{ m}/\text{s}$. Sustituyendo en la Ecuación A.7.1.:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,502}{\pi \cdot 30,5}} = 0,145 \text{ m} = 145 \text{ mm} = 5,7''$$

Se escoge un diámetro inmediatamente superior al que hemos obtenido, por lo que elegimos la tubería de 6'' (10s) del catálogo.

Hallamos la velocidad real con la que circulará el fluido por la tubería:

$$D_{\text{int}} = D_{\text{ext}} - 2e = 168,3 - 2 \cdot 3,76 = 160,78 \text{ m}$$

$$v = \frac{4Q}{\pi D^2} = \frac{4 \cdot 0,502 \text{ m}^3/\text{s}}{\pi (0,161)^2 \text{ m}^2} = 24,72 \text{ m}/\text{s} < 30,5 \text{ m}/\text{s} \rightarrow \text{válido}$$

La viscosidad del fluido es de $1,2 \cdot 10^{-5} \text{ kg}/\text{ms}$ (ANEXO 2). Se calcula el número de Reynolds.

$$Re = \frac{0,59 \text{ kg}/\text{m}^3 \cdot 0,161 \cdot 24,72 \text{ m}/\text{s}}{1,2 \cdot 10^{-5}} = 1,95 \cdot 10^5$$

- Rugosidad de $0,002 \text{ m}$; por tanto, nuestra rugosidad relativa:

$$\frac{\varepsilon}{D} = 1,24 \cdot 10^{-5}$$

Mediante el número de Reynolds y la rugosidad relativa se obtiene un valor de:

$$f = 0,0165$$

Ecuación de Weymouth:

$$P_2 = P_1 * \sqrt{\left(1 - \frac{f * L * v^2}{D * R * T}\right)}$$

- $P_1 = 1,011 \text{ bar}$
- $f = 0,0165$
- $V = 24,72 \text{ m/s}$
- $D = 0,161 \text{ m}$
- $T = 374,27 \text{ K}$
- $R_g = 461,89 \text{ m}^2/\text{s}^2 \text{ K}$
- $L = L_{tr} + L_{eq} = 8 + (2(20 * 0,161)) = 14,44 \text{ m}$

$$P_2 = 1,011 * \sqrt{\left(1 - \frac{0,016 * 14,44 * 24,72^2}{0,161 * 461,89 * 374,27}\right)} = 1,008$$

Conducción TRV-7

La conducción TRV-7 lleva la corriente de vapor que sale del evaporador 2, hasta el aerocondensador.

El caudal de líquido que debe transportar es $07,267 \text{ m}^3/\text{s}$, con una densidad del fluido de $0,055 \text{ Kg/m}^3$ y una velocidad supuesta de 28 m/s . Sustituyendo en la Ecuación A.7.1.:

$$D = \sqrt{\frac{4 * 7,267}{\pi * 28}} = 0,575 \text{ m} = 575 \text{ mm} = 22,63''$$

Se escoge un diámetro inmediatamente superior al que hemos obtenido, por lo que elegimos la tubería de 24'' (10s) del catálogo.

Hallamos la velocidad real con la que circulará el fluido por la tubería:

$$D_{int} = D_{ext} - 2e = 610 - 2 * 6,35 = 597,3 \text{ mm} = 0,597 \text{ m}$$

$$v = \frac{4Q}{\pi D^2} = \frac{4 \cdot 7,267 \text{ m}^3/\text{s}}{\pi (0,597)^2 \text{ m}^2} = 25,935 \text{ m/s} < 28 \text{ m/s} \rightarrow \text{válido}$$

La viscosidad del fluido es de $9,6 \cdot 10^{-4}$ kg/ms (ANEXO 2). Se calcula el número de Reynolds.

$$Re = \frac{0,055 \text{ kg/m}^3 \cdot 0,597 \cdot 25,935 \text{ m/s}}{9,6 \cdot 10^{-4}} = 8,87 \cdot 10^4$$

- Rugosidad de 0,002m; por tanto, nuestra rugosidad relativa:

$$\frac{\varepsilon}{D} = 3,35 \cdot 10^{-6}$$

Mediante el número de Reynolds y la rugosidad relativa se obtiene un valor de:

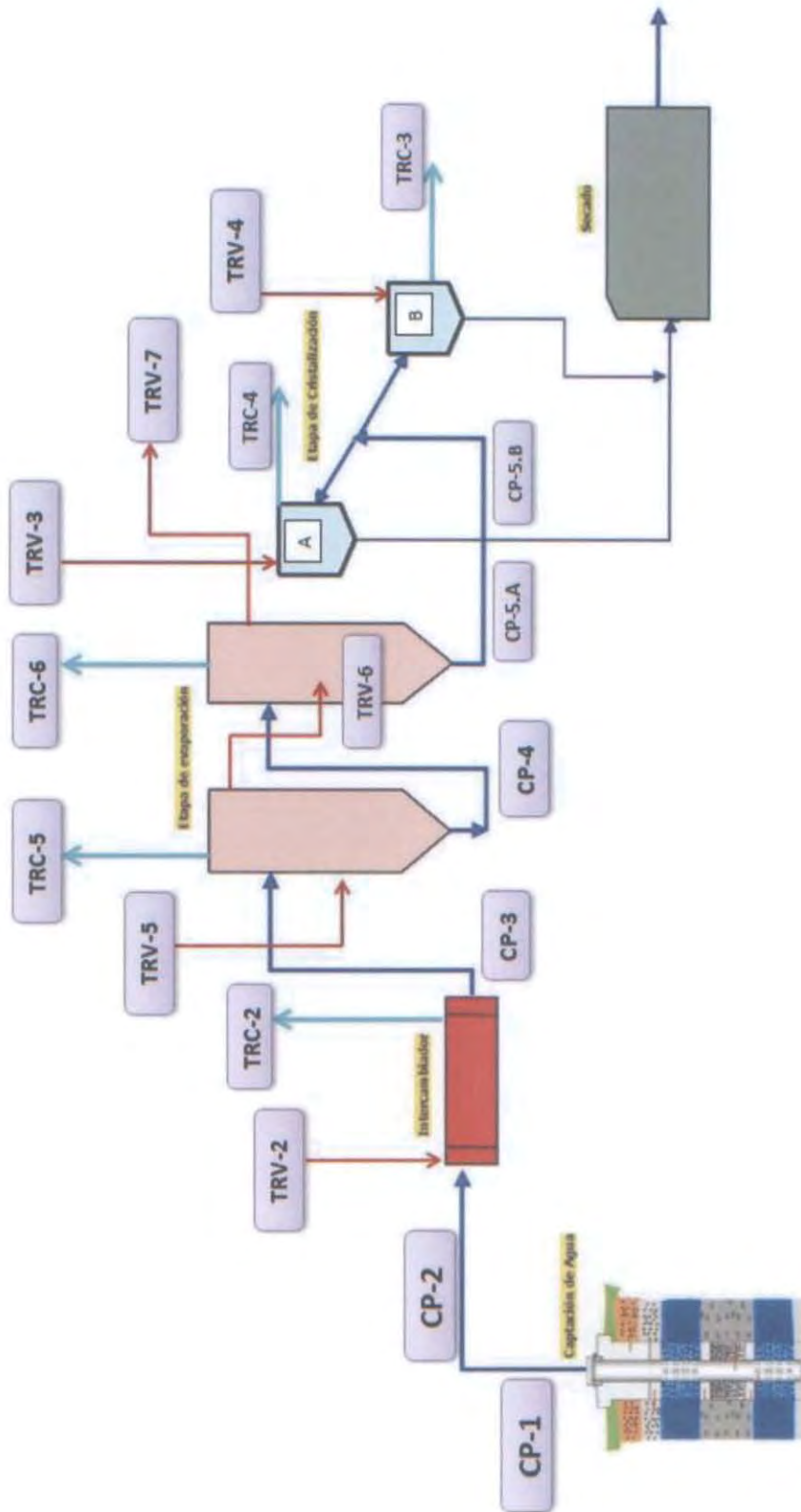
$$f = 0,018$$

Ecuación de Weymouth:

$$P_2 = P_1 * \sqrt{\left(1 - \frac{f \cdot L \cdot v^2}{D \cdot R \cdot T}\right)}$$

- $P_1 = 0,08 \text{ bar}$
- $f = 0,02$
- $V = 25,935 \text{ m/s}$
- $D = 0,597 \text{ m}$
- $T = 319,7 \text{ K}$
- $R_g = 461,89 \text{ m}^2/\text{s}^2 \text{ K}$
- $L = L_{tr} + L_{eq} = 19,8 + (2(20 \cdot 0,597)) = 43,68 \text{ m}$

$$P_2 = 0,08 * \sqrt{\left(1 - \frac{0,02 \cdot 43,68 \cdot 25,935^2}{0,597 \cdot 461,89 \cdot 319,7}\right)} = 0,0797$$



A7.1 Esquema tuberías

Conducción	Ø nominal (in)	Ø interno (m)	Espesor(m)	Velocidad (m/s)
CP-1	2"			0,41
CP-2	1"	0,0301	0,00165	1,22
CP-3	1"	0,02664	0,00338	1,557
CP-4	3/4"	0,0234	0,00165	1,17
CP-5.A	3/8"	0,0138	0,00138	0,5919
CP-5.B	3/8"	0,0138	0,00138	0,5919
TRV-1	2"	0,05248	0,00391	17,059
TRV-2	1-1/4"	0,035	0,00356	18,5
TRV-3	1-1/4"	0,0358	0,00356	19,76
TRV-4	1-1/4"	0,0358	0,00356	19,76
TRV-5	4"	0,108	0,00305	26,21
TRV-6	6"	0,161	0,00376	24,72
TRV-7	24"	0,597	0,00635	25,935
TRC-1	1/2"	0,01576	0,00277	1,10
TRC-2	3/8"	0,0125	0,00231	0,85
TRC-3	3/8"	0,0125	0,00231	0,91
TRC-4	3/8"	0,0125	0,00231	0,91
TRC-5	3/4"	0,02248	0,00211	1,076
TRC-6	3/4"	0,02248	0,00211	1,08
TRC-7	3/4"	0,02248	0,00211	1,08

A.7.2 Tabla resumen tuberías

Conducción	Ø nominal (in)	Ø interno (m)	ε/D	Velocidad (m/s)	4f	L(m)	Re	h _{fTR}	h _{fAcc}	h _{fTotal}
CP-1	2"			0,41						3,772
CP-2	1"	0,0301	0,000066	1,22	0,021	5,2	4,6*10 ⁴	0,275	0,0835	0,358
CP-3	1"	0,02664	0,000075	1,557	0,018	10,1	1,02*10 ⁵	0,844	0,117	0,961
CP-4	3/4"	0,0234	0,000085	1,17	0,0148	9,87	3,61*10 ⁵	0,436	0,1047	0,665
CP-5.A	3/8"	0,0138	0,000145	0,5919	0,0265	13	1,32*10 ⁴	0,446	0,044	0,49
CP-5.B	3/8"	0,0138	0,000145	0,5919	0,0265	13	1,32*10 ⁵	0,446	0,044	0,49
TRC-1	1/2"	0,01576	0,000128	1,1	0,03	1,75	1,02*10 ⁴	0,0205	0,0303	0,235
TRC-2	3/8"	0,0125	0,00016	0,85	0,0205	4,15	6,16*10 ⁴	0,251	0,0847	0,31
TRC-3	3/8"	0,0125	0,00016	0,91	0,0205	29,85	6,5*10 ⁴	2,06	0,19	2,25
TRC-4	3/8"	0,0125	0,00016	0,91	0,0205	22,45	6,5*10 ⁴	1,55	0,17	1,72
TRC-5	3/4"	0,02248	0,0000889	1,076	0,0188	4,5	1,09*10 ⁵	0,2015	0,059	0,26
TRC-6	3/4"	0,02248	0,0000889	1,08	0,0185	4,5	8,34*10 ⁴	0,2204	0,059	0,28
TRC-7	3/4"	0,02248	0,0000889	1,08	0,0185	4,5	3,81*10 ⁴	1,236	0,12	1,355

A.7.3 Tabla resumen corrientes líquidas

Conducción	Ø nominal (in)	Ø interno (m)	ε/D	Re	4f	L(m)	Velocidad (m/s)
TRV-1	2"	0,05248	0,000038	3*10 ⁵	0,0145	0,5	17,059
TRV-2	1-1/4"	0,035	0,000057	2,18*10 ⁵	0,0155	3,5	18,5
TRV-3	1-1/4"	0,0358	0,000056	2,38*10 ⁵	0,0157	21	19,76
TRV-4	1-1/4"	0,0358	0,000056	2,38*10 ⁵	0,0157	21	19,76
TRV-5	4"	0,108	0,000018	3,5*10 ⁵	0,0145	4,1	26,21
TRV-6	6"	0,161	0,000012	1,95*10 ⁵	0,0165	8	24,72
TRV-7	24"	0,597	0,00000335	8,8*10 ⁴	0,018	19,8	25,935

A.7.4 Tabla resumen corrientes vapor

Anexo 8. Elementos de impulsión

A.8.1. Bombas

La impulsión de líquidos en un proceso químico es fundamental, existiendo dos tipos básicos de bombas: bombas de desplazamiento positivo y bombas centrifugas. La primera de estas bombas se basa en el uso de un pistón que impulsa el líquido, mientras que las centrifugas, como su propio nombre indica, impulsan el fluido gracias a una fuerza centrífuga.

Las bombas se suelen instalar en parejas debido a posibles averías, las tareas de mantenimiento y a aumentar la vida útil de las mismas. Así, el proceso seguirá operativo si una bomba está fuera de servicio por avería o por cualquier otra razón. El empleo de las bombas es alternativo, unos periodos de tiempo (horas, días, etc.) funciona una de las bombas, y otros periodos funciona otra, nunca las dos a la vez. Por todo ello se calcularán las características de las bombas necesarias (B-01, B-02, y B-03) y se instalarán por cada punto anteriormente citado una pareja de bombas idénticas.

La elección del tipo de bombas depende de muchos factores, existiendo un método sencillo de selección que es el método gráfico. Mediante este método, conociendo el caudal que es necesario impulsar y la altura útil de impulsión (H), se puede obtener el tipo de bomba idóneo para ese caso concreto.

La ventaja de las bombas de desplazamiento positivo es que la altura útil de impulsión que proporcionan es mayor que la de las bombas centrifugas, pero el caudal que expulsan es pulsante (las bombas centrifugas impulsa un caudal continuo) y este caudal que pueden impulsar es menor que el de las bombas centrifugas. Las centrifugas poseen un mantenimiento y un diseño sencillo y son de menor coste a las de desplazamiento positivo.

Los parámetros básicos en el diseño de una bomba son:

- La altura útil de impulsión (H).
- El caudal que es posible impulsar (Q).
- La potencia (P).
- La altura neta de succión positiva (NPSHd).

La altura útil de impulsión se define como la presión efectiva que debe aplicar la bomba para elevar el líquido desde el punto más bajo hasta el más alto en elevación venciendo resistencias, desniveles y presiones que existan en el camino. La expresión que permite su cálculo se obtiene de la Ecuación de Bernoulli, y es:

$$H = \frac{P_2 - P_1}{\rho * g} + (Z_2 - Z_1) + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 * g} + h_f \quad \text{[A.8.1]}$$

Siendo:

- $\frac{P_2 - P_1}{\rho * g}$ La carga debida a la diferencia de presiones entre los puntos 1 y 2.
- $(Z_2 - Z_1)$ La carga debida a la diferencia de altura entre los puntos 1 y 2.
- $\frac{v_2^2 - v_1^2}{2 * g}$ La carga debida a la diferencia de velocidades entre los puntos 1 y 2.
- h_f La carga debida al rozamiento entre los puntos 1 y 2.

Los puntos 1 y 2 corresponden con el punto de aspiración y de descarga de la bomba respectivamente.

La potencia de la bomba se calcula mediante la expresión:

$$P = H * \rho * g * Q \quad \text{[A.8.2]}$$

Siendo:

- P la potencia de la bomba en W.
- H la altura útil de impulsión, en m.
- ρ la densidad del líquido, en kg/m^3 .
- g la aceleración de la gravedad ($9,81 \text{ m/s}^2$).
- Q el caudal volumétrico de líquido, en m^3/s .

La cavitación es el fenómeno que ocurre en las bombas en las que la presión en la entrada de la bomba (lugar de más baja presión en el sistema) alcanza el valor de la presión de vapor del líquido que se está bombeado. El líquido hervirá y formará burbujas, y estas se mueven del área de baja presión de la bomba hacia el área de alta presión, donde el vapor regresa de nuevo a la fase líquida. Esta condensación del líquido produce fuertes ondas de choque que pueden llegar a desprender superficies sólidas circundantes creando cavidades (produce abrasión en el material de la bomba). Con el paso del tiempo se pueden llegar a generar daños irreparables en el cuerpo de la bomba. La manera de evitar la cavitación es asegurar que la carga total media en la succión de la bomba, denominada altura neta de succión positiva, sea mayor a la carga de presión de vapor del fluido.

A.8.2 Bomba - 01

La bomba B-01 es la encargada de impulsar la corriente de producto que proviene del evaporador 2 hasta los cristalizadores.

El motivo de la existencia de esta bomba es que se necesita un aparato de impulsión que permita salvar la altura a la que se encuentran los cristalizadores.

Como se comentó anteriormente, las bombas se encuentran duplicadas, por lo que se situará una pareja de bombas idénticas cuyas características (de cada una de ellas) corresponderá a las calculadas aquí.

Primero se calculan las pérdidas de carga que debe salvar la bomba, las cuales son las pérdidas de carga que sufre el líquido en las conducciones CP-5.A y CP-5.B; calculadas anteriormente:

$$h_{ft} = h_{ftr} + h_{fac} = 0,49m$$

Al ser el diámetro de las tuberías de aspiración e impulsión el mismo, la velocidad del fluido será la misma a la salida y a la entrada, por lo que el término de carga debida a la diferencia de velocidades entre el punto 1 y 2 se anulará.

La altura a la que se encuentran las tuberías del suelo es 1,5 m, por lo que z₁ poseerá este valor. Y la altura a la que se encuentra el punto al que queremos que llegue el fluido es 6,5m, por tanto Z₂ será 6,5m.

A continuación se calcula la altura útil de impulsión mediante la Ecuación A.8.1:

$$H = \frac{(1atm - 0,0789atm)101325Pa/atm}{1197,2kg/m^3 * 9,8m/s^2} + (6,5m - 1,5m) + 0,49m = 13,44m$$

Por tanto escogeremos una bomba centrífuga, calculamos la potencia requerida por la bomba:

$$P = 13,44m * 1197,2 kg/m^3 * 9,8 m/s^2 * 8,85^{-5} m^3/s = 13,95 W$$

$P = 0,01395Kw$

La bomba debe impulsar un caudal de 0,318 m³/h y realizar una carga mínima de 13,95 m.

La bomba seleccionada es suministrada por la empresa BOMBAS ITUR ,S.A.

Modelo serie TX, Bomba horizontal multicelular, monobloc horizontal, cierre mecánico, cuerpos en acero inoxidable, Impulsores y difusores en Noryl, eje en acero inoxidable. Todas las partes en contacto con el fluido están exentas de oxidación, Aislamiento clase F. Motores monofásicos con condensador y protección térmica.

Las prestaciones máximas del modelo elegido son:

- Caudal = 4,8 m³/h
- Altura = 19,5m
- Presión = hasta 16 bar
- Temperatura = -5+120 °C
- Revoluciones = 2850 r.p.m

TIPO DE BOMBA	P2 Potencia del motor		Corriente		Caudal en m ³ /hora												
	kW	HP	Clase	Tensión Voltios	0,3	1,2	2,4	3,6	4,8	6,0	7,2	8,4	9,6	10,8	12	13	14
					Altura manométrica en metros												
TX-03/2/50M	0,37	0,50	Mon	230	19,5	17,3	13,7	9,5	4,9								

A8.1: Tabla Bomba-01 TX-03/2/50M

A.8.3 Bomba - 02

La bomba B-02 es la encargada de impulsar la corriente de condensado que proviene del aerocondensador hasta el tanque de almacenamiento.

El motivo de la existencia de esta bomba es que se necesita un aparato de impulsión que permita salvar la altura a la que se encuentran la entrada del tanque y la distancia a la que está el tanque del aerocondensador, además la carga por la gran diferencia de presión.

También se encontrará duplicada, por lo que situará una pareja de bombas idénticas cuyas características (de cada una de ellas) corresponderá a las calculadas aquí.

Se calculan las pérdidas de carga que debe salvar la bomba, las cuales son las pérdidas de carga que sufre el líquido en la conducción TRC-7:

$$h_{ft} = h_{ftr} + h_{fac} = 1,355m$$

Al ser el diámetro de las tuberías de aspiración e impulsión el mismo, la velocidad del fluido será la misma a la salida y a la entrada, por lo que el término de carga debida a la diferencia de velocidades entre el punto 1 y 2 se anulará.

La altura a la que se encuentran las tuberías del suelo es 2 m, por lo que Z₁ poseerá este valor. Y la altura a la que se encuentra el punto al que queremos que llegue el fluido es 6,5m, por tanto Z₂ será 6,5m.

A continuación se calcula la altura útil de impulsión mediante la Ecuación A.8.1:

$$H = \frac{(1\text{atm}-0,0789\text{atm})101325\text{Pa/atm}}{991,669 \cdot 9,8\text{m/s}^2} + (6,5\text{m} - 2\text{m}) + 1,355\text{m} = 15,45\text{m}$$

Por tanto escogeremos una bomba horizontal, calculamos la potencia requerida por la bomba:

$$P = 15,45\text{m} \cdot 991,669 \text{ kg/m}^3 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2 \cdot 4,05^{-4} \text{ m}^3/\text{s} = 60,81 \text{ W}$$

$$P = 0,06081\text{Kw}$$

La bomba debe impulsar un caudal de 1,458 m³/h y realizar una carga mínima de 15,45 m. La bomba seleccionada es suministrada por la empresa BOMBAS ITUR,S.A., Serie CC; bomba centrífuga de un impulsor. Monobloc, horizontal, cierre mecánico, cuerpos en hierro fundido, Impulsor en latón, eje de acero inoxidable, motor a 2900 rpm, de protección IP-44, motores monofásicos con condensador y protector térmico.

Las prestaciones máximas del modelo elegido son:

- Caudal = 6 m³/h
- Altura = 21 m
- Presión = hasta 8 bar
- Temperatura = 90 °C
- Revoluciones = 2900 r.p.m

TIPO DE BOMBA	P2 Potencia del motor		Corriente		Peso en Kg	Caudal en m ³ /hora								
	kW	HP	Clase	Tensión Voltios		0,5	1	2	3	4	5	6	7	8
						Altura manométrica en metros								
CC-51M	0,37	0,5	Mon	230	9,0	21	20	19	17	15	12	8		

A8.2 Tabla Bomba-02 CC-51M

A.8.4 Bomba - 03

La bomba B-03 es la encargada de impulsar la corriente de condensado que proviene del evaporador 2 hasta el tanque de almacenamiento.

El motivo de la existencia de esta bomba es que se necesita un aparato de impulsión que permita salvar la diferencia de presiones a la que se encuentran la entrada del tanque.

También se encontrará duplicada, por lo que situará una pareja de bombas idénticas cuyas características (de cada una de ellas) corresponderá a las calculadas aquí.

Se calculan las pérdidas de carga que debe salvar la bomba, las cuales son las pérdidas de carga que sufre el líquido en la conducción TRC-6:

$$h_{ft} = h_{ftr} + h_{fac} = 0,28m$$

Al ser el diámetro de las tuberías de aspiración e impulsión el mismo, la velocidad del fluido será la misma a la salida y a la entrada, por lo que el término de carga debida a la diferencia de velocidades entre el punto 1 y 2 se anulará.

La altura a la que se encuentran las tuberías del suelo es 6,5m, por lo que Z_1 poseerá este valor. Y la altura a la que se encuentra el punto al que queremos que llegue el fluido es 6m, por tanto Z_2 será 6m.

A continuación se calcula la altura útil de impulsión mediante la Ecuación A.8.1:

$$H = \frac{(1atm - 1,011atm)101325Pa/atm}{931,793 \cdot 9,8m/s^2} + (6,5m - 6m) + 0,28m = 0,657m$$

Por tanto escogeremos una bomba centrífuga, calculamos la potencia requerida por la bomba:

$$P = 0,657m \cdot 931,793 kg/m^3 \cdot 9,8 m/s^2 \cdot 3,91 \cdot 10^{-4} m^3/s = 2,34 W$$

$$P = 0,00234 Kw$$

La bomba debe impulsar un caudal de $1,41 m^3/h$ y realizar una carga mínima de 0,657 m. La bomba seleccionada es suministrada por la empresa BOMBAS ITUR, S.A., Serie CC; bomba centrífuga de un impulsor. Monobloc, horizontal, cierre mecánico, cuerpos en hierro fundido, Impulsor en latón, eje de acero inoxidable, motor a 2900 rpm, de protección IP-44, motores monofásicos con condensador y protector térmico. Mismo modelo que la bomba B-02

Las prestaciones máximas del modelo elegido son:

- Caudal = 6 m³/h
- Altura = 21 m
- Presión = hasta 8 bar
- Temperatura = 90 °C
- Revoluciones = 2900 r.p.m

TIPO DE BOMBA	P2 Potencia del motor		Corriente		Peso en Kg	Caudal en m ³ /hora								
	kW	HP	Clase	Tensión Voltios		0,5	1	2	3	4	5	6	7	8
						Altura manométrica en metros								
CC-51M	0,37	0,5	Mon	230	9,0	21	20	19	17	15	12	8		

A8.3 Tabla Bomba-02 CC-51M

A.8.5 Bomba de Captación

La bomba B-05 es la encargada de impulsar la corriente de producto del pozo del cual la obtenemos hasta el intercambiador. El motivo de la existencia de esta bomba es que se necesita un aparato de impulsión que permita salvar la profundidad del pozo respecto de nuestro intercambiador.

Se calculan las pérdidas de carga que debe salvar la bomba, las cuales son las pérdidas de carga que sufre el líquido en la conducción CP-1 y CP-2:

$$h_{ft} = h_{ftr} + h_{fac} = 4,018m$$

Al ser el diámetro de las tuberías de aspiración e impulsión el mismo, la velocidad del fluido será la misma a la salida y a la entrada, por lo que el término de carga debida a la diferencia de velocidades entre el punto 1 y 2 se anulará.

Z₁= 0 tomaremos como punto de referencia el agua del pozo. Y la altura a la que se encuentra el punto al que queremos que llegue el fluido es 140,5m, por tanto Z₂ tendrá este valor.

A continuación se calcula la altura útil de impulsión mediante la Ecuación A.8.1:

$$H = \frac{(1,742atm - 1atm)101325Pa/atm}{1022,6 \cdot 9,8m/s^2} + (140,5m - 0m) + 4,018m = 152,02m$$

Por tanto escogeremos una bomba centrífuga, calculamos la potencia requerida por la bomba:

$$P = 152,02m * 1022,6 \text{ kg/m}^3 * 9,8 \text{ m/s}^2 * 8,68^{-4} \text{ m}^3/s = 1322,45W$$

$$P = 1,32Kw$$

La bomba debe impulsar un caudal de 3,125 m³/h y realizar una carga mínima de 152,02 m. La bomba seleccionada es suministrada por la empresa BOMBAS ITUR,S.A., Serie D4, modelo D4-21/32/4T3; bomba sumergible.

Construcción:

- Cuerpos de aspiración e impulsión en latón.
- Dispone de anillas para suspender la bomba con un cable de acero.
- Válvula de retención incorporada.
- Impulsores y difusores en policarbonato.
- Nuevo diseño de impulsores flotantes, de alto rendimiento y resistencia a la abrasión
- Cojinetes de neopreno y casquillos en acero inoxidable.
- Eje de bomba, camisa, acoplamiento, tornillería, rejilla de aspiración y chapa protectora de cable en acero inoxidable
- Motor a 2900 rpm, sumergible Franklin en acero inoxidable, no contaminante.

Funcionamiento

- Totalmente silencioso y sin vibraciones.
- Para bombeos de aguas limpias. Muy apropiado para, equipos de presión, etc.
- Máxima suspensión de arena en el agua bombeada: 40 grs/m3.
- Máxima temperatura del agua: 30 °C.
- Es necesario proteger el motor mediante un cuadro eléctrico con contactor-guardamotor, e instalar un sistema de detección de mínimo nivel de agua, que evite el funcionamiento en seco de la bomba.

❖ Añadir según Tipo de tensión disponible:

M = monofásica 230 V

T3 = trifásica 400 V

Las prestaciones máximas del modelo elegido son:

- Caudal = 9,5m³/h
- Altura = 175
- Temperatura = 30°C

TIPO DE BOMBA	kW	HP	Tens. disp.*	kg	0	3	4	5	6	7	8	9	9,5	10	11	12	13	14	15
D4-21/10/1,1 *	1,10	1,50	M - T3	18,0	54	50	48	42	36	30	24	16	10						
D4-21/13/1,5 *	1,50	2,00	M - T3	21,0	68	63	60	55	47	38	29	21	15						
D4-21/19/2,2T3	2,20	3,00	T3	23,0	100	92	89	81	70	54	43	28	20						
D4-21/26/3T3	3,00	4,00	T3	35,0	140	130	125	111	95	76	62	43	34						
D4-21/32/4T3	4,00	5,50	T3	40,0	175	164	157	142	120	98	79	55	42						
D4-21/40/5,5T3	5,50	7,50	T3	63,0	225	208	200	185	155	127	102	73	60						

A8.4 Tabla Bomba Captación D4-21/32/4T3

Anexo 9. Tablas y Gráficas

Tabla A.9.1

Propiedades del agua a diferentes temperaturas (Incropera & DeWitt, 1999)

Temperatura, T (K)	Presión P (bars) ^a	Volumen específico (m ³ /kg)		Entalpía de vaporización h_{fg} (kJ/kg)	Calor específico (kJ/kg · K)		Viscosidad (N · s/m ²)		Conductividad térmica (W/m · K)		Número de Prandtl		Tensión superficial $\sigma_s \cdot 10^3$ (N/m)	Coeficiente de expansión $\beta_f \cdot 10^6$ (K ⁻¹)
		$v_f \cdot 10^3$	v_g		$c_{p,f}$	$c_{p,g}$	$\mu_f \cdot 10^6$	$\mu_g \cdot 10^6$	$k_f \cdot 10^3$	$k_g \cdot 10^3$	Pr_f	Pr_g		
273.15	0.00611	1.000	206.3	2502	4.217	1.854	1750	8.02	569	18.2	12.99	0.815	75.5	-68.05
275	0.00697	1.000	181.7	2497	4.211	1.855	1652	8.09	574	18.3	12.22	0.817	75.3	-32.74
280	0.00990	1.000	130.4	2485	4.198	1.858	1422	8.29	582	18.6	10.26	0.825	74.8	46.04
285	0.01387	1.000	99.4	2473	4.189	1.861	1225	8.49	590	18.9	8.81	0.833	74.3	114.1
290	0.01917	1.001	69.7	2461	4.184	1.864	1080	8.69	598	19.3	7.56	0.841	73.7	174.0
295	0.02617	1.002	51.94	2449	4.181	1.868	959	8.89	606	19.5	6.62	0.849	72.7	227.5
300	0.03531	1.003	39.13	2438	4.179	1.872	855	9.09	613	19.6	5.83	0.857	71.7	276.1
305	0.04712	1.005	29.74	2426	4.178	1.877	769	9.29	620	20.1	5.20	0.865	70.9	320.6
310	0.06221	1.007	22.93	2414	4.178	1.882	695	9.49	628	20.4	4.62	0.873	70.0	361.9
315	0.08132	1.009	17.82	2402	4.179	1.888	631	9.69	634	20.7	4.16	0.883	69.2	400.4
320	0.1053	1.011	13.98	2390	4.180	1.895	577	9.89	640	21.0	3.77	0.894	68.3	436.7
325	0.1351	1.013	11.06	2378	4.182	1.903	528	10.09	645	21.3	3.42	0.901	67.5	471.2
330	0.1719	1.016	8.82	2366	4.184	1.911	489	10.29	650	21.7	3.15	0.908	66.6	504.0
335	0.2167	1.018	7.09	2354	4.186	1.920	453	10.49	656	22.0	2.88	0.916	65.8	535.5
340	0.2713	1.021	5.74	2342	4.188	1.930	420	10.69	660	22.3	2.66	0.925	64.9	566.0
345	0.3372	1.024	4.683	2329	4.191	1.941	389	10.89	668	22.6	2.45	0.933	64.1	595.4
350	0.4163	1.027	3.846	2317	4.195	1.954	365	11.09	668	23.0	2.29	0.942	63.2	624.2
355	0.5100	1.030	3.180	2304	4.199	1.968	343	11.29	671	23.3	2.14	0.951	62.3	652.3
360	0.6209	1.034	2.645	2291	4.203	1.983	324	11.49	674	23.7	2.02	0.960	61.4	679.9
365	0.7514	1.038	2.212	2278	4.209	1.999	306	11.69	677	24.1	1.91	0.969	60.5	707.1
370	0.9040	1.041	1.861	2265	4.214	2.017	289	11.89	679	24.5	1.80	0.978	59.5	728.7
373.15	1.0133	1.044	1.679	2257	4.217	2.029	279	12.02	680	24.8	1.76	0.984	58.9	750.1
375	1.0815	1.045	1.574	2252	4.220	2.036	274	12.09	681	24.9	1.70	0.987	58.6	761
380	1.2869	1.049	1.337	2239	4.226	2.057	260	12.29	683	25.4	1.61	0.999	57.6	788
385	1.5233	1.053	1.142	2225	4.232	2.080	248	12.49	685	25.8	1.53	1.004	56.6	814

Tabla A.9.1 (Continuación)

390	1.794	1.058	0.980	2212	4.239	2.104	237	12.69	686	26.3	1.47	1.013	55.6	841
400	2.455	1.067	0.731	2183	4.256	2.158	217	13.05	688	27.2	1.34	1.033	53.6	896
410	3.302	1.077	0.553	2153	4.278	2.221	200	13.42	688	28.2	1.24	1.054	51.5	952
420	4.370	1.088	0.425	2123	4.302	2.291	185	13.79	688	29.8	1.16	1.075	49.4	1010
430	5.699	1.099	0.331	2091	4.331	2.369	173	14.14	685	30.4	1.09	1.10	47.2	
440	7.333	1.110	0.261	2059	4.36	2.46	162	14.50	682	31.7	1.04	1.12	45.1	
450	9.319	1.123	0.208	2024	4.40	2.56	152	14.85	678	33.1	0.99	1.14	42.9	
460	11.71	1.137	0.167	1989	4.44	2.68	143	15.19	673	34.6	0.95	1.17	40.7	
470	14.55	1.152	0.136	1951	4.48	2.79	136	15.54	667	36.3	0.92	1.20	38.5	
480	17.90	1.167	0.111	1912	4.53	2.94	129	15.88	660	38.1	0.89	1.23	36.2	
490	21.83	1.184	0.0922	1870	4.59	3.10	124	16.23	651	40.1	0.87	1.25	33.9	--
500	26.40	1.203	0.0766	1825	4.66	3.27	118	16.59	642	42.3	0.86	1.28	31.6	--
510	31.66	1.222	0.0631	1779	4.74	3.47	113	16.95	631	44.7	0.85	1.31	29.3	--
520	37.70	1.244	0.0525	1730	4.84	3.70	108	17.33	621	47.5	0.84	1.35	26.9	--
530	44.58	1.268	0.0445	1679	4.95	3.96	104	17.72	608	50.6	0.85	1.39	24.5	--
540	52.38	1.294	0.0375	1622	5.08	4.27	101	18.1	594	54.0	0.86	1.43	22.1	--
550	61.19	1.323	0.0317	1564	5.24	4.64	97	18.6	580	58.3	0.87	1.47	19.7	--
560	71.08	1.355	0.0269	1499	5.43	5.09	94	19.1	563	63.7	0.90	1.52	17.3	--
570	82.16	1.392	0.0228	1429	5.68	5.67	91	19.7	548	76.7	0.94	1.59	15.0	--
580	94.51	1.433	0.0193	1353	6.00	6.40	88	20.4	528	76.7	0.99	1.68	12.8	--
590	108.3	1.482	0.0163	1274	6.41	7.35	84	21.5	513	84.1	1.05	1.84	10.5	--
600	123.5	1.541	0.0137	1176	7.00	8.75	81	22.7	497	92.9	1.14	2.15	8.4	--
610	137.3	1.612	0.0115	1068	7.85	11.1	77	24.1	467	103	1.30	2.60	6.3	--
620	159.1	1.705	0.0094	941	9.35	15.4	72	25.9	444	114	1.52	3.46	4.5	--
625	169.1	1.778	0.0085	858	10.6	18.3	70	27.0	430	121	1.65	4.20	3.5	--
630	179.7	1.856	0.0075	781	12.6	22.1	67	28.0	412	130	2.0	4.8	2.6	--
635	190.9	1.935	0.0066	683	16.4	27.6	64	30.0	392	141	2.7	6.0	1.5	--
640	202.7	2.075	0.0057	560	26	42	59	32.0	367	155	4.2	9.6	0.8	--
645	215.2	2.351	0.0045	361	90	--	54	37.0	331	178	12	26	0.1	--
647.3*	221.2	3.170	0.0032	0	--	--	45	45.0	238	238	--	--	0.0	--

*Adaptada de la referencia 19.

*1 bar = 10⁵ N/m².

*Temperatura crítica.

Tabla A.9.2 Propiedades del agua y del vapor de agua saturado

PROPIEDADES DEL AGUA Y DEL VAPOR DE AGUA SATURADO
(SEGUN LA PRESION)

p (bar)	t (°C)	v' (m ³ /kg)	v'' (m ³ /kg)	ρ'' (kg/m ³)	h' (kJ/kg)	h'' (kJ/kg)	r (kJ/kg)	s' (kJ/kg·K)	s'' (kJ/kg·K)
0,010	6,9828	0,0010001	129,20	0,007739	29,34	2514,4	2485,0	0,1060	8,9767
0,015	13,036	0,0010006	87,98	0,01137	54,71	2525,5	2470,7	0,1957	8,8288
0,020	17,513	0,0010012	67,01	0,01492	73,46	2533,6	2460,2	0,2607	8,7246
0,025	21,096	0,0010020	54,26	0,01843	88,45	2540,2	2451,7	0,3119	8,6440
0,030	24,100	0,0010027	45,67	0,02190	101,00	2545,6	2444,6	0,3544	8,5785
0,035	26,694	0,0010033	39,48	0,02533	111,85	2550,4	2438,5	0,3907	8,5232
0,040	28,983	0,0010040	34,80	0,02873	121,41	2554,5	2433,1	0,4225	8,4755
0,045	31,035	0,0010046	31,14	0,03211	129,99	2558,2	2428,2	0,4507	8,4335
0,050	32,898	0,0010052	28,19	0,03547	137,77	2561,6	2423,8	0,4763	8,3960
0,055	34,605	0,0010058	25,77	0,03880	144,91	2564,7	2419,8	0,4995	8,3621
0,060	36,183	0,0010064	23,74	0,04212	151,50	2567,5	2416,0	0,5209	8,3312
0,065	37,651	0,0010069	22,02	0,04871	157,64	2570,2	2412,5	0,5407	8,3029
0,070	39,025	0,0010074	20,53	0,04871	163,38	2572,6	2409,2	0,5591	8,2767
0,085	42,689	0,0010089	17,10	0,05848	178,69	2579,2	2400,5	0,6079	8,2082
0,10	45,813	0,0010102	14,67	0,06814	191,83	2584,8	2392,9	0,6493	8,1511
0,15	53,997	0,0010140	10,02	0,09977	225,97	2599,2	2373,2	0,7549	8,0093
0,20	60,086	0,0010172	7,650	0,1307	251,45	2609,9	2358,4	0,8321	7,9094
0,25	64,992	0,0010199	6,204	0,1612	271,99	2618,3	2346,4	0,8932	7,8323
0,30	69,124	0,0010223	5,229	0,1912	289,30	2625,4	2336,1	0,9441	7,7695
0,40	75,886	0,0010265	3,993	0,2504	317,65	2636,9	2319,2	1,0261	7,6709
0,50	81,345	0,0010301	3,240	0,3086	340,56	2646,0	2305,4	1,0912	7,5947
0,60	85,954	0,0010333	2,732	0,3661	359,93	2653,6	2293,6	1,1454	7,5327
0,70	89,959	0,0010361	2,365	0,4229	376,77	2660,1	2283,3	1,1921	7,4804
0,80	93,512	0,0010387	2,087	0,4792	391,72	2665,8	2274,0	1,2330	7,4352
0,90	96,713	0,0010412	1,869	0,5350	405,21	2670,9	2265,6	1,2696	7,3954
1,0	99,632	0,0010434	1,694	0,5904	417,51	2675,4	2257,9	1,3027	7,3598
1,5	111,37	0,0010530	1,159	0,8628	467,13	2693,4	2226,2	1,4336	7,2234
2,0	120,23	0,0010608	0,8854	1,129	504,70	2706,3	2201,6	1,5301	7,1268
2,5	127,43	0,0010675	0,7184	1,392	535,34	2716,4	2181,0	1,6071	7,0520
3,0	133,54	0,0010735	0,6056	1,651	561,43	2724,7	2163,2	1,6716	6,9909
3,5	138,87	0,0010789	0,5240	1,908	584,27	2731,6	2147,4	1,7273	6,9392
4,0	143,62	0,0010839	0,4622	2,163	604,67	2737,6	2133,0	1,7764	6,8943
4,5	147,92	0,0010885	0,4138	2,417	623,16	2742,9	2119,7	1,8204	6,8547
5,0	151,84	0,0010928	0,3747	2,669	640,12	2747,5	2107,4	1,8604	6,8192
5,6	156,16	0,0010977	0,3367	2,970	658,81	2752,5	2093,7	1,9040	6,7809
6,0	158,84	0,0011009	0,3155	3,170	670,42	2755,5	2085,0	1,9308	6,7575
6,6	162,60	0,0011053	0,2883	3,469	686,78	2759,5	2072,7	1,9684	6,7252
7,0	164,96	0,0011082	0,2727	3,667	697,06	2762,0	2064,9	1,9918	6,7052
7,6	168,30	0,0011123	0,2522	3,964	711,68	2765,4	2053,7	2,0249	6,6771
8,0	170,41	0,0011150	0,2403	4,162	720,94	2767,5	2046,5	2,0457	6,6596
8,6	173,44	0,0011188	0,2243	4,458	734,19	2770,4	2036,2	2,0753	6,6348
9,0	175,36	0,0011213	0,2148	4,655	742,64	2772,1	2029,5	2,0941	6,6192
9,6	178,12	0,0011250	0,2020	4,950	754,81	2774,6	2019,8	2,1210	6,5969
10,0	179,88	0,0011274	0,1943	5,147	762,61	2776,2	2013,6	2,1382	6,5828

Tabla A.9.2 (continuación)

p	t	v'	v''	ρ''	h'	h''	r	s'	s''
11,0	184,07	0,0011331	0,1774	5,637	781,13	2779,7	1998,5	2,1786	6,5497
12,0	187,96	0,0011386	0,1632	6,127	798,43	2782,7	1984,3	2,2161	6,5194
13,0	191,61	0,0011438	0,1511	6,617	814,70	2785,4	1970,7	2,2510	6,4913
14,0	195,04	0,0011489	0,1407	7,106	830,08	2787,8	1957,7	2,2837	6,4651
15,0	198,29	0,0011539	0,1317	7,596	844,67	2798,9	1945,2	2,3145	6,4406
16,0	201,37	0,0011586	0,1237	8,085	858,56	2791,7	1933,2	2,3436	6,4175
17,0	204,31	0,0011633	0,1166	8,575	871,84	2793,4	1921,5	2,3713	6,3957
18,0	207,11	0,0011678	0,1103	9,065	884,58	2794,8	1910,3	2,3976	6,3751
19,0	209,80	0,0011723	0,1047	9,555	896,81	2796,1	1899,3	2,4228	6,3554
20,0	212,37	0,0011766	0,09954	10,05	908,59	2797,2	1888,6	2,4469	6,3367
21,0	214,85	0,0011809	0,09489	10,54	919,96	2798,2	1878,2	2,4700	6,3187
22,0	217,24	0,0011850	0,09065	11,03	930,95	2799,1	1868,1	2,4922	6,3015
23,0	219,55	0,0011892	0,08677	11,52	941,60	2799,8	1858,2	2,5136	6,2849
24,0	221,78	0,0011932	0,08320	12,02	951,93	2800,4	1848,5	2,5343	6,2690
25,0	223,94	0,0011972	0,07991	12,51	961,96	2800,9	1839,0	2,5543	6,2536
26,0	226,04	0,0012011	0,07686	13,01	971,72	2801,4	1829,6	2,5736	6,2387
28,0	230,05	0,0012088	0,07139	14,01	990,48	2802,0	1811,5	2,6106	6,2104
30	233,84	0,0012163	0,06663	15,01	1008,4	2802,3	1793,9	2,6455	6,1837
33	239,18	0,0012274	0,06053	16,52	1033,7	2802,3	1768,6	2,6945	6,1463
35	242,54	0,0012345	0,05703	17,54	1049,8	2802,0	1752,2	2,7253	6,1228
38	247,31	0,0012451	0,05244	19,07	1072,7	2801,1	1728,4	2,7689	6,0896
40	250,33	0,0012521	0,04975	20,10	1087,4	2800,3	1712,9	2,7965	6,0685
45	257,41	0,0012691	0,04404	22,71	1122,1	2797,7	1675,6	2,8612	6,0191
50	263,91	0,0012858	0,03943	25,36	1154,5	2794,2	1639,7	2,9206	5,9735
55	269,93	0,0013023	0,03563	28,07	1184,9	2789,9	1605,0	2,9757	5,9309
60	275,55	0,0013187	0,03244	30,83	1213,7	2785,0	1571,3	3,0273	5,8908
65	280,82	0,0013350	0,02972	33,65	1241,1	2779,5	1538,4	3,0759	5,8527
70	285,79	0,0013513	0,02737	36,53	1267,4	2773,5	1506,0	3,1219	5,8162
75	290,50	0,0013677	0,02533	39,48	1292,7	2766,9	1474,2	3,1657	5,7811
80	294,97	0,0013842	0,02353	42,51	1317,1	2759,9	1442,8	3,2076	5,7471
85	299,23	0,0014009	0,02193	45,61	1340,7	2752,5	1411,7	3,2479	5,7141
90	303,31	0,0014179	0,02050	48,79	1363,7	2744,6	1380,9	3,2867	5,6820
95	307,21	0,0014351	0,01921	52,06	1386,1	2736,4	1350,2	3,3242	5,6506
100	310,96	0,0014526	0,01804	55,43	1408,0	2727,7	1319,7	3,3605	5,6198
110	318,05	0,0014887	0,01601	62,48	1450,6	2709,3	1258,7	3,4304	5,5595
120	324,65	0,0015268	0,01428	70,01	1491,8	2689,2	1197,4	3,4972	5,5002
126	328,40	0,0015507	0,01337	74,81	1516,0	2676,1	1160,1	3,5361	5,4646
130	330,83	0,0015672	0,01280	78,14	1532,0	2667,0	1135,0	3,5616	5,4408
140	336,64	0,0016106	0,01150	86,99	1571,6	2642,4	1070,7	3,6242	5,3803
150	342,13	0,0016579	0,01034	96,71	1611,0	2615,0	1004,0	3,6859	5,3178
160	347,33	0,0017103	0,009308	107,4	1650,5	2584,9	934,2	3,7471	5,2531
180	356,96	0,0018399	0,007498	133,4	1734,8	2513,9	779,1	3,8765	5,1128
200	365,70	0,0020370	0,005877	170,2	1826,5	2418,4	591,9	4,0149	4,9412
221,20	374,15	0,00317	315,5	2107,4	2107,4	0,0	4,4429		

NOTAS

(1) Los símbolos utilizados en esta tabla y en las siguientes significan: p - presión absoluta; t, T - temperatura en °C y K; v' - volumen específico del agua saturada; v'' - volumen específico del vapor saturado seco; ρ'' - densidad del vapor saturado seco; h' - entalpía del agua saturada; h'' - entalpía del vapor saturado seco; r - calor de vaporización; s' - entropía del agua saturada; s'' - entropía del vapor saturado seco.

(2) Las constantes del punto crítico del agua son:
 $t_c = 374,15 \text{ } ^\circ\text{C}$; $p_c = 221,20 \text{ bar}$; $v_c = 0,00317 \text{ m}^3/\text{kg}$; $h_c = 2107,4 \text{ kJ/kg}$; $s_c = 4,4429 \text{ kJ/kg}\cdot\text{K}$.

Gráfica A.9.3 MOODY

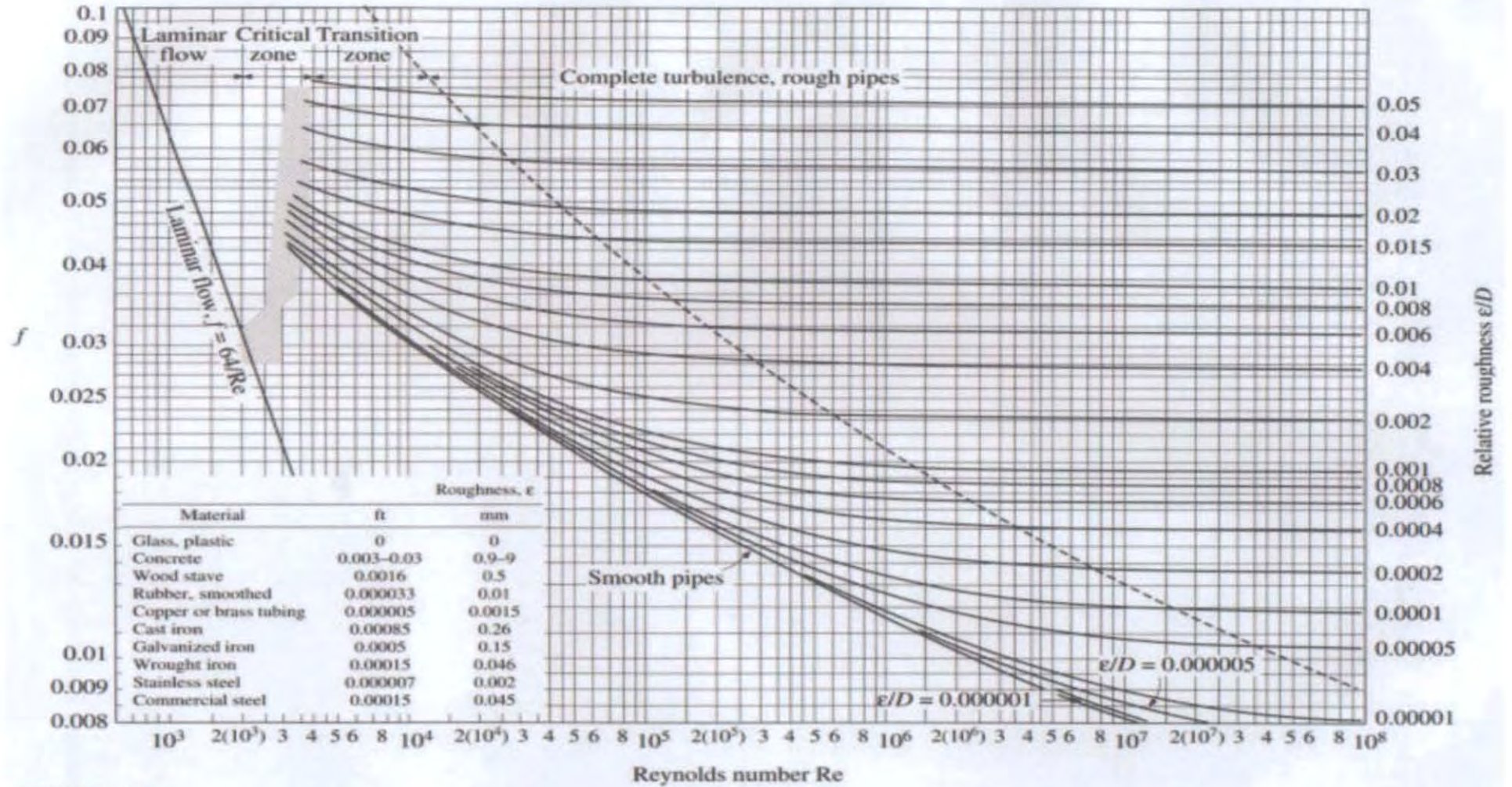
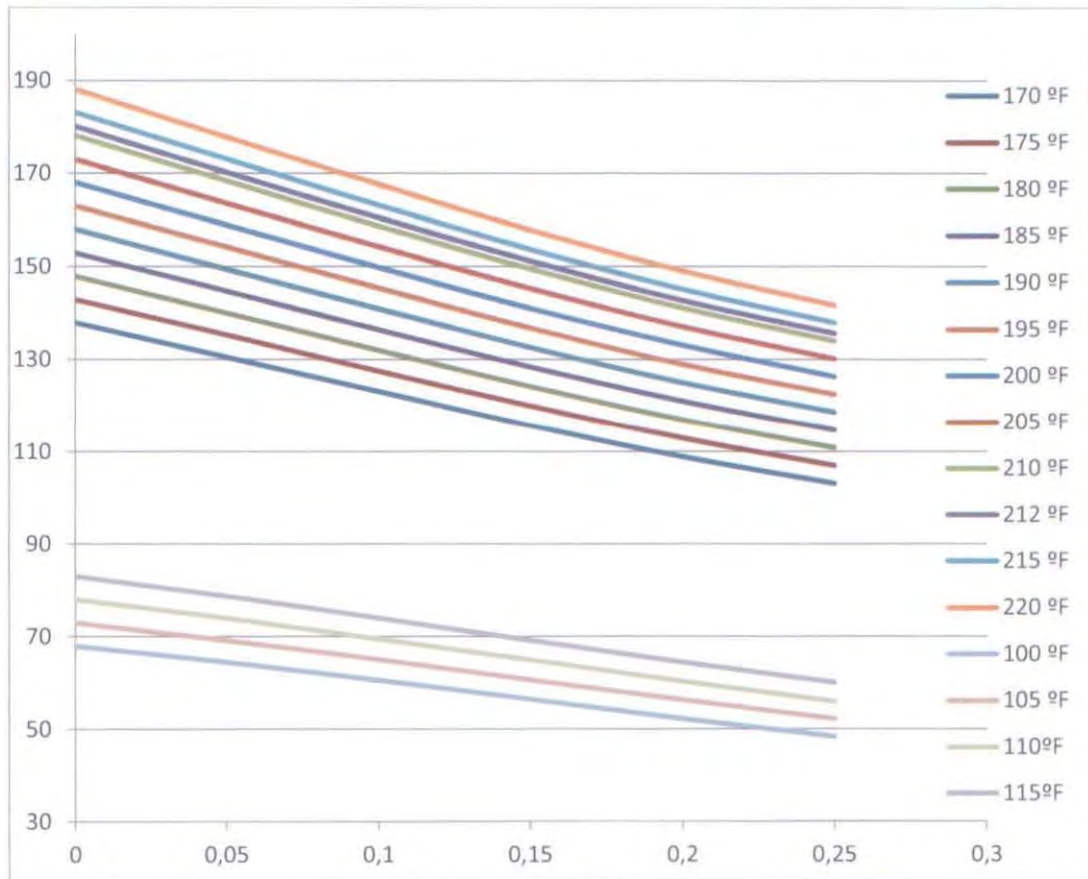


FIGURE A-27

The Moody chart for the friction factor for fully developed flow in circular tubes.

Gráfica A.9.4 – Gráfica de entalpías para disoluciones de NaCl
(Desalination-Elsevier Publishing Company, Amsterdam)



Entalpía (Btu/pound)/Concentración

(Elaborada por los autores del proyecto)

Gráfica A.9.5 – Gráfica de Dühring para disoluciones de NaCl

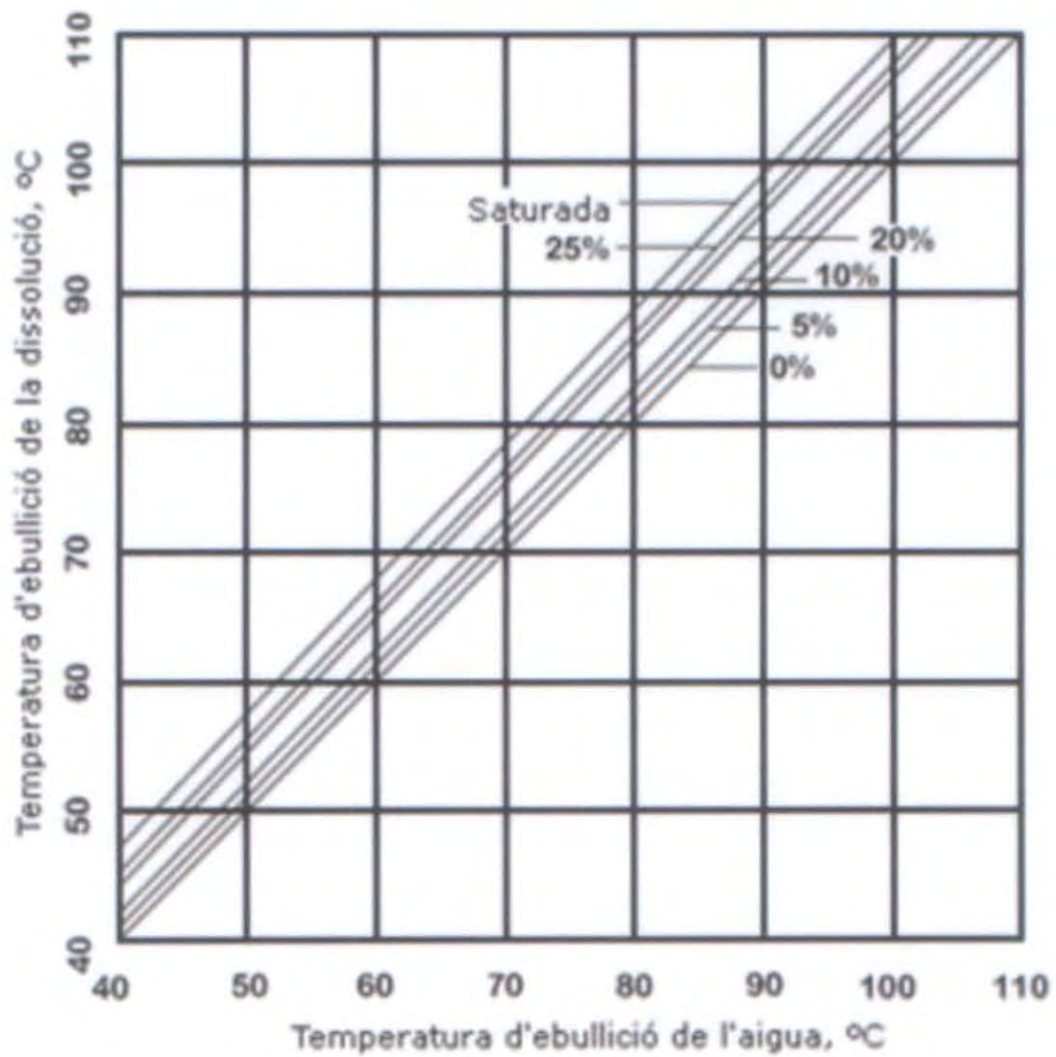


Tabla A.9.6 – Diagrama de Mollier

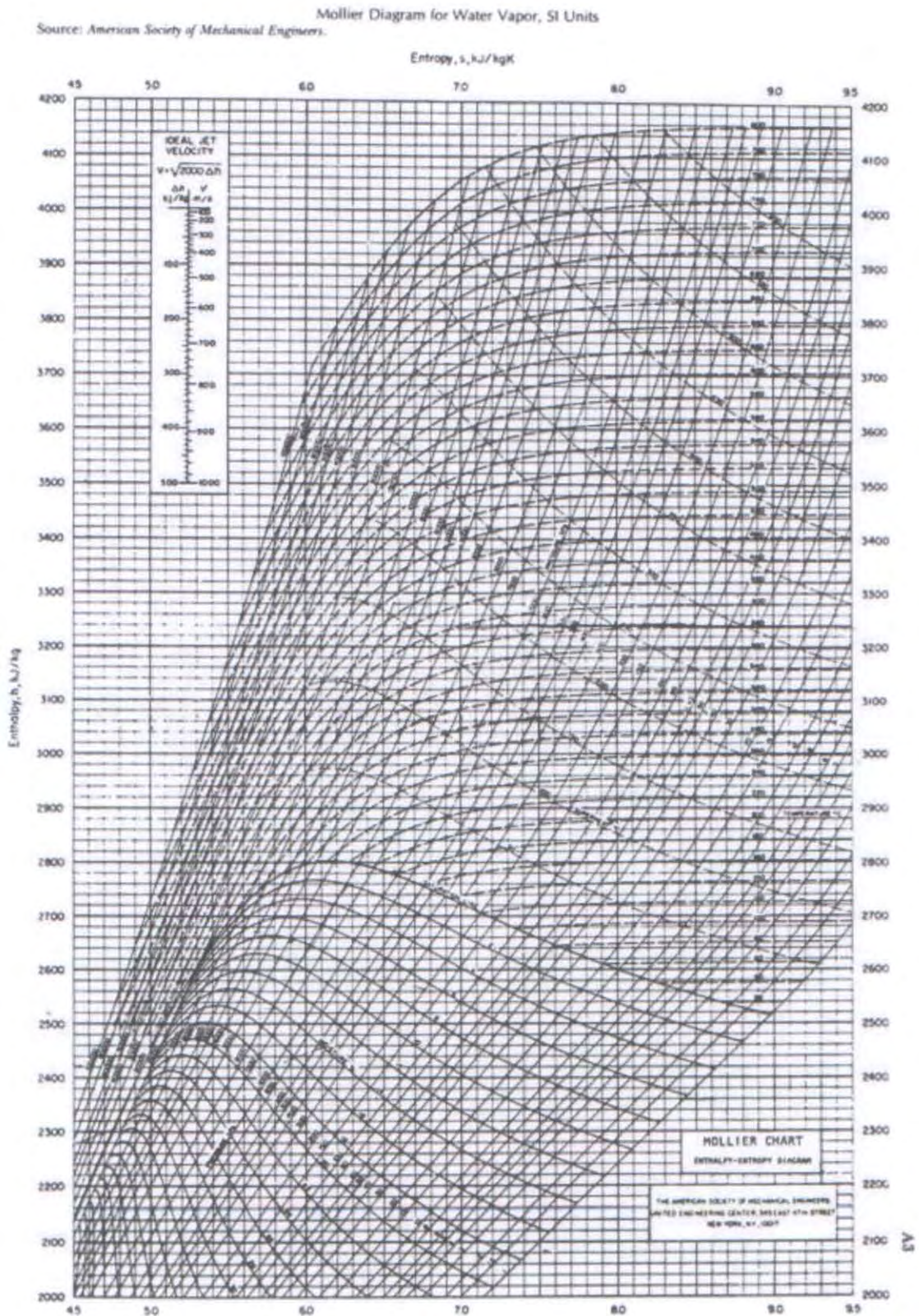


Tabla A.9.7

Nº de diámetros (L/D) y coeficientes K para diferentes accesorios

Accesorios	L/D	Diámetro nominal (en pulgadas)												
		1/2	3/4	1	1 1/4	1 1/2	2	2 1/2-3	4	6	8-10	12-16	18-24	
		Valores de K												
Válv.de compuerta(abierta)	8	0.22	0.2	0.18	0.18	0.15	0.15	0.14	0.14	0.12	0.11	0.1	0.1	
Válv.de globo(abierta)	340	9.2	8.5	7.8	7.5	7.1	6.5	6.1	5.8	5.1	4.8	4.4	4.1	
Válv.de retención horizontal(check)	100	2.7	2.5	2.3	2.2	2.1	1.9	1.8	1.7	1.5	1.4	1.3	1.2	
Válv.de retención horizontal oscilatoria(check)	50	1.4	1.3	1.2	1.1	1.1	1.0	0.9	0.9	0.75	0.7	0.65	0.6	
Válv.de pie de disco(de huso)con colador	420	11.3	10.5	9.7	9.3	8.8	8.0	7.6	7.1	6.3	5.9	5.5	5.0	
Válv.de pie de disco con isagra	75	2	1.9	1.7	1.7	1.7	1.4	1.4	1.3	1.1	1.1	1.0	0.9	
Codos estándar	90°	30	0.81	0.75	0.69	0.66	0.63	0.57	0.54	0.51	0.45	0.42	0.39	0.36
	45°	16	0.43	0.4	0.37	0.35	0.34	0.3	0.29	0.27	0.24	0.22	0.21	0.19
	90° radio largo	16	0.43	0.4	0.37	0.35	0.34	0.3	0.29	0.27	0.24	0.22	0.21	0.19
	180°	50	1.35	1.25	1.15	1.10	1.05	0.95	0.9	0.85	0.75	0.7	0.65	0.6
Curvas de 90°	20	0.54	0.5	0.46	0.44	0.42	0.38	0.36	0.34	0.3	0.28	0.26	0.24	
T en línea (con derivación en la línea principal y lateral cerrada)	20	0.54	0.5	0.46	0.44	0.42	0.38	0.36	0.34	0.3	0.28	0.26	0.24	
T en línea (con circulación por derivación)	60	1.62	1.5	1.38	1.32	1.26	1.14	1.08	1.02	0.9	0.84	0.78	0.72	

Adaptación de: Cameron Hydraulic data

Longitud equivalente = L/D x D

Tabla A.9.8 - Composición del aire

Gas	Peso molecular M (g/mol)	Densidad cond. est. (kg/m ³)	% en volumen	Conc. en masa (kg/m ³)	$R_g = R/M$ (m ² s ⁻² K ⁻¹)
Nitrógeno	28,01	1,250	78,09	0,975	296,82
Oxígeno	32,00	1,429	20,95	0,300	259,81
Argón	38,98	1,783	0,93	0,016	213,29
CO ₂	44,01	1,977	0,03	0,001	188,91
Aire seco	29,00	1,292	100,00	1,292	$R_d=286,69$
Vapor	18,00	—	variable	variable	$R_v=461,89$

Tabla A.9.9
Velocidades típicas de gases (Branan, Carl R., 3ª Edición)

Typical Design Vapor Velocities* (ft./sec.)

Fluid	Line Sizes		
	≤6"	8"-12"	≥14"
Saturated Vapor			
0 to 50 psig	30-115	50-125	60-145
Gas or Superheated Vapor			
0 to 10 psig	50-140	90-190	110-250
11 to 100 psig	40-115	75-165	95-225
101 to 900 psig	30-85	60-150	85-165

Anexo 10. Catálogos

A10.1 Catálogo Intercambiador

Basco Type 500

Type 500 Commercial Standard Models
3" – 8" Diameters, Straight and U-Tubes



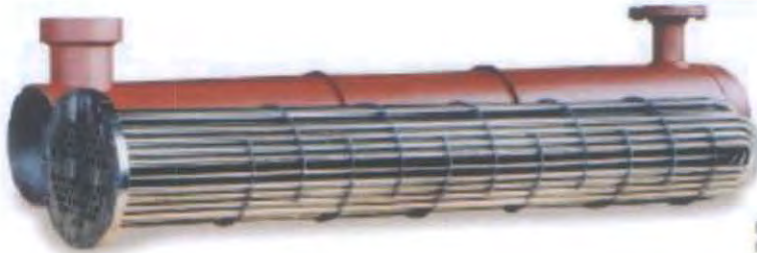
API Heat Transfer

Type 500 Standard Materials

Shell	Steel Pipe or Tubing
Tubes	Copper, Admiralty or 90/10 CuNi
Tubesheets	Steel, Stainless or 90/10 CuNi
Bonnets	Cast Iron
Baffles	Carbon Steel
Gaskets	Compressed Fiber

Commercial standard model and modified model with special shafts flanges shown. Several modifications are available without adding manufacturing delays.

Type 500 Stainless Steel Models
3" – 8" Diameters, Straight and U-Tubes



Type 500 S Materials

Shell	Welded 304 Stainless
Tubes	304 Stainless Steel
Tubesheets	304 Stainless Steel
Bonnets	Cast 304 Stainless
Baffles	304 Stainless Steel
Gaskets	Compressed Fiber

Model shown is removable tubedheet U-tube with type 304 Stainless Steel tubing. Fixed bundle models also available.

Type 500 ASME and TEMA-C Models
5" – 12" Diameters, Straight and U-Tubes



ASME and TEMA-C Materials

Shell	Carbon Steel
Tubes	Copper, Admiralty, 90/10 CuNi, SS
Tubesheets	Carbon Steel, 90/10, SS
Bonnets	Carbon Steel, Cast Ductile Iron
Baffles	Carbon Steel, SS
Gaskets	Compressed Fiber

ASME Code models are available from 5" diameter and up. TEMA-C models are available in straight and U-tube designs through 12" diameter.

Product Nomenclature
 Size (inches)
05 024
 Shell Tube
 Dia. Length
 Overall length, shell port center distance and mounting hole locations can be adjusted by adding or subtracting the actual tube length differential.

Standard Ratings
 Design Pressure Std Units TEMA-C/ASME
 Shellside 300 psi | 150 psi
 Tubeside 150 psi | 150 psi
 Design Temp 300°F, Stainless higher
 Test Pressure
 All units are either pneumatically or hydrostatically tested.

Shells - Steel or 304 Stainless pipe to ASME specification. Shells are cleaned prior to assembly.

Tubes - Copper, roller expanded into tubesheet in 1/4", 3/8" or 5/8" OD. Also available in Admiralty, 304, 316 Stainless Steel or 90/10 CuNi.

Tubesheets - Quality steel to ASME specifications. Precision machined for excellent sealing. Stainless Steel and 90/10 CuNi also available in all sizes.

Baffles - Hot-rolled punched steel for enhanced strength and reliability. Engineered for correct fit to reduce tube wall damage from high velocity fluids. Also available in Brass and 304 Stainless Steel.

Heads - Cast or fabricated construction. Available in 1, 2, or 4-pass designs to meet ASME specifications. Designed to provide excellent gasket sealing. Options include fabricated heads from Steel, 304 Stainless, and 90/10 CuNi. Cast heads are available in Iron, cast 304 Stainless, or cast Bronze. Zinc anodes can be supplied for added protection.

Connections - Tubeside or shellside threaded or flanged in sizes 3", 4", 5", 6" and 8". Additional connections can be provided as option on all models.

Codes - ASME, ASME/TEMA-C are available and stamped accordingly. Code Version 1 has ductile iron bonnets and tubing for shell. Code Version 2 has fabricated heads and pipe for shell.

Finish - Exterior surfaces are cleaned and painted with a high quality red oxide primer.

Common Specifications...

Standard Straight-Tube Type 500 Heat Exchangers

Model	Shell Dia.	No. Tubes	Surface			Connection Size - (Max Flow)			
			1/4"	3/8"	5/8"	Shell	1-Pass	2-Pass	4-Pass
09014	3-1/4"	60 24 NA	4.6	2.7	-	1	1-1/2	1	1
09024			7.8	4.8	-		(47)	(23)	(12)
04014	4-1/2"	104 44 NA	7.9	5.0	-	1-1/2	2	1-1/4	3/4
04024			13.6	8.6	-		(86)	(43)	(22)
04036			20.4	12.2	-				
09014	5-1/4"	180 80 28	13.7	9.1	5.3	1-1/2	2-1/2	1-1/2	1
09024			23.6	15.7	9.1		(160)	(80)	(40)
09036			36.4	24	13.6				
06024	6-1/4"	24 116 40	34.5	22.8	13.0	2	3	2	2
06036			51.8	34.2	19.5		(200)	(115)	(57)
06048			69.1	45.5	26				
06060			86.4	57	32.5				
09024	8-5/8"	NA 220 8	-	45.6	24.9	3	3	2-1/2	2
09036			-	68.3	37.3				
09048			-	91.1	49.7				
09060			-	114	62.1				
09072			-	136.7	74.5				

ASME Code Straight-Tube Type 500 Heat Exchangers

Model	Shell Dia.	No. Tubes	Surface			Connection Size - (Max Flow)			
			1/4"	3/8"	5/8"	Shell	1-Pass	2-Pass	4-Pass
09024	5-1/4"	80 28	-	15.7	28	1-1/2	2-1/2	1-1/2	1
				7.8	4.5		(160)	(80)	(40)
06024	6-1/4"	116 40	-	22.8	13	2	3	2	1-1/2
				11.4	6.5		(200)	(115)	(57)
09024	8-5/8"	220 76	-	45.6	24.9	3	3	2-1/2	2
				22.8	12.4		(461)	(231)	(115)

ASME/TEMA-C Straight-Tube Heat Exchangers

Model	Shell Dia.	No. Tubes	Surface			Connection Size - (Max Flow)			
			1/4"	3/8"	5/8"	Shell	1-Pass	2-Pass	4-Pass
09024	5-1/4"	72 30	-	14	6.5	1-1/2	2-1/2	1-1/2	1
				7.8	4.5		(180)	(90)	(40)
09024	6-1/4"	104 36	-	20.4	11	2	3	2	1-1/2
				10.2	5.9		(230)	(115)	(57)
09024	8-5/8"	208 68	-	40.9	22.2	3	3	2-1/2	2
				20.4	11.1		(461)	(231)	(115)
10120	10-3/4"	348 116	-	336	190	4 FL	6 FL	4 FL	2-1/2
				34	19		(630)	(315)	(158)
12120	12-3/4"	596 172	-	507	261	6 FL	6 FL	4 FL	3
				51	28		(630)	(465)	(234)

Standard Type 500 U-Tube Heat Exchangers

Model	Shell Dia.	No. Tubes	Surface			Connection Size - (Max Flow)			
			1/4"	3/8"	5/8"	Shell	1-Pass	2-Pass	4-Pass
09048	5-1/4"	34 8	-	2.7	1.1	1-1/2	-	1-1/2	1
				6.8	2.7			(44)	(22)
09048	6-1/4"	52 8	-	5.1	18.5	2	-	2	1-1/2
				10.2	4.6			(77)	(38)
09048	8-5/8"	104 34	-	8.2	44.5	3	-	2-1/2	2
				20.5	11.2			(185)	(93)

ASME/TEMA-C U-Tube Heat Exchangers*

Model	Shell Dia.	No. Tubes	Surface			Connection Size - (Max Flow)			
			1/4"	3/8"	5/8"	Shell	1-Pass	2-Pass	4-Pass
10120	10-3/4"	174 58	-	360	195	4 FL	-	4 FL	2-1/2
				34	19			(316)	(158)
12120	12-3/4"	260 88	-	527	297	6 FL	-	4 FL	3
				51	29			(480)	(240)

*Max tube length: 3/8" OD - 12 feet; 5/8" OD - 20 feet. Max flow based on 8 gpm. Connection allowance: 1/16" both sides on TEMA-C models. Flanges are 150# ANSI Raised-Face.

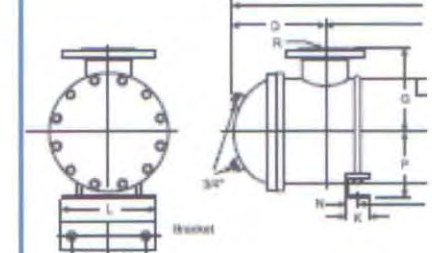
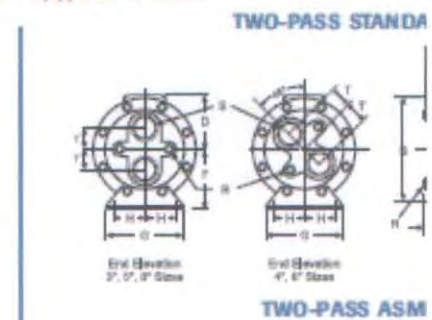
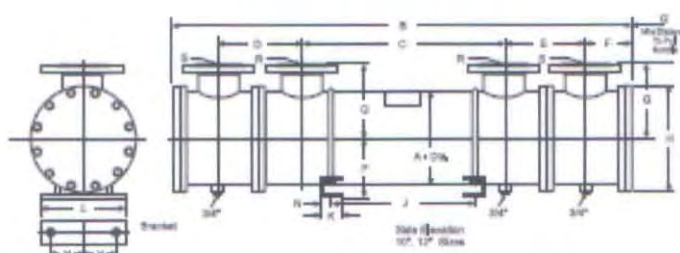
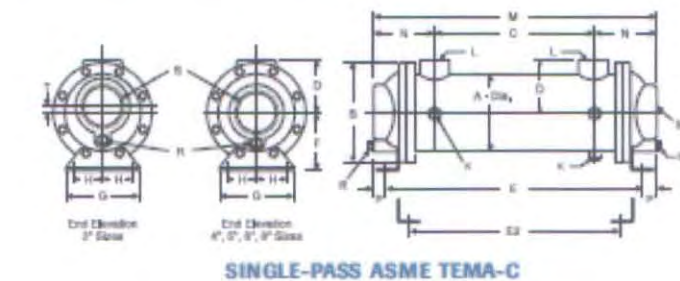
Basco Type 500 Straight-Tube Heat Exchangers

COMMERCIAL STANDARD - COMMON DIMENSIONS												SINGLE-PASS					
Model	A	B	C	D	E	F	G	H	J	K-MPT	L-MPT	M	N	P	R-MPT	S-MPT	T
00014 00024	3-1/4	4-1/2	10 20	2-9/16 25-3/8	16-3/8 25-3/8	3-3/4	4-1/2	1-5/8	7/16	1/4	1	17-3/8 27-3/8	3-11/16	1/2	3/8	1-1/2	3/8
04014 04024 04036	4-1/4	6	9 19 31	3-1/8 29-5/8 38-5/8	16-5/8 29-5/8 38-5/8	3-1/2	4-1/4	1-3/4	7/16	1/4	1-1/2	17-7/8 27-7/8 39-7/8	4-7/16	5/8	3/8	2	-
06014 06024 06036	5-1/4	6-3/4	9 19 31	3-7/16 29-1/8 39-1/8	17-1/8 29-1/8 39-1/8	4	5-1/4	2	1/2 x 3/4	1/4	1-1/2	19 29 41	5	15/16	3/8	2-1/2	-
08024 08036 08048 08060	6-1/4	7-3/4	10-1/4 30-1/4 43-1/4 54-1/4	4-1/16 39-1/8 51-1/8 63-1/8	27-1/8 39-1/8 51-1/8 63-1/8	4-1/2	6-1/4	2-1/2	1/2 x 3/4	3/8	2	29-1/8 41-1/8 53-1/8 65-1/8	5-7/16	1	1/2	3	-
08024 08036 08048 08060 08072	6-5/8	10-1/2	17 29 41 53 65	5-7/16 39-1/2 51-1/2 63-1/2 75-1/2	27-1/2 39-1/2 51-1/2 63-1/2 75-1/2	5-3/4	8-1/4	3-1/2	5/8 x 7/8	3/8	3	31-1/8 43-1/8 55-1/8 67-1/8 79-1/8	7-1/16	1-13/16	1/2	3	-

5", 6" & 8" ASME CODE - COMMON DIMENSIONS												SINGLE-PASS					
Model	A	B	C	D	E	F	G	H	J	K-MPT	L-MPT	M	N	P	R-MPT	S-MPT	T
00048	5-1/4	6-3/4	42	3-7/8	31-5/8	4	5-1/4	2	1/2 x 3/4	1/4	1-1/2	53-1/2	5-3/4	15/16	3/8	2-1/2	-
00048	6-1/4	7-3/4	41-1/2	4-7/16	31-3/4	4-1/2	6-1/4	2-1/2	1/2 x 3/4	3/8	2	53-3/4	6-5/8	1	1/2	3	-
00048	8-5/8	10-1/2	40	5-7/8	32-3/8	5-3/4	8-1/4	3-1/2	5/8 x 7/8	3/8	3	56	8	1-13/16	1/2	3	-

10" & 12" ASME TEMA C - COMMON DIMENSIONS												SINGLE-PASS					
Model	A	B	C	D	E	F	G	H	J	K-MPT	L-MPT	M	N	P	R-MPT	S-MPT	T
10120	10-3/4	145-3/8	105-1/2	11-1/8	11-1/8	6-13/16	10	13-3/4	95	2-1/4	13-1/2	4	1-3/8	7	4FL	6FL	-
12120	12-3/4	145-3/4	107-1/2	12-7/16	12-7/16	6-15/16	11	15-3/4	94	2-1/4	14-1/2	5	1-3/8	8-1/4	6FL	6FL	-

All models are available in other lengths. Apply the appropriate dimension changes to all length measurements along the centerline. Maximum tube length for 3/8" tubing is 12 feet. Maximum tube length for 5/8" tubing is 20 feet. FL indicates ANSI 150 lb. RF flange. Code design models are equipped with bottom down only on the shell side. Borecut vents may not be tapped unless required or if equipped with zinc anodes.



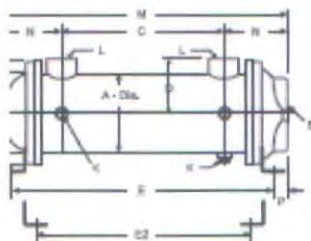
TWO-PASS							FOUR-PASS					Weight	E2	Model	
Model	M	N	P	R-MPT	S-MPT	T	M	N	P	R-MPT	S-MPT				T
00014	17-1/8	3-9/16	3/8	3/8	1	1	17-1/8	3-9/16	3/8	3/8	3/4	1	18	13-5/8	00014
00024	27-1/8						27-1/8						23	23-5/8	00024
04014	17-7/8						17-7/8						32	13-7/8	04014
04024	27-7/8	4-7/16	5/8	3/8	1-1/4	1-7/16	27-7/8	4-7/16	5/8	3/8	3/4	1-1/4	41	23-7/8	04024
04036	39-7/8						39-7/8						52	35-7/8	04036
06014	19						18-13/16						45	13-3/8	06014
06024	29	5	15/16	3/8	1-1/2	1-1/2	28-13/16	4-13/16	3/4	3/8	1	1-1 1/16	55	23-3/8	06024
06036	41						40-13/16						75	35-3/8	06036
06024	29-1/8						29-1/8						75	23-1/2	06024
06036	41-1/8	5-7/16	1	1/2	2	1-9/16	41-1/8	5-7/16	1	1/2	1-1/2	2	100	35-1/2	06036
06048	53-1/8			See N/b			53-1/8			See N/b			135	47-1/2	06048
06060	65-1/8						65-1/8						190	59-1/2	06060
06024	30-5/8						30-5/8						165	23-5/8	06024
06036	42-5/8						42-5/8						215	35-5/8	06036
06048	54-5/8	7-1/16	1-13/16	1/2	2-1/2	2-1/4	54-5/8	7-1/16	1-13/16	1/2	2	2-1/2	285	47-5/8	06048
06060	66-5/8			See N/b			66-5/8			See N/b			325	59-5/8	06060
06072	78-5/8						78-5/8						390	71-5/8	06072

TWO-PASS							FOUR-PASS					Weight	E2	Model	
Model	M	N	P	R-MPT	S-MPT	T	M	N	P	R-MPT	S-MPT				T
06048	53-1/2	5-3/4	15/16	3/8	1-1/2	1-1/2	53-5/16	5-9/16	3/4	3/8	1	1-1 1/16		47-7/8	06048
06048	53-3/4	6-1/8	1	1/2	2	1-9/16	53-3/4	6-7/8	1	1/2	1-1/2	2		48-5/8	06048
06048	56	8	1-13/16	1/2	2-1/2	2-1/4	55-1/2	8	1-13/16	1/2	2	2-1/2		48-1/4	06048

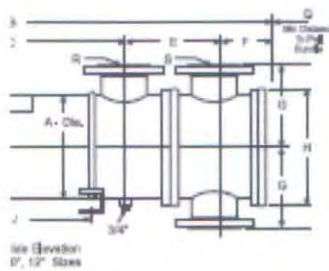
TWO-PASS							FOUR-PASS					Weight	E2	Model	
Model	M	N	P	R-MPT	S-MPT	T	M	N	P	R-MPT	S-MPT				T
10120	4	1-3/8	7	4FL	4FL	-	4	1-3/8	7	4FL	2-1/2	-		-	10120
12120	5	1-3/8	8-1/4	6FL	4FL	-	5	1-3/8	8-1/4	6FL	3	-		-	12120

All models are available in other lengths. Apply the appropriate dimension changes to all length measurements along the centerline. Maximum tube length for 3/8" tubing is 12 feet. Maximum tube length for 5/8" tubing is 20 feet. FL indicates ANSI 150 lb. RF flange. Code design models are equipped with bottom drain only on the shell side. Borel vents may not be tapped unless required or if equipped with zinc anodes.

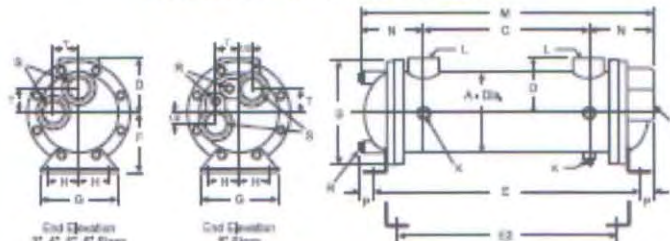
RD and CODE



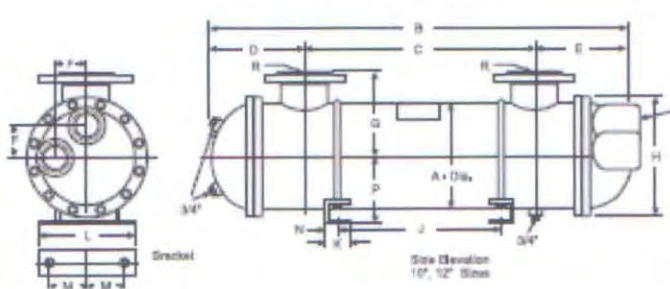
TEMA-C



FOUR-PASS STANDARD and CODE



FOUR-PASS ASME TEMA-C



A10.2 Catálogos calderas



CALDERAS DE VAPOR ELÉCTRICAS

LÍNEA CEV



Modelos especiales para:

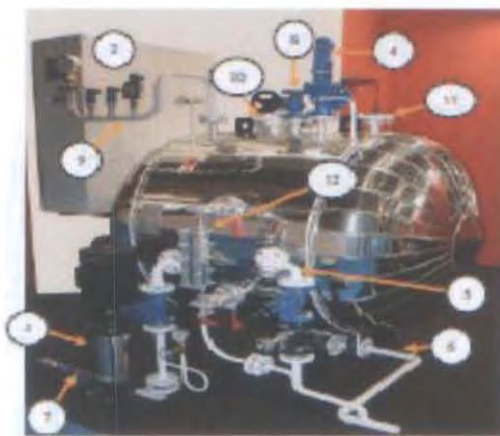
- Diferentes producciones de vapor
- Diferentes presiones
- Ejecución ATEX
- Ejecución totalmente INOX
- Purga de sales
- Purga de lodos

Características

- Gama de potencias entre 25 i 2500 kW
- Códigos de diseño: AD-MERKBLÄTTER, DIN4754, EN-13445
- Marca CE
- Presión de diseño: 9bar(g)
- Presión máx. de servicio: 8bar(g)
- Temperatura de diseño: 200°C
- Temperatura máx. de servicio: 175°C



Esquema



- 1 Resistencias eléctricas.
- 2 Cuadro eléctrico
- 3 Bomba alimentación
- 4 Válvula seguridad
- 5 Purga de sales
- 6 Purga de lodos
- 7 Filtro
- 8 Salida vapor
- 9 Presostatos y manómetro
- 10 Nivel de trabajo
- 11 Nivel de seguridad
- 12 Nivel visual

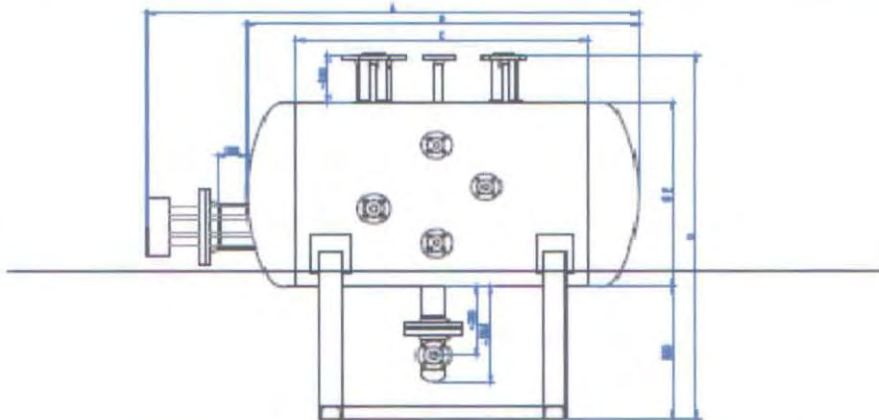
Modelo	Poder Calorífico	Producción Vapor (s)
	kW	Kg/h
CEV-25	25	35
CEV-50	50	70
CEV-75	75	105
CEV-100	100	140
CEV-125	125	175
CEV-150	150	210
CEV-175	175	245
CEV-200	200	280
.	.	.
.	.	.
CEV-2500	2500	3500

*Otros potencias y presiones bajo pedido.





Dimensiones Principales Aproximadas



MODELO	HP Resistencias	Dimensiones (mm)				
		A	B	C	D	E
CEV-25	1 x 25 kW	1345	1610	700	1275	600
CEV-50	2 x 25 kW	1345	1610	700	1275	600
CEV-75	1 x 25 kW 1 x 50 kW	1690	1350	1000	1375	700
CEV-100	2 x 50 kW	1690	1350	1000	1375	700
CEV-125	1 x 50 kW 1 x 75 kW	1690	1350	1000	1375	700
CEV-150	2 x 75 kW	1690	1350	1000	1375	700
CEV-175	1 x 75 kW 1 x 100 kW	1810	1445	1000	1575	900
CEV-200	2 x 100 kW	1810	1445	1000	1575	900

Categoría según DEP 97/23 CE: Cat. IV, mod G.
*Otras potencias bajo pedido.

P.I. Santiga, av. Castell de Barberà 31 08210 BARBERA DEL VALLES - Barcelona
E-mail: comercial@pirobloc.com <http://www.pirobloc.com>
Tel. 00 34 937 189 064 - Fax 00 34 902 908 812





calderas de vapor

RL

ATTSU

www.attsu.com



1de8

calderas de vapor RL



Las calderas de vapor ATTTSU de la serie RL son fruto de una larga tradición como fabricantes de calderas, que reúnen la sencillez de diseño y la eficiencia energética en un equipo de máxima robustez y fiabilidad.



Con calderas de tres pasos de humos con hogar de retorno de leña totalmente refrigerado por el agua, de alta eficiencia energética, bajo nivel de contaminación y bajo coste de mantenimiento.

En ATTTSU cuidamos cada detalle empezando por el diseño, construcción y acabados, destacándonos dentro del sector por su seguridad, fiabilidad y facilidad de manejo y acceso.



Las distintas secciones mostradas del modelo RL nos permiten ver el diseño de una caldera ATTTSU que ha supuesto un referente en la evolución de las calderas de vapor protubulares.



Madrid tlf. 916 474 737
Girona tlf. 972 171 738
Valencia tlf. 961 340 332

www.attsu.com

2de8



calderas de vapor RL



RL 300 estándar (con bombas y mandos a diestra)



RL 400 (con bombas y mandos a izquierda)



RL 2000 (con bombas y mandos a la izquierda)



RL 500 sobre remolque, intemperie

Las calderas de vapor RL se fabrican en una gama de producciones entre 50 y 5.000 kilos de vapor por hora y presiones estándar hasta 10 bar, preparadas para las más variadas aplicaciones en:

Industria alimentaria
Industria farmacéutica
Industria papera
Industria química
Industria textil
Plantas temporales

Así como multitud de procesos industriales, tales como:

Esterilización de instrumental quirúrgico,
Humectación de aire en procesos de fermentación,
Desinfección de tierras de cultivo,
Curado de hormigón en obras públicas,
Sellado de turbinas de vapor

y para ello las calderas ATTSSU se presentan con formas muy variadas y en algunos casos, para evitar la construcción de un recinto adecuado para ellas, dentro de un contenedor intemperie totalmente instalado y preparado para empezar su actividad evitando demoras por obra civil.

Del mismo modo, aunque están diseñadas y construidas según el código alemán TRD y la Directiva europea 97/23/CE, pueden diseñarse según ASME, BS, DNV, GOST, JIS, y otros.



Grupo de calderas RL en línea de montaje



Calderas de vapor RL totalmente instaladas en contenedores aptos para intemperie



Madrid tl. 916 474 737
Girona tl. 972 171 738
Valencia tl. 961 340 332

www.attsu.com

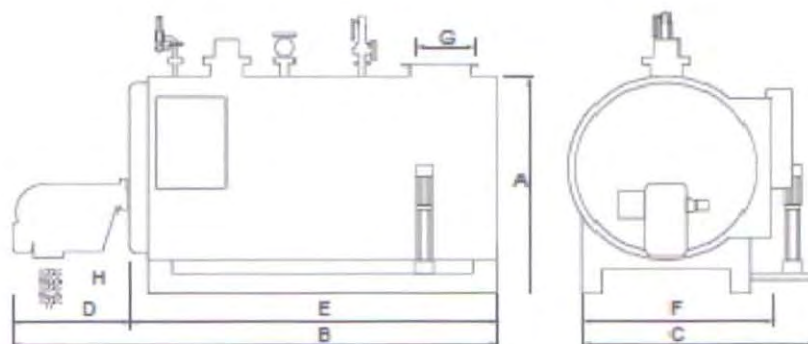
3de8

tabla de características 1

Caldera modelo	RL	50	75	100	200	300	400	500	600	800	1.000	
Producción de vapor	kg/h	50	75	100	200	300	400	500	600	800	1.000	
Potencia térmica (dt)	BHP	3,8	5,8	7,7	1,5	2,3	3,0	3,8	4,6	6,1	7,7	
	KW	38	57	76	153	229	305	382	459	607	758	
	Kcal/h x 1.000	33	49	66	132	197	263	329	396	522	652	
	Btu/h x 1.000	131	195	262	524	782	1.044	1.306	1.568	2.072	2.588	
Consumo de combustible *	Gasóleo - Light Oil (8.900 Kcal/lit) (10,35 kW/l)											
	kg/h	3,6	5,4	7,2	14,3	2,2	29	36	43	57	72	
	Fuel - Heavy Oil (9.600 Kcal/Kg) (11,16 kW/Kg)											
	kg/h	3,3	5,0	6,6	13,2	2,0	27	33	40	53	66	
	Gas natural (9.200 Kcal/m ³) (10,7 kW/m ³)											
kg/h	3,4	5,1	6,8	13,5	2,0	27	34	40	54	67		
Propano - LPG (11.900 Kcal/Kg) (13,84 kW/Kg)												
kg/h	2,7	4,0	5,3	10,6	1,6	21	27	32	43	53		
Peso en transporte	caldera de 8 bar	Tm	0,6	0,7	0,8	1,0	1,2	1,4	1,6	1,8	2,2	2,4
Sobrepresión hogar	mbar		1,5	1,5	1,5	1,5	2,5	3,0	3,5	4,0	5,0	6,0
	kg/cm ²		0,15	0,15	0,15	0,15	0,25	0,30	0,35	0,40	0,50	0,60
DIMENSIONES	A	mm.	1.100	1.100	1.100	1.500	1.500	1.500	1.500	1.500	1.700	1.700
	B **		1.400	1.600	1.850	1.800	2.300	2.400	2.800	3.000	3.100	3.500
	C	mm.	1.250	1.100	1.100	1.400	1.400	1.500	1.500	1.500	1.700	1.700
	D **	mm.	400	400	400	400	500	500	600	600	900	900
	E	mm.	1.050	1.200	1.450	1.400	1.800	1.900	2.200	2.400	2.200	2.600
	F	mm.	915	915	915	1.075	1.075	1.250	1.250	1.250	1.550	1.550
	G	mm.	100	100	100	150	150	200	200	200	250	250
	H	mm.	400	600	800	800	1.100	1.100	1.400	1.600	1.400	1.800
Salida vapor	V para P =											
	8 bar	1/2"	1/2"	3/4"	DN 25	DN 25	DN 25	DN 32	DN 32	DN 40	DN 40	
	10 bar	1/2"	1/2"	3/4"	DN 25	DN 25	DN 25	DN 25	DN 32	DN 32	DN 40	
	12 bar	1/2"	1/2"	3/4"	DN 25	DN 25	DN 25	DN 25	DN 32	DN 32	DN 32	
	14 bar				DN 20	DN 20	DN 25	DN 25	DN 25	DN 32	DN 32	
16 bar						DN 20	DN 25	DN 25	DN 25	DN 32		

* Producción nominal de vapor a 8 bar y agua de alimentación a 103 °C

** Variable según marca quemador y combustible



Madrid t. 916 474 737
Girona t. 972 171 738
Valencia t. 961 340 332

www.attsu.com

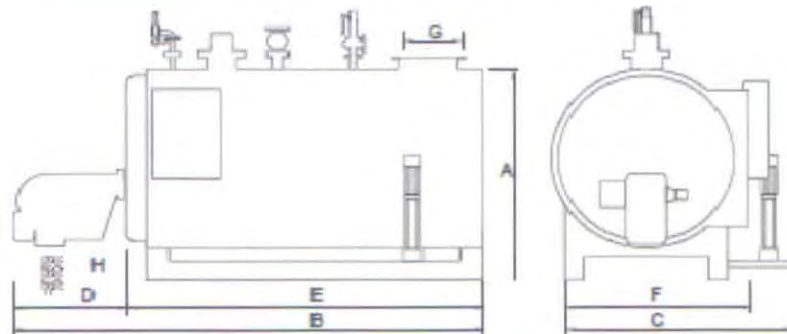
4de8

tabla de características 2

Caldera modelo	RL	1.250	1.500	1.750	2.000	2.500	3.000	3.500	4.000	5.000	
Producción de vapor	kg/h	1.250	1.500	1.750	2.000	2.500	3.000	3.500	4.000	5.000	
Potencia térmica (el)	BHP	96	116	135	154	192	230	269	307	384	
	kW	949	1.138	1.327	1.518	1.897	2.275	2.653	3.032	3.793	
	Kcal/h x 1.000	816	979	1.142	1.306	1.632	1.957	2.282	2.608	3.262	
	Btu/h x 1.000	3.239	3.886	4.534	5.185	6.479	7.769	9.059	10.353	12.950	
Consumo de combustible *	Gasóleo - Light Oil (9.800 Kcal/lit) (10,35 kW/lit)										
		l/h	89	107	125	143	178	214	250	285	356
	Fuel - Heavy Oil (9.600 Kcal/Kg) (11,16 kW/Kg)										
		kg/h	83	99	116	132	165	198	231	264	330
	Gas natural (9.200 Kcal/Nm ³) (10,7 kW/Nm ³)										
		Nm ³ /h	84	101	118	135	169	202	236	264	330
Consumo de combustible *	Propano - LPG (11.000 Kcal/Kg) (13,84 kW/Kg)										
		kg/h	66	79	93	106	132	158	185	211	264
Peso en transporte	caldera de 8 bar	Tm	3,0	3,3	3,5	4,0	6,0	6,5	7,5	9,0	11,0
Sobrepresión hogar	mbar		4,0	4,5	5,0	6,0	7,0	8,0	7,5	9,0	9,0
	kPa		0,40	0,45	0,5	0,6	0,7	0,8	0,8	0,9	0,9
DIMENSIONES	A	mm.	2.000	2.000	2.100	2.100	2.400	2.400	2.600	2.600	2.900
	B **		3.600	4.100	4.000	4.200	4.400	5.100	5.400	5.700	5.850
	C	mm.	1.850	1.850	1.950	1.950	2.400	2.400	2.700	2.700	2.900
	D **	mm.	900	900	1.000	1.000	1.000	1.200	1.200	1.200	1.350
	E	mm.	2.700	3.200	3.000	3.200	3.400	3.900	4.200	4.500	4.500
	F	mm.	1.650	1.650	1.750	1.750	2.100	2.100	2.300	2.300	2.500
	G	mm.	300	350	400	400	450	450	500	500	550
	H	mm.	1.850	2.150	2.050	2.150	2.350	2.800	3.000	3.350	3.350
Salida vapor	V para P = 8 bar	DN 50	DN 50	DN 65	DN 65	DN 80	DN 80	DN 80	DN 100	DN 100	
	10 bar	DN 50	DN 50	DN 50	DN 50	DN 65	DN 65	DN 80	DN 80	DN 100	
	12 bar	DN 40	DN 50	DN 50	DN 50	DN 50	DN 65	DN 65	DN 65	DN 80	
	14 bar	DN 40	DN 40	DN 50	DN 50	DN 50	DN 65	DN 65	DN 65	DN 80	
	16 bar	DN 40	DN 40	DN 40	DN 50	DN 50	DN 65	DN 65	DN 65	DN 80	

* Producción mínima de vapor a 8 bar y agua de alimentación a 105 °C

** Variable según marca quemador y combustible



Madrid tlf. 916 474 737
Girona tlf. 972 171 738
Valencia tlf. 961 340 332

www.attsu.com

5de8

accesorios



De serie se instala un bombeo de alimentación vertical Grundfos, con rosetes, eje, cambio de acero inoxidable y funcionamiento todovertical.

Como opción pueden suministrarse uno o dos bombas electrónicas para alimentación modulante (necesaria cuando se instala un economizador).



Válvula automática de purga de sales, con acieritos reforzados y accionamiento neumático.



Los niveles ópticos con espigas cuadradas que monta ATTBU, tienen un mayor campo de visión, mejor estanqueidad y más fácil mantenimiento, además de contar con un sistema de dete de seguridad.



Las válvulas de paso de volante tienen un sistema de estanqueidad del eje por fuelle de acero inoxidable, lo que las hace prácticamente libres de mantenimiento.



Todo caldera se complementa con un quemador ya sea para combustión líquida (gasóleo, fuelóleo, grasas animales, glicérol, etc.) gas (gas natural, propano, butano, etc.) o mixto (líquido y gas), electrónicos, de bajo NOx, con sonda de Origeno, etc.



De serie se instala una válvula de seguridad con certificado PED.



Válvula automática de purga de lodos, de accionamiento neumático.



VIOLANCIA 24 o 72 HORAS.
Las calderas de vapor RL están diseñadas según la norma siemens TRD y en aplicación de la TRD 405 pueden funcionar con accesorios extra, sin vigilancia directa durante periodos de 24 o 72 horas.



Automatas redundantes, lógica dos de tres, comunicación Ethernet, Lonworks, Modbus, Profibus, integración en sistemas Scada, etc. forman parte del paquete de opciones de los equipos ATTBU.



Identificación que permite en cualquier momento obtener duplicados del protocolo de fabricación y listado de repuestos.



Madrid t. 916 474 737
Girona t. 972 171 738
Valencia t. 961 340 332

www.attsu.com

6de8

accesorios extras

ATTSU

Depósito acumulador de vapor, permite suministros puntuales de vapor de más de diez veces la producción de la caldera que lo alimenta.



Economizador para mejorar el rendimiento de la caldera. Una amplia gama de tamaños nos permite satisfacer cualquier necesidad, incluso con calderas de otros fabricantes.



Skid de agua de alimentación, formado por depósito de alimentación y de recuperación de condensados, construido enteramente en acero inoxidable. Incluye descalcificador, bomba dosificadora de aditivos, grifo de toma de muestra.

Depósito enfriador de purgas, con control de temperatura, construido en acero inoxidable. De varios tamaños para cubrir toda la gama de calderas de vapor entre 50 y 20.000 Kw/hora.

Colector de vapor con múltiples conexiones y marcado CE según directiva europea 97/23/CE



Vaporizador totalmente de acero inoxidable para aplicaciones en que el vapor entra en contacto directo con alimento. Idóneo también para instalaciones donde se requiere vapor y se dispone de calderas de otro tipo (fluido térmico o agua sobrecalentada).



Descalcificador térmico para la reducción del Ca^{++} en el agua de alimentación, indicado para cualquier tipo de industria, especialmente calderas con economizador o calderas con altas presiones de trabajo.



Madrid tlf. 916 474 737
Girona tlf. 972 171 738
Valencia tlf. 961 340 332

www.attsu.com

TdeB



Somos

una empresa de larga tradición, con espíritu joven, abierta a las nuevas tecnologías, y en constante evolución, que puede ofrecerle un amplio abanico de soluciones, que van desde el suministro único de la caldera de vapor a una compleja instalación llave en mano, siempre bajo la supervisión y asesoramiento de nuestro equipo humano altamente formado y cualificado.



Documentación



Asistencia técnica

Termografías



Nuestras instalaciones de Girona.



Madrid || 916 474 737
Girona || 972 171 738
Valencia || 961 340 332

www.attsu.com

8deB

A10.3 Catálogo Aerocondensador

DATA SHEET

HAARSLEV
INDUSTRIES



Aerocondensadores

Los aerocondensadores de Haarslev Industries están diseñados para condensar los vapores producidos durante el cocinado o secado de

subproductos cárnicos o de pescado.

El aire ambiente circula a través del haz de tubos impulsado por un número determinado de

ventiladores. Cada ventilador es accionado por un motor eléctrico acoplado.

Todas las partes en contacto con los vapores, condensado y/o incondensables están fabricadas en acero inoxidable. El resto de partes son de acero galvanizado o aluminio.

Haarslev Industries

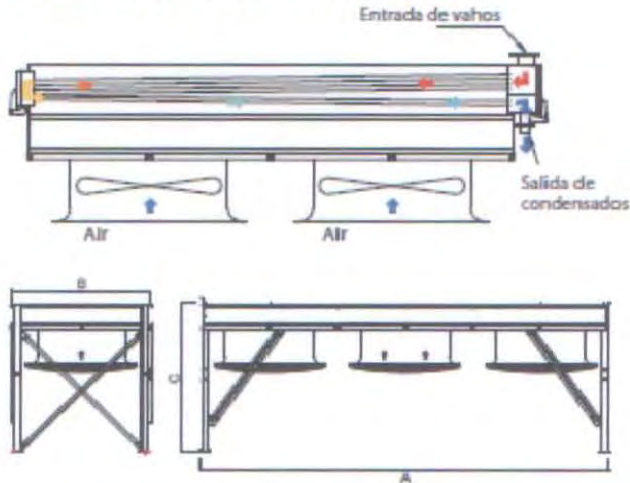
Haarslev Industries es una de las compañías líderes a nivel mundial en lo que se refiere a manipulación y procesamiento de subproductos de la industria



Descripción Técnica

Se fabrican nueve tamaños estándar de aerocondensadores Haarslev para adaptarse a las diferentes necesidades de capacidad, tanto en procesos continuos como en discontinuos.

Para ahorro energético, la capacidad de enfriamiento se puede ajustar mediante control automático de los ventiladores, gracias a un sensor de temperatura.



Ventajas (HM modelos)

- Tubos de gran diametro para prolongar el tiempo entre limpiezas.
- Doble paso para mejorar el enfriamiento del condensado.

Opciones

- Plataforma de servicio.
- Ventilador de incondensables.

Modelo	Capacidad kg/h*	Dimensiones, mm			Potencia/ motor kW	Peso kg
		A	B	C		
ACV015	900	3050	1800	3950	1 x 7.5	2200
ACV021	1300	3900	1805	4050	2 x 5.5	2750
ACV030	1800	4450	2300	4150	2 x 7.5	3350
ACV034	2000	4450	2300	4150	2 x 7.5	3400
ACV042	2500	6400	2300	4050	3 x 5.5	4600
ACV055	3300	6400	2300	4050	3 x 11	4800
ACV072	4300	8350	2300	4150	4 x 11	5700
ACV090	5400	10300	2300	4200	5 x 11	7000
ACV160	9600	10300	5250	5300	2 x 30	17000
HM3000	3000	6080	3000	4045	2 x 11	5700
HM5000	5000	9120	3000	4045	3 x 11	8500
HM7000	7000	10580	3000	4145	4 x 11	11300

Haarslev Industries se reserva el derecho de modificar las especificaciones en cualquier momento sin previo aviso



Haarslev Industries A/S • Bogenvej 25
DK-5471 Søndersø • Denmark
Telephone: +45 83 83 11 00
E-mail: info@haarslev.com
www.haarslev.com



1002_008

A10.4 Catálogo Cristalizador



programa técnico

► Instalaciones de cristalización

Las instalaciones de pie de cocida BMA, los tachos discontinuos, los tachos continuos (VKT) y cristalizadores enfriadores se utilizan en todo el mundo para cristalizar azúcar de forma económica y óptima en azucareras de remolacha y de caña, así como en refinerías.



Tamaños de construcción estándares de los cristalizadores- evaporadores de pie de cocida

Volumen útil	m ³	2,1	4,2	5,0	6,8	10,0	15,0
Diámetro	m	1,4	1,8	2,0	2,0	2,4	2,8
Altura total máx.*	m	4,4	5,3	6,0	6,0	6,3	7,2
Superficie de calentamiento	m ²	11,3	19,0	21,0	27,0	44,0	61,0

* agitador inclusive

A10.5 Catálogo Evaporador

FALLING FILM EVAPATOR

DESCRIPCIÓN

Evaporador vertical de tubos y carcasa en el que el producto entra por la parte superior del equipo y se distribuye mediante un sistema de reparto diseñado por Zean.

Adecuado para:

- Destilaciones a vacío.
- Productos termosensibles.
- Productos sin sólidos y sin viscosidad.

DESCRIPTION

Shell and Tube evaporator, product gets in to the evaporator from the top to the bottom in a film. In the top there is a distributor of our design.

Adequado para:

- Vacuum distillation.
- Temperature sensitive products.
- Low viscosity products.

VENTAJAS DEL EQUIPO

- Coeficientes de transmisión elevados.
- Tiempos de residencia inferiores a la evaporación convencional en un reactor.
- Equipo robusto, sin mantenimiento ni partes móviles.
- Pequeña inversión inicial.

EQUIPMENT ADVANTAGES

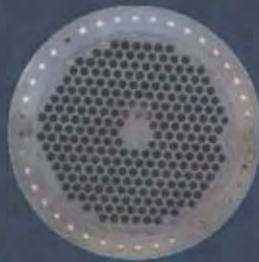
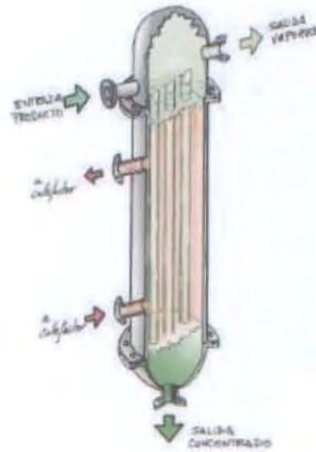
- Higher heat transmission coefficient.
- Lower residence time.
- Robust equipment without maintenance and mobile parts.
- Lower cost.

APLICACIONES

- Destilación de Biodiesel (Metil ésteres).
- Desodorización.
- Evaporación de fondo de columna (Reboiler).
- Evaporación de ácidos grasos.
- Concentración de productos farmacéuticos.

APPLICATIONS

- Biodiesel distillation.
- Fatty acid distillation.
- Desodorize.
- Distillation column reboiler.
- Pharmaceutical product concentration.



MODELOS STANDARD / STANDARD SIZES

MODEL	AREA (M ²)	HEIGHT (MM)	DIAMETER (MM)
TZ 1	0,1	1400	100
TZ 3	0,3	2180	180
TZ 10	1	2900	230
TZ 15	1,5	3480	300
TZ 20	2	4800	300
TZ 28	2,5	4880	340
TZ 30	3	6100	360
TZ 40	4	6600	400
TZ 60	6	6980	480
TZ 70	7	6900	600
TZ 80	8	7780	600
TZ 10	10	7400	800
TZ 120	12	8200	800
TZ 150	15	8800	800
TZ 20	20	9600	1000
TZ 24	24	10280	1100
TZ 28	28	11680	1200



A10.6 Catálogo bomba de vacío

PUESTOS DE BOMBA DE QUÍMICA HASTA 0.1 MBAR

vacuubrand

PUESTOS DE BOMBA TIPO ROOTS

**RP 12C, RP 15C VARIO, RP 22C VARIO Y
RP 35C VARIO**

- La combinación de una bomba a membrana química libre de aceite con una bomba Roots se alcanza una capacidad de aspiración muy alta mejorando el vacío final de gran manera. Las unidades Roots de VACUUBRAND tienen una alta resistencia química. Su sistema de compresión seco y sin aceite y su alta capacidad de aspiración a vacíos de 0,2 a 50 mbar, permite bombear grandes cantidades de vapores. Las VARIO® Roots ajustan de forma automática la velocidad de bombeo de la bomba Roots. Esto hace que se tenga buenos resultados incluso a altas presiones de entrada y previene el sobrecalentamiento de la bomba.

RP 35C VARIO
40 m³/h
0.1 mbar



RP 15C VARIO
15 m³/h
0.2 mbar



RENDIMIENTO

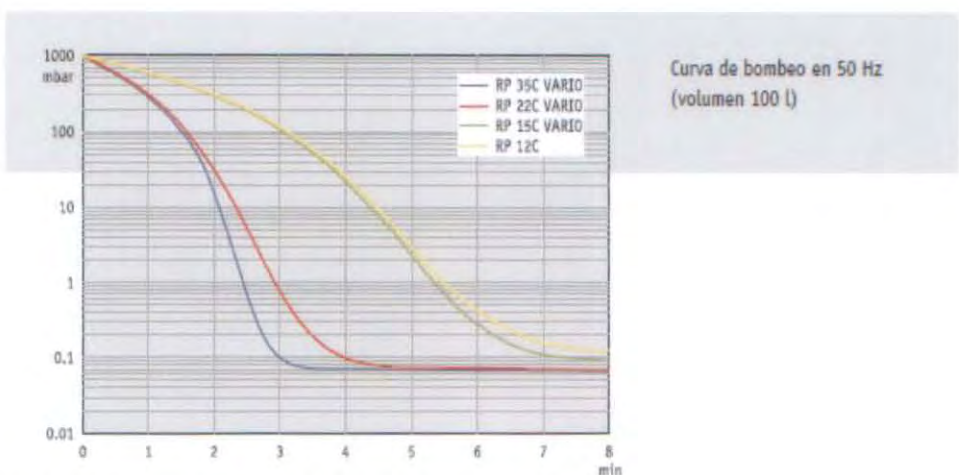
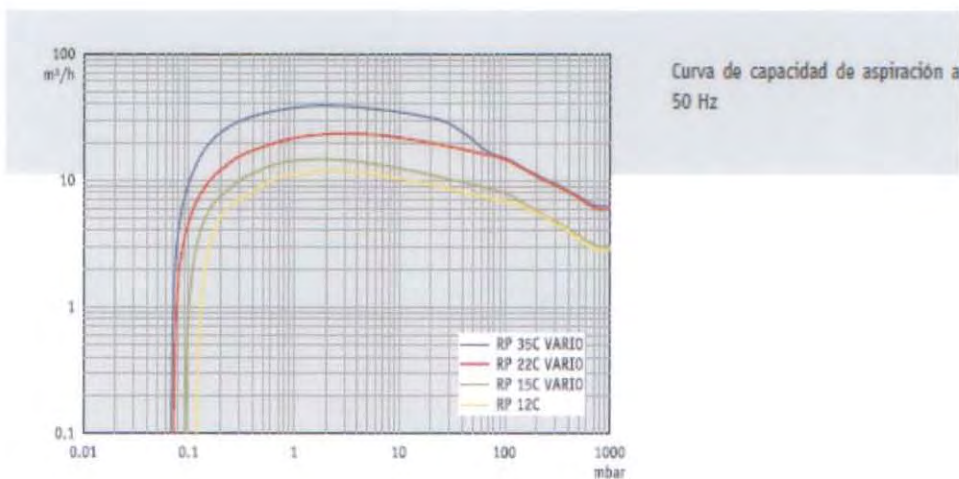
- vacío final bajo < 0.2 mbar
- muy alta capacidad de aspiración de 12 a 40 m³/h, con el máximo entre 0.2 and 100 mbar
- reducción del uso de aceite debido a estar libre de aceite la cámara de la bomba Roots
- virtualmente libre de aceite en comparación con las bombas rotativas
- control activo de la polución: menos polución del ambiente, sin generación regular de aceite usado

APLICACIONES

Las unidades Roots proporcionan una alta capacidad de bombeo y se usan por lo tanto para grandes aplicaciones de vacío libre de aceite. Son ideales para disolventes de alto punto de ebullición por su alto vacío final. Las aplicaciones típicas son destilaciones, procesos de secado entre otras, además en los microscopios electrónicos, espectrómetros de masas y con bombas turbomoleculares y criobombas.



PUESTOS DE BOMBA DE QUÍMICA HASTA 0.1 MBAR



Curvas de aspiración y tiempos de bombeo solo a título informativo

Especificaciones de vacío final ver "Datos técnicos"

DATOS TÉCNICOS	RP 12C	RP 15C VARIO	RP 22C VARIO	RP 35C VARIO
Bomba de vacío preliminar o prebomba	MD 4C	MD 4C	MD 12C	MD 12C
Máx. Capacidad de aspiración a 50 Hz	m³/h 12/14	15	22	40
Vacío final	mbar 0.2	0.2	0.2	0.1
Conexión entrada (IN)	Brida KF DN 25	Brida KF DN 25	Brida KF DN 25	Brida KF DN 40
Conexión salida (EX)	Oliva DN 10 mm	Oliva DN 10 mm	Oliva DN 10 mm	Oliva DN 10 mm
Dimensiones (L x Ancho x Altura)	mm 456 x 339 x 362	496 x 338 x 362	573 x 433 x 461	573 x 433 x 467
Peso	kg 34.4	36.8	53.0	55.6

INFORMACION PARA PEDIDOS	RP 12C	RP 15C VARIO	RP 22C VARIO	RP 35C VARIO
230 V ~ 50-60 Hz CEE	691035	691040	691050	691060
230 V ~ 50-60 Hz CH	691036	691042	691052	691062
230 V ~ 50-60 Hz UK	691037	691041	691051	691061

ACCESORIOS

- Manguera de vacío de caucho DN 10 mm (686002)
- PTFE tubo KN DN 25 (1000 mm: 686033)
- Tubo de acero inoxidable KF DN 25 (1000 mm: 673337)
- Tubo de acero inoxidable KF DN 40 (1000 mm: 673338)

CONTENIDO EN LA ENTREGA

Puesto de bomba completamente montado, listo para su uso, con manual

Más información en www.vacuubrand.com

A10.7 Catálogo Bombas



Serie TX

Multicelulares horizontales



Construcción

- Monobloc horizontal.
- Cierre mecánico.
- Cuerpos en Acero Inoxidable.
- Impulsores y difusores en Noryl.
- Eje en acero Inoxidable.
- Todas las partes en contacto con el fluido exentas de oxidación.
- Motor protección iP-54 a 2.850 r.p.m..
Aislamiento clase F.
Motores monofásicos con condensador y protección térmica.

Funcionamiento

- Fluido AGUA LIMPIA.
- Temperatura de -15° a +50 °C.
- Presión máxima en carcasa 10 bar.
- Muy silenciosas.

TIPO DE BOMBA	P2		Corriente		Ø	Caudal en m³/hora													
	Potencia del motor		Clase	Tensión Voltios		Orificios Asp.-Imp. "G"	0,3	1,2	2,4	3,6	4,8	6,0	7,2	8,4	9,6	10,8	12	13	14
	kW	HP			Altura manométrica en metros														
TX-03/2/50M	0,37	0,50	Mon	230	1" - 1"	19,5	17,3	13,7	9,5	4,9									
TX-03/3/70M	0,51	0,70	Mon	230	1" - 1"	30,0	25,4	20,3	14,0	6,7									
TX-03/4/90M	0,66	0,90	Mon	230	1" - 1"	40,0	35,1	27,9	19,8	10,4									
TX-03/5/100M	0,75	1,00	Mon	230	1" - 1"	50,0	45,1	36,0	25,4	14,0									
TX-03/5/100T2	0,75	1,00	Trif	230/400	1" - 1"	50,0	45,1	36,0	25,4	14,0									
TX-03/6/120M	0,90	1,20	Mon	230	1" - 1"	60,0	54,5	43,9	32,1	18,3									
TX-03/6/120T2	0,90	1,20	Trif	230/400	1" - 1"	60,0	54,5	43,9	32,1	18,3									
TX-03/7/150M	1,10	1,50	Mon	230	1" - 1"	74,0	66,6	54,8	41,1	24,9									
TX-03/7/150T2	1,10	1,50	Trif	230/400	1" - 1"	74,0	66,6	54,8	41,1	24,9									
TX-05/3/80M	0,60	0,80	Mon	230	1" - 1"	33,0	32,0	29,0	26,0	22,5	17,5	12,0	3,9						
TX-05/4/120M	0,90	1,20	Mon	230	1" - 1"	45,0	43,0	39,6	35,6	30,8	24,9	17,6	6,4						
TX-05/4/120T2	0,90	1,20	Trif	230/400	1" - 1"	45,0	43,0	39,6	35,6	30,8	24,9	17,6	6,4						
TX-05/5/150M	1,10	1,50	Mon	230	1" - 1"	56,0	54,0	51,0	46,1	40,1	33,3	24,8	11,5						
TX-05/5/150T2	1,10	1,50	Trif	230/400	1" - 1"	56,0	54,0	51,0	46,1	40,1	33,3	24,8	11,5						
TX-05/6/180M	1,30	1,80	Mon	230	1" - 1"	69,0	66,0	62,0	55,6	48,2	39,6	28,8	12,0						
TX-05/6/180T2	1,30	1,80	Trif	230/400	1" - 1"	69,0	66,0	62,0	55,6	48,2	39,6	28,8	12,0						
TX-05/7/200M	1,65	2,00	Mon	230	1" - 1"	80,0	74,0	71,0	64,5	56,1	46,0	33,4	12,5						
TX-05/7/200T2	1,65	2,00	Trif	230/400	1" - 1"	80,0	74,0	71,0	64,5	56,1	46,0	33,4	12,5						
TX-07/4/180M	1,30	1,80	Mon	230	1 1/4" - 1 1/4"	50,0	49,0	47,7	45,0	41,8	37,7	32,6	26,1	16,5					
TX-07/4/180T2	1,30	1,80	Trif	230/400	1 1/4" - 1 1/4"	50,0	49,0	47,7	45,0	41,8	37,7	32,6	26,1	16,5					
TX-07/5/250M	1,87	2,50	Mon	230	1 1/4" - 1 1/4"	62,0	61,0	59,9	57,2	53,8	49,4	43,6	35,7	25,0					
TX-07/5/250T2	1,87	2,50	Trif	230/400	1 1/4" - 1 1/4"	62,0	61,0	59,9	57,2	53,8	49,4	43,6	35,7	25,0					
TX-07/6/300T2	2,20	3,00	Trif	230/400	1 1/4" - 1 1/4"	74,0	73,0	71,1	68,0	63,9	58,4	51,3	42,0	27,0					
TX-07/7/350T2	2,57	3,50	Trif	230/400	1 1/4" - 1 1/4"	85,0	83,0	81,7	77,3	71,8	65,0	56,5	45,1	31,0					
TX-10/5/250M	1,87	2,50	Mon	230	1 1/2" - 1 1/4"	59,0	57,0	55,5	54,4	52,4	50,4	47,9	44,8	40,5	35,5	29,8	23,5	16,3	
TX-10/5/250T2	1,87	2,50	Trif	230/400	1 1/2" - 1 1/4"	59,0	57,0	55,5	54,4	52,4	50,4	47,9	44,8	40,5	35,5	29,8	23,5	16,3	

Serie CC

Centrífugas de 1 impulsor



Construcción

- Monobloc, horizontal.
- Cierre mecánico.
- Cuerpos en hierro fundido.
- Impulsor en latón.
- Eje de acero inoxidable.
- Motor a 2900 rpm, de protección IP-44.
Motores monofásicos con condensador y protector térmico.



Funcionamiento

- Fluido AGUA LIMPIA.
- Temperatura máxima 90 °C.
- Presión máxima en carcasa 8 bar.
- Funcionamiento seguro y silencioso.

TIPO DE BOMBA	P2 Potencia del motor		Corriente		Ø Orificios Asp.-Imp. "G	Peso en Kg	Caudal en m³/hora								
	kW	HP	Clase	Tensión Voltios			Altura manométrica en metros								
					0,5	1	2	3	4	5	6	7	8		
CC-51M	0,37	0,5	Mon	230	1" - 1"	9,0	21	20	19	17	15	12	8		
CC-51T2	0,37	0,5	Trif	230/400	1" - 1"	9,0	21	20	19	17	15	12	8		
CC-81M	0,60	0,8	Mon	230	1" - 1"	12,7	27	26	25	23	21	19	15		
CC-81T2	0,60	0,8	Trif	230/400	1" - 1"	12,7	27	26	25	23	21	19	15		
CC-101M	0,75	1,0	Mon	230	1" - 1"	14,0	33	32	31	30	28	26	23	17	
CC-101T2	0,75	1,0	Trif	230/400	1" - 1"	14,0	33	32	31	30	28	26	23	17	
CC-151M	1,1	1,5	Mon	230	1"-1"	22,5	41	40	39	38	37	35	33		
CC-151T2	1,1	1,5	Trif	230/400	1"-1"	22,5	41	40	39	38	37	35	33		
CC-221T2	1,65	2,2	Trif	230/400	1"-1"	23	50	49	49	47	46	45	43	41	
CC-301T2	2,2	3	Trif	230/400	1"-1"	23,5	55	54	53	52	51	50	47	45	42



Serie D4

Para pozos de 4" mínimo (inox+noryl)

Bombas para pozos profundos



■ Construcción

- Cuerpos de aspiración e impulsión en latón.
- Dispone de anillas para suspender la bomba con un cable de acero.
- Válvula de retención incorporada.
- Impulsores y difusores en policarbonato.
- Nuevo diseño de impulsores flotantes, de alto rendimiento y resistencia a la abrasión.
- Cojinetes de neopreno y casquillos en acero inoxidable.
- Eje de bomba, camisa, acoplamiento, tornillería, rejilla de aspiración y chapa protectora de cable en acero inoxidable.
- Motor a 2900 rpm, sumergible Franklin en acero inoxidable, no contaminante, con acoplamiento según normas NEMA.

■ Funcionamiento

- Totalmente silencioso y sin vibraciones.
- Para bombeos de aguas limpias. Muy apropiado para suministros domésticos, agricultura, riegos por aspersión, equipos de presión, etc.
- Máxima suspensión de arena en el agua bombeada: 40 grs/m³.
- Máxima temperatura del agua: 30 °C.
- Es necesario proteger el motor mediante un cuadro eléctrico con contactor-guardamotor, e instalar un sistema de detección de mínimo nivel de agua, que evite el funcionamiento en seco de la bomba.

*Añadir según Tipo de tensión disponible:

M = monofásica 230 V

T3 = trifásica 400 V

Serie D4



Para pozos de 4" mínimo (inox+noryl)
Bombas para pozos profundos

BOMBAS RADIALES CON SALIDA 1 1/4"

TIPO DE BOMBA	P2 Potencia del motor		Tipo tensión disponible*	Peso kg	Caudal en m³/hora														
	kW	HP			Mon.-Trif.*	0,0	0,5	1,0	1,5	2,0	2,5	3,0	3,2	3,5	4,0	4,3	4,5	5,0	5,5
D4-3/8/0,37 *	0,37	0,50	M - T3	12,0	45	42	38	31	25	18	10	7							
D4-3/12/0,55 *	0,55	0,75	M - T3	14,0	62	61	56	47	37	27	16	11							
D4-3/16/0,75 *	0,75	1,00	M - T3	16,0	91	87	78	66	50	39	22	15							
D4-3/27/1,1 *	1,10	1,50	M - T3	20,0	155	145	125	105	85	58	35	25							
D4-3/36/1,5 *	1,50	2,00	M - T3	22,0	206	185	168	145	105	78	45	34							
D4-3/50/2,2T3	2,20	3,00	T3	25,0	285	262	235	202	158	110	60	45							
D4-4/6/0,37 *	0,37	0,50	M - T3	11,5	35	33	32	29	26	22	18	16	14	8	5				
D4-4/10/0,55 *	0,55	0,75	M - T3	14,0	58	56	53	47	43	37	31	28	23	15	10				
D4-4/13/0,75 *	0,75	1,00	M - T3	15,5	75	72	68	63	56	48	40	35	30	19	13				
D4-4/24/1,1 *	1,10	1,50	M - T3	18,5	140	132	125	116	101	89	71	62	53	34	20				
D4-4/28/1,5 *	1,50	2,00	M - T3	21,0	162	158	147	132	120	102	81	72	60	40	26				
D4-4/44/2,2T3	2,20	3,00	T3	25,0	250	235	220	205	185	155	123	105	90	60	40				
D4-6/7/0,55 *	0,55	0,75	M - T3	13,5	44	43	42	40	38	37	34	33	31	28	26	24	20	15	9
D4-6/9/0,75 *	0,75	1,00	M - T3	15,0	56	56	55	53	51	48	44	42	40	36	34	33	26	20	15
D4-6/16/1,1 *	1,10	1,50	M - T3	18,0	100	99	98	96	89	82	78	75	71	63	58	55	44	32	21
D4-6/20/1,5 *	1,50	2,00	M - T3	19,5	123	120	118	112	107	101	95	91	86	76	70	66	55	40	28
D4-6/31/2,2T3	2,20	3,00	T3	22,0	187	180	173	164	158	150	140	134	125	112	102	96	80	60	37
D4-6/42/3T3	3,00	4,00	T3	31,0	260	250	240	226	216	205	193	188	180	162	149	140	112	83	57

Altura manométrica en metros

BOMBAS RADIALES CON SALIDA 2"

TIPO DE BOMBA	kW	HP	Tens. disp.*	kg	Caudal en m³/hora														
					0	3	4	5	6	7	8	9	9,5	10	11	12	13	14	15
D4-21/10/1,1 *	1,10	1,50	M - T3	18,0	54	50	48	42	36	30	24	16	10						
D4-21/13/1,5 *	1,50	2,00	M - T3	21,0	68	63	60	55	47	38	29	21	15						
D4-21/19/2,2T3	2,20	3,00	T3	23,0	100	92	89	81	70	54	43	28	20						
D4-21/26/3T3	3,00	4,00	T3	35,0	140	130	125	111	95	76	62	43	34						
D4-21/32/4T3	4,00	5,50	T3	40,0	175	164	157	142	120	98	79	55	42						
D4-21/40/5,5T3	5,50	7,50	T3	63,0	225	208	200	185	155	127	102	73	60						
D4-23/11/2,2T3	2,20	3,00	T3	20,0	70	67	66	65	64	58	51	45	40	37	29	20	7		
D4-23/16/3T3	3,00	4,00	T3	31,0	96	93	92	90	87	78	69	61	57	53	40	30	14		
D4-23/20/4T3	4,00	5,50	T3	36,0	129	127	126	123	119	108	97	84	79	72	56	44	28		
D4-23/27/5,5T3	5,50	7,50	T3	43,0	175	172	170	167	163	150	135	118	109	100	82	64	38		
D4-23/34/7,5T3	7,5	10,00	T3	44,6	232			232	223	213	190	167	142	129	116	86	56	40	
D4-25/10/3T3	3,00	4,00	T3	31,0	66				60	56	52	48	45	42	36	31	25	16	5
D4-25/16/4T3	4,00	5,50	T3	35,0	100				92	88	83	78	75	71	63	55	47	38	28
D4-25/19/5,5T3	5,50	7,50	T3	41,0	127				116	111	105	99	95	90	80	70	59	48	36

Altura manométrica en metros

BOMBAS SEMIAXIALES CON SALIDA 2"

TIPO DE BOMBA	kW	HP	Tens. disp.*	kg	Caudal en m³/hora														
					0	6	8	10	12	14	16	18	19	20	21	22	23	24	25
D4-29/11/3T3	3,00	4,00	T3	30,0	55	53	49	45	42	38	34	29	26	24	22	19	16	14	10
D4-29/16/4T3	4,00	5,50	T3	35,0	76	71	67	62	58	53	47	40	37	35	31	27	24	20	16
D4-29/19/5,5T3	5,50	7,50	T3	42,0	98	91	85	80	73	67	60	51	48	45	40	36	31	27	22
D4-29/24/7,5T3	7,5	10,00	T3	46,0	130	120	114	108	101	95	86	77	73	68	63	58	55	47	40

Alt. met.

A10.8 Catálogos Instrumentación y Control



Instrumentación
para fluidos

Medidores de caudal de tubo metálico Serie SC250



Medidor de caudal de área variable de tubo metálico para líquidos, gases y vapor

- Tubo metálico o plástico con construcción robusta
- Indicación por transmisión magnética
- Escalas calibradas en l/h, m³/h, kg/h, t/h, %, etc.
- Alto rendimiento en condiciones de trabajo extremas y alta resistencia a la corrosión
- Baja pérdida de carga
- Diseño totalmente sanitario disponible
- Sistema de amortiguación para evitar inestabilidad del flotador en aplicaciones de gas y vapor
- Medida de caudal en tubería horizontal con el modelo SC250H y en tubería vertical con flujo descendente o ascendente (para incrementar la capacidad de caudal) con el modelo SC250V
- Rango de caudal (modelo SC250):
 - Agua: 2,5 l/h ... 180 m³/h
 - Aire: 75 Nm³/h ... 5400 Nm³/h
- Precisión: ±2,5% v.f.e. (±1,6% v.f.e. bajo demanda)
- Conexiones:
 - Modelo SC250: DN15 ... DN150
 - Modelos SC250H ... V / SM250: DN15 ... DN80
 - Bridas DIN o ANSI. Otros estándares de brida bajo demanda (JIS, ...)
 - Conexiones roscadas BSP o NPT
 - Conexiones sanitarias según ISO 2852, SMS 1145, DIN 11851, TRI-CLAMP®
- Materiales: EN 1.4404 (AISI 316L), PVC, PP, PTFE, Titanio, Hastelloy
- Indicación local
- Opciones:
 - 1 o 2 automatismos
 - Transmisor electrónico con salida analógica 4-20 mA para zona segura o explosiva (protección Ex ia IIC T4 o T6, certificado ATEX) Protocolo HART™ disponible bajo demanda
 - Totalizador volumétrico local, Totalizador volumétrico remoto por medio de salida de pulsos (no disponible para transmisores Ex)





Modelo SC250

El SC250 es un caudalímetro de área variable de construcción totalmente automatizada y piezas normalizadas, que permite obtener una gran precisión en la medida de caudal.

Principio de funcionamiento

El sistema de medida consiste en un orificio calibrado y un flotador cónico. El empuje del fluido al circular de abajo hacia arriba desplaza el flotador hasta que éste llega a un punto de equilibrio que es función de:

- El peso del flotador: Pf
- El empuje del fluido: E
- La sección libre de paso: Al

Cada posición del flotador representa un área entre el flotador y el orificio. Este área corresponde a un flujo concreto. Este principio de funcionamiento se conoce como área variable.



Aplicaciones

- Plantas de tratamiento de aguas
- Industria farmacéutica, química y petroquímica
- Instalaciones de generación eléctrica y nuclear.
- Industria papelera
- Industria alimentaria
- Circuitos de calefacción y refrigeración
- Circuitos de vapor saturado
- Hornos de tratamiento y control de gases de combustión

Características técnicas

- Precisión, según VDI/VDE 3513:
 - $\pm 2,5\%$ valor final de escala
 - $\pm 1,6\%$ valor final de escala bajo demanda
- Escalas directas en unidades de caudal o en %
- Rango de escala: 10:1
- Densidad del fluido: no hay restricciones
- Viscosidad del fluido: hasta 10 mPa s aprox., en función del caudal

- Temperatura del fluido para versiones estándar:

- EN 1.4404 (AISI 316L): -50°C ... +300°C

Para temperaturas superiores, ver separador térmico p. 11

- PTFE: -20°C ... +150°C

- PVC: 0°C ... +50°C

- PP: -5 ... +90°C

Temperatura ambiente:

- EN 1.4404 (AISI 316L) y PTFE: -20°C ... +80°C

- PVC: 0°C ... +45°C

- PP: -50°C ... +80°C

- Presión de trabajo:

- SC250 / INOX (EN 1.4404 - AISI 316L):

PN40 DN15 ... DN50

PN16 DN65 ... DN150

(otros bajo demanda)

- SC250 / PVC / PP / PTFE
(tubo AISI 316L, revestimiento PVC / PP / PTFE)

PN40 DN15 ... DN40

PN16 DN50 ... DN125

PN10 DN150

(otros bajo demanda)

- SC250 / PVC T / PP T (PVC total / PP total)

PN16 DN15 ... DN125

PN10 DN150

- Conexiones:

- Modelo SC250: DN15 ... DN150

- Modelos SC250H ... V / SM250: DN15 ... DN80

- Bridas DIN o ANSI. Otros estándares de brida bajo demanda (JIS, ...)

- Conexiones roscadas BSP o NPT

- Conexiones sanitarias según ISO 2852, SMS 1145, DIN 11851, TRI-CLAMP®. Diseño totalmente sanitario disponible bajo demanda

- Longitud de montaje:

- DN15 ... DN125: 250 mm

- DN150: 300 mm

Misma longitud de montaje para caudalímetros con sistema de amortiguación (ver p. 12).

- Caja indicadora: IP65 - aluminio pintado (IP65 - PP o IP67 - EN 1.4404 (AISI 316L) con visor de vidrio, bajo demanda)

Operación

- Vertical con flujo ascendente (BD)

Automatismos y transmisores

- SC-AMM1 ... 2: 1 o 2 automatismos microrruptor regulables
- SC-AMD1 ... 2: 1 o 2 automatismos inductivos regulables (+ relés bajo demanda)
- TH5 ... TH5H: Transmisor 4-20 mA 2 hilos + salida de pulsos Protocolo HART™ en modelo TH5H
- TH5T ... TH5TH: Transmisor + totalizador 2 hilos + salida de pulsos. Protocolo HART™ en modelo TH5TH
- TH5 Ex ... TH5H Ex: Transmisor 4-20 mA 2 hilos Ex ia IIC T4 o T6 (ATEX). Protocolo HART™ en modelo TH5H Ex
- TH5T Ex ... TH5TH Ex: Transmisor + totalizador 2 hilos Ex ia IIC T4 o T6 (ATEX). Protocolo HART™ en modelo TH5TH Ex

Tipos de flotador



Los flotadores cónicos están contruistos en AISI 316L, PVC, PP y PTFE como estándar u otros materiales bajo demanda, de acuerdo con las características del fluido de operación.

La viscosidad de trabajo máxima para estos flotadores es de 10 mPa·s aprox., dependiendo del caudal.



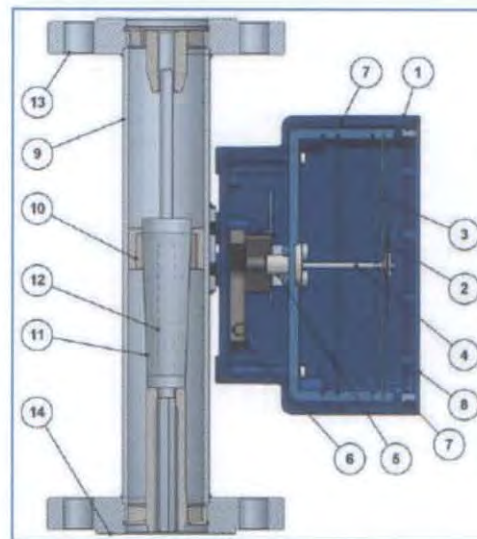
Materiales

Caja indicadora

Nº	Descripción	Materiales
1	Caja	Aluminio pintado
2	Aguja indicadora	Aluminio
3	Carátula	Aluminio
4	Eje	EN 1.4404 (AISI 316L)
5	Cojinete	EN 1.4404 (AISI 316L)
6	Imán	Alnico
7	Junta	NBR
8	Visor	Policarbonato (tratado UV)

Tubo de medida

Nº	Descripción	Versión		
		EN 1.4404	PVC/PP	PTFE
9	Tubo de medida	EN 1.4404	PVC/PP	PTFE/Inox
10	Orificio calibrado	EN 1.4404	PVC/PP	PTFE
11	Flotador	EN 1.4404	PVC/PP	PTFE
12	Imán flotador	—	Alnico	—
13	Bridas	EN 1.4404	PVC/PP	EN 1.4404
14	Asiento junta	EN 1.4404	PVC/PP	PTFE



TECFLUID

Instrumentación
para fluidos

Transmisores de nivel
radar guiado
Serie LTDR



Transmisor de nivel TDR - Radar Guiado para líquidos



- Medición de nivel en continuo de forma directa, precisa y altamente fiable, así como detección puntual de nivel, en un único dispositivo
- Diseño de sonda totalmente modular: los diferentes tipos de sonda son intercambiables sin necesidad de ninguna herramienta especial o mecanización
- Innovador análisis de señal y capacidad de supresión de interferencias
- Aislamiento galvánico del dispositivo electrónico entre sus entradas/salidas y el potencial del depósito (sin problemas por protección de corrosión electroquímica)
- Apto para prácticamente cualquier líquido. Excepcional rendimiento con líquidos con baja constante dieléctrica (baja reflectividad), como aceites o hidrocarburos
- Apto para sólidos, principalmente con sonda cable
- Medición independiente de condiciones de proceso cambiantes (densidad, conductividad, temperatura, presión,...)
- Apto para depósitos pequeños, boquillas altas y estrechas y para otros depósitos con geometrías no habituales o con estructuras interferentes. Sin prácticamente restricciones de instalación
- Excelente relación rendimiento / precio
- Transmisor sistema 4 hilos
- Diferentes tipos de sonda: varilla simple, sonda coaxial y sonda cable
- Materiales: EN 1.4404 (AISI 316L)
- Rango de medición:
 - Varilla simple: 100 ... 3000 mm
 - Sonda coaxial: 100 ... 6000 mm
 - Sonda cable: 100 ... 20000 mm
- Salida 4-20 mA
- 1 x salida transistor programable para detección de nivel
- Versión ATEX disponible bajo demanda





Principio de funcionamiento

El transmisor de nivel LTDR utiliza la tecnología TDR (Time Domain Reflectometry).

Impulsos electromagnéticos de baja energía y alta frecuencia, generados por un circuito electrónico, son propagados a lo largo de una sonda que está sumergida en un líquido.

Cuando estos impulsos alcanzan la superficie del líquido, parte de la energía del impulso se refleja y vuelve al circuito electrónico, el cual calcula el nivel de fluido a partir de la diferencia de tiempo entre el impulso enviado y el recibido.

El sensor analiza la señal y la convierte en una medición continua de nivel a través de su salida analógica, o en una señal de conmutación programable en un punto de la sonda.

Los sensores TDR son también conocidos como dispositivos de radar guiado.

Aplicaciones

Para cubrir la mayoría de las aplicaciones, TECFLUID dispone de tres tipos de sonda:

Varilla simple (fig. 1, 3, 7) y sonda cable (fig. 5, 9)

- Ideales para un amplio rango de aplicaciones y líquidos.
- La señal tiene un radio de detección más amplio alrededor de la varilla o cable, por lo que es más sensible a interferencias. Éstas pueden ser fácilmente minimizadas teniendo en cuenta algunas consideraciones de montaje y realizando unos simples ajustes de configuración en el sensor.
- Las sondas de varilla simple y cable son también recomendadas para instalaciones en cámaras de bypass, las cuales actúan básicamente junto con la sonda como una gran sonda coaxial.

Sonda coaxial (fig. 2, 4, 8)

- La señal de medición de alta frecuencia queda contenida dentro del tubo exterior.
- Inmune contra condiciones externas y objetos que puedan interferir la señal.
- Solución ideal para una instalación sin problemas, asegurando una medición fiable en casi cualquier aplicación.
- Adecuada para medir líquidos con baja reflectividad (baja constante dieléctrica) tales como aceites e hidrocarburos.
- Recomendada sólo con líquidos limpios.
- NO recomendada para líquidos viscosos, pegajosos, que cristalizan, adhesivos, recubrimientos, líquidos fibrosos, lodos, purines, pasta o líquidos que contienen partículas sólidas. Estos líquidos pueden causar acumulaciones de producto y obstrucción dentro de la sonda coaxial.

Fig. 1. Varilla simple

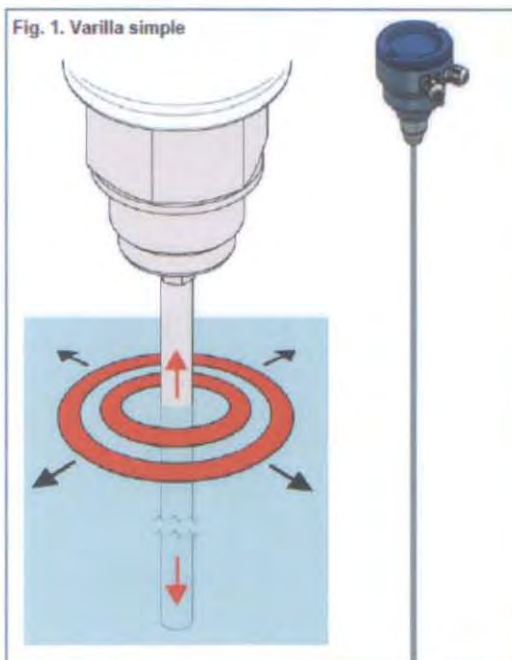
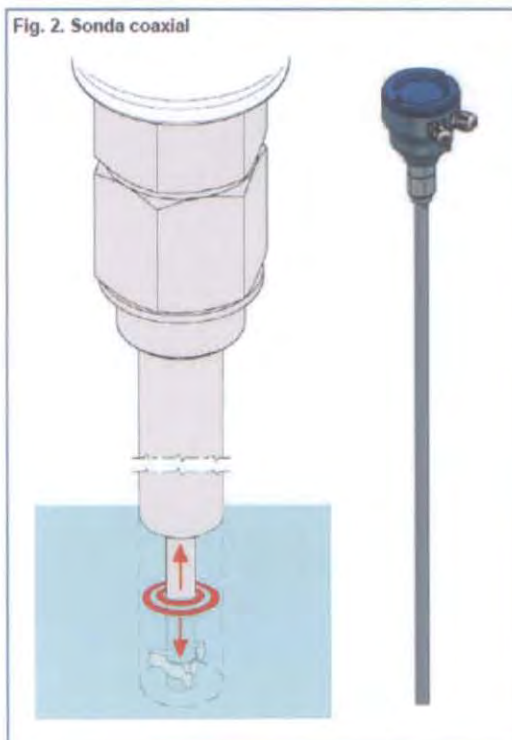
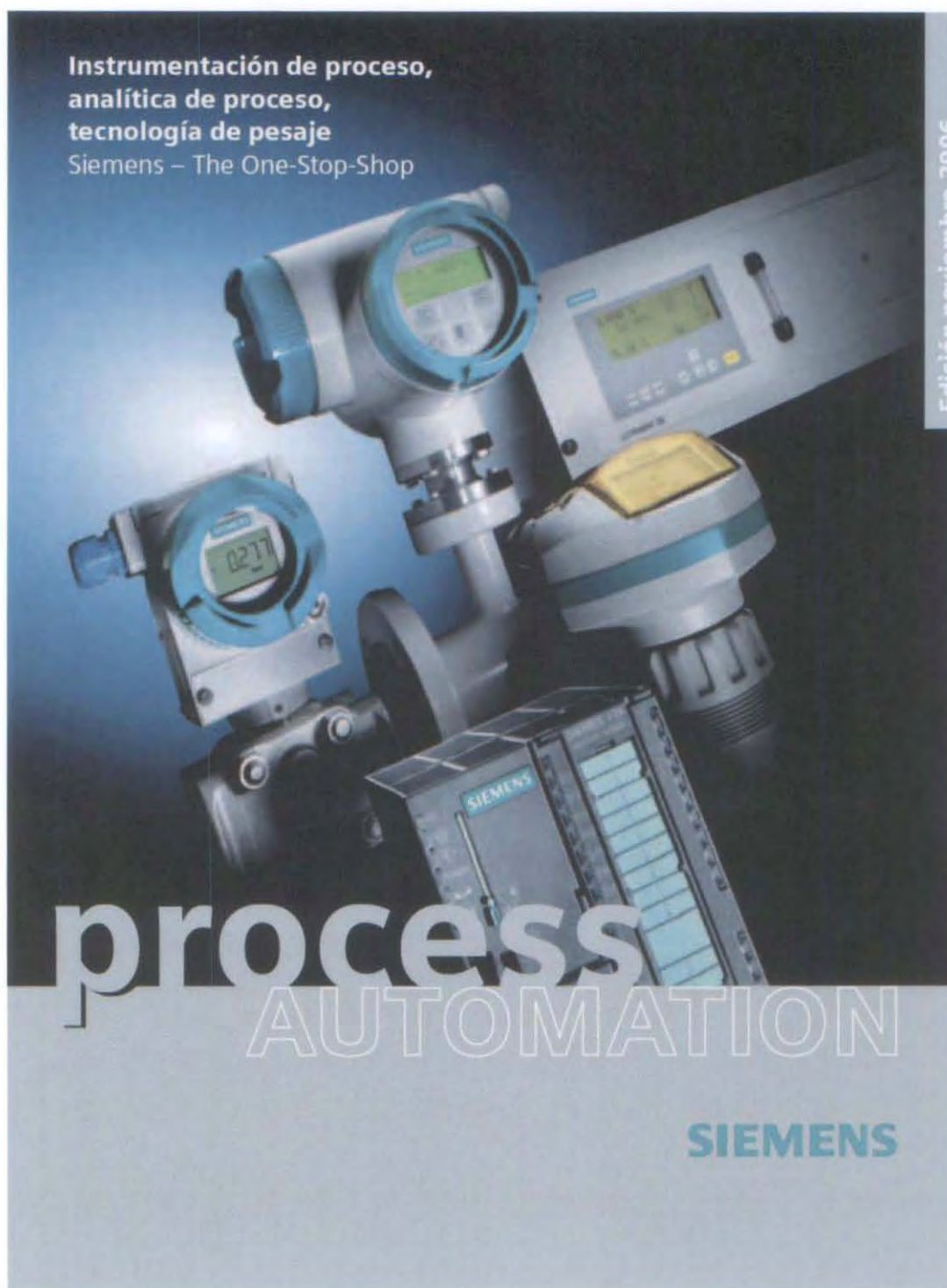


Fig. 2. Sonda coaxial



**Instrumentación de proceso,
analítica de proceso,
tecnología de pesaje**
Siemens – The One-Stop-Shop

Edición noviembre 2006



process
AUTOMATION

SIEMENS

The advertisement features a collection of Siemens industrial instruments against a dark blue background. At the top left, there is a large pressure transmitter with a green display. Below it is a smaller transmitter with a digital display showing '0.277'. To the right, a control rack is visible with a yellow display. The Siemens logo is present on the rack. The text 'process AUTOMATION' is written in large, white, lowercase letters, with 'AUTOMATION' in all caps. The Siemens logo is in blue at the bottom right.

Introducción

Soluciones globales rentables con instrumentación y analítica de procesos optimizadas

En la industria de procesos tener ventaja significa hacer las operaciones más rápidas, flexibles, eficientes y, sobre todo, rentables. Los procesos corporativos, de la producción hasta la oficina, deben coordinarse perfectamente entre sí y optimizarse de forma global, cubriendo todos los niveles implicados. Esto permite incrementar de forma decisiva el rendimiento, la disponibilidad, la tasa de carga y la calidad de sus plantas. Si además se integran nuevos sistemas es posible reducir al máximo los potenciales de racionalización. Siemens es un partner competente que le ayuda a cumplir estos requisitos. Décadas de experiencia en la instrumentación, análisis, regulación y control de procesos industriales constituyen el fundamento para un know-how insuperable en todos los sectores de la industria de procesos. En cromatografía de gases de proceso, sistemas de instrumentación de nivel y posicionadores somos líderes del mercado mundial; en muchos otros sectores somos los líderes tecnológicos.

Gracias a que innovamos y mejoramos continuamente nuestra gama de productos, podemos ofrecerle hoy soluciones fiables y rentables para cualquier tarea en

la automatización de procesos. Tanto si se trata de soluciones de sistema individuales hechas a medida o completas, nuestro acreditado concepto de plataforma común «Totally Integrated Automation» proporciona homogeneidad en lo relativo a la gestión de datos, a la comunicación, a la configuración y a la programación. De este modo se beneficia de nuestra versatilidad gracias a una solución global integrada de sus tareas de proceso.

Al igual que se beneficia del carácter abierto de nuestros sistemas gracias a que se intercomunican de forma estándar via PROFIBUS o HART para facilitar al máximo la integración de componentes existentes o futuros. A ello hay que añadir extensas prestaciones de servicios que abarcan desde el estudio y el asesoramiento técnico competente hasta el mantenimiento y la formación a fondo de sus empleados, pasando por puesta en marcha y asistencia durante los procesos de validación y homologación. En resumen: instrumentación de campo y análisis para la automatización de procesos de principio a fin, con Siemens lo recibirá todo de una misma fuente.



Instrumentos para medida de presión

SITRANS P es una familia completa de transmisores para la medida de presiones relativas, diferenciales y absolutas. Además de su alta precisión de medida y robustez, convence su facilidad de manejo, la funcionalidad del sistema modular así como su perfecta filosofía de seguridad. En otras palabras: una gama probada para cualquier aplicación.

La familia SITRANS P en pocas palabras:

■ SITRANS P MPS

Para medir cómodamente niveles en base a la presión hidrostática

El SITRANS P de la serie MPS es un transmisor para la medición de nivel en función de la presión hidrostática. Suspendido de un cable se sumerge en el medio que se trata de medir. Puesto que su carcasa es de acero inoxidable, el sensor es apropiado para ámbitos de aplicación que van desde el agua potable hasta líquidos agresivos.

■ SITRANS P Z

Transmisor monorrango para presión relativa y absoluta

En la serie Z se utilizan dos tipos diferentes de sensores de presión: un sensor de acero inoxidable y un sensor con membrana cerámica. Una variante de la serie Z está concebida con su carcasa de latón para satisfacer los requisitos exigidos por la industria de compresores y de bombas.

■ SITRANS P ZD

Transmisor con indicador digital y carcasa de acero inoxidable

El transmisor de presión digital del tipo SITRANS P ZD dispone de indicador y la posibilidad de rangeabilidad 10:1. Tanto la carcasa como las conexiones de proceso son de acero inoxidable. El indicador digital se puede suministrar en posición radial o axial respecto a la conexión de proceso, según se desee.

■ SITRANS P Compact

Para los requisitos especiales exigidos en la Industria alimentaria y farmacéutica así como en la biotecnología

El SITRANS P Compact es un transmisor analógico que se ha desarrollado para satisfacer los requisitos especiales exigidos en la industria alimentaria y farmacéutica así como en la biotecnología. Su configuración cumple los requisitos de higiene establecidos por EHEDG, FDA y GMP. Los requisitos de higiene más exigentes los satisface la serie Compact mediante múltiples conexiones de proceso de acero inoxidable aséptico y carcasa de acero inoxidable. Los procesos de limpieza y esterilización (CIP, SIP) no representan ningún problema para la serie Compact.

■ SITRANS P300

La referencia en carcasa de acero inoxidable

El SITRANS P 300 se distingue por su precisión de medida y robustez y principalmente por su ventaja en lo que concepto de manejo se refiere. Con una desviación de medida de como máximo 0,075 %, una carcasa de acero inoxidable higiénica con placa de características grabada con láser y la acreditada filosofía de manejo SITRANS P DS III se integra sin problemas en la familia SITRANS P. La limpieza (CPI) y la esterilización (SIP) de la zona de proceso mientras se está realizando la medición no causan deriva si se realizan con el rango de temperatura especificado de 150°C. Para poder evaluar los procesos de limpieza son de gran ayuda los punteros de arrastre, ya que registran los valores mín/máx de la temperatura del sensor.



Serie MPS



Serie Z



Serie ZD

■ **SITRANS F C, caudalímetros de efecto Coriolis**

El SITRANS F C forma parte de los caudalímetros más precisos: mide caudales másicos y no le afectan las oscilaciones de presión, temperatura y densidad ni tampoco fluctuaciones en la conductividad eléctrica y la viscosidad. Proporciona informaciones fiables del caudal másico, caudal volumétrico, temperatura, densidad y concentración (por ejemplo Brix o Baume). Los caudalímetros SITRANS F C posibilitan la medición exacta de fluidos o gases en prácticamente todas las aplicaciones sin necesidad de una calibración especial.

■ **Transmisor para flexibilidad y alto rendimiento**

Con los transmisores MASS 6000 para procesamiento avanzado de señales, Siemens ha impulsado considerablemente la tecnología de Coriolis. Los convertidores flexibles, que se distinguen por sus prestaciones, su fácil manejo y por las facilidades que ofrecen para el mantenimiento, garantizan una vida útil larga y unos costes de operación reducidos.

- Modelos con diferentes carcasas
- Varias entradas y salidas de serie
- Gran variedad de módulos para comunicaciones; PROFIBUS PA/DP, Modbus RTU, HART
- Módulo de memoria SENSORPROM con todos los datos de calibración y ajustes de usuario para un auténtico «Plug & Play»

- Función de diagnóstico avanzado para facilitar el mantenimiento
- Procesamiento rápido de señales para operación rápida por lotes

■ **Sensores para los requisitos más exigentes**

Óptima capacidad de medición gracias a un inteligente diseño del sensor que pone el énfasis en la seguridad, la repetibilidad y la calidad; esto posibilita una alta precisión del 0,1 % en un amplio rango de caudales. El rango de medida de los sensores va desde 0 g/h hasta 510.000 kg/h; su ámbito de aplicación abarca desde las instalaciones pequeñas hasta la carga de sólidos a granel.

Los sensores ofrecen:

- Conector múltiple para montaje «Plug & Play»
- Gran surtido de conexiones de proceso
- Las piezas que entran en contacto con el producto a medir son de acero inoxidable o Hasteloy

MASS 2100 DI 1.5 (0 – 65 kg/h):

Para líquidos o gases con reducida velocidad de circulación

FC300 DN 4 (0 – 350 kg/h):

Sensor compacto para bajo caudal

MASS 2100 DI 3 – DI 40 (0 – 52.000 kg/h):

Para aplicaciones generales

MC1 DN 50 – DN 150 (0 – 510.000 kg/h):

Apropiado para caudales muy altos



MASS 2100 DI 1.5



SITRANS FC300



MASS 2100 y MASS 6000 Exd



MC1



Ensamblajes metálicos (Serie 200)

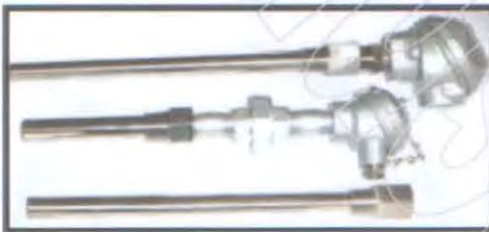
Ensamblajes industriales los cuales consisten en un sensor de temperatura con su cubierta metálica para protegerlo de atmósferas agresivas, golpes, altas presiones, entre otras...

Dentro de las cubiertas más comunes se encuentran los tubos protectores y termopozos (barra sólida perforada), los cuales fabricamos comúnmente de acero inoxidable 304, 316 (grado alimenticio) Inconel y algún otro material especificado por el usuario

Estos pueden ser fabricados con conexión a proceso roscados ó bridados según sea la necesidad.

APLICACIONES

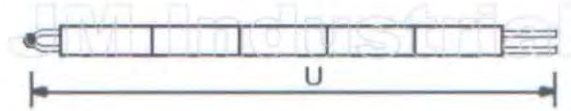
- Textil
- Alimenticia
- Químicas
- Medición de líquidos y gases
- Refinerías
- Petroquímicas
- Entre otras...



Tel. (55) 3548.0321, 3548.0322, Tel./Fax. (55) 5778.8957
info@jmi.com.mx



JM_201 Elemento termopar el cual lleva con y sin aisladores cerámicos en diferentes tipos.



Modelo

JM_201 -
 A B C D E

*Ejemplo: JM_201-121-A6in 650°C
Elemento termopar doble tipo J, cal.8 de 6" de longitud*

A) Tipo de sensor

1. J
2. K
3. T
4. R
5. S
6. Otro _____

B) No. de elementos

1. Sencillo
2. Doble

C) Calibre

1. Cal. 8
2. Cal. 14
3. Cal.20
4. Cal. 24
5. Cal. 28 (R y S)

D) Aislante Cerámicos

- A. No
- B. Ovalados
- C. Redondos

E) Longitud (U)

en cm , mm ó pulgadas

A10.9 Catálogo Tuberías



Tubacero, S.A.

Catálogo General.



TUBACERO Catálogo General

Índice General

17.-TUBO ASTM ACERO CARBONO Y ALEADO

- 18.-A-53. Tubo de Acero Galvanizado o Negro, Con o Sin Soldadura.
- 19.-A-106. Tubo de Acero al Carbono Sin Soldadura para Servicios a Altas Temperaturas.
- 20.-A-179. Tubo Sin Soldadura Estirado en Frío Bajo en Carbono para Intercambiadores de Calor y Condensadores.
- 20.-A-192. Tubo Sin Soldadura Estirado en Frío Bajo en Carbono para Calderas a Altas Presiones.
- 21.-A-200. Tubo de Acero Sin Soldadura de Aleación Media para Servicios de Refinería
- 22.-A-209. Tubo de Acero al Carbono-Molibdeno Sin Soldadura para Calderas y Recalentadores.
- 22.-A-210. Tubo de Acero Sin Soldadura de Contenido Medio en Carbono para Calderas y Sobrecalentadores.
- 23.-A-213. Tubo de Acero Aleado Ferrítico y Austenítico Sin Soldadura para Calderas, Sobrecalentadores e Intercambiadores de Calor.
- 24.-A-250. Tubo de Acero Soldado Tipo ERW de Acero Aleado Ferrítico para Calderas y Recalentadores.
- 25.-A-333. Tubo Acero Con y Sin Soldadura para Servicios a Baja Temperatura.
- 26.-A-335. Tubo Acero Aleado Ferrítico Sin Soldadura para Servicio a Alta Temperatura.
- 27.-A-520. Requisitos Suplementarios para Tuberías en Acero Carbono sin y con soldadura ERW para Servicios a Altas Temperaturas.
- 28.-A-520. Requisitos Generales para Tubos Especiales en Acero Carbono y Aleados.
- 29.-A-671. Tubo Soldado Tipo EFW para Uso a Temperatura Ambiente e Inferior.
- 31.-A-672. Tubo Soldado Tipo EFW para Uso a Temperaturas Moderadas.
- 33.-A-691. Tubo Acero al Carbono y Aleado Soldado Tipo EFW para Uso a Altas Temperaturas y Presiones Elevadas.
- 34.-Preparación de Extremos de Tuberías Según ASME / ANSI B-16.25.
- 35.-Dimensiones y Peso ANSI B-36.10.
- 36.-Especificación de Pintado.

39.-TUBO ASTM ACERO INOXIDABLE

- 40.-A-213. Tubo de Acero Inoxidable Austenítico Sin Soldadura para Calderas, Sobrecalentadores e Intercambiadores de Calor.
- 42.-A-269. Tubing de Acero Inoxidable Austenítico Soldado y Sin Soldadura para Servicios Generales.
- 43.-A-312. Tubo de Acero Inoxidable Austenítico Con y Sin Soldadura.
- 45.-A-358. Tubo de Acero Inoxidable Austenítico Con Soldadura, para Servicios a Altas Temperaturas.
- 46.-A-409. Tubo de Acero Inoxidable de Gran Diámetro Austenítico Con Soldadura, para Servicios Corrosivos o Altas Temperaturas.
- 48.-A-790. Tubo de Acero Inoxidable Ferrítico / Austenítico Soldado y Sin Soldadura.
- 49.-Dimensiones y Peso ANSI B-36.19.

55.-TUBO DIN ACERO CARBONO Y ALEADO

- 56.-DIN 1626.
- 57.-DIN 1629.
- 58.-DIN 2391 (Partes 1 y 2).
- 62.-DIN 2393 (Partes 1 y 2).
- 66.-DIN 2440.
- 67.-DIN 2441.
- 68.-DIN 2442.
- 70.-DIN 2448.
- 72.-DIN 2458.
- 74.-DIN 17175.

79.-TUBO DIN ACERO INOXIDABLE

- 80.-DIN 2462.
- 82.-DIN 2463.
- 83.-DIN 2464.
- 84.-DIN 2465.
- 85.-DIN 17440.

89.-TUBO API

- 90.-API 5L.

107.-TUBO ISO

- 108.-ISO 65.

111.-ACCESORIOS BUTT-WELDING EN ACERO CARBONO Y ALEADO

- 112.-Codos R.L., Tes, Reductores, Caps, Stub-ends.
- 113.-Codos R.C..
- 114.-Preparación de Extremos a Soldar.
- 115.-A234 - Accesorios de Tubería de Acero al Carbono y Aleado para Servicio a Moderada y Alta Temperatura.
- 116.-A420 - Accesorios de Tubería de Acero al Carbono y Aleado para Servicio a Baja Temperatura.
- 117.-A860 - Accesorios de Tubería Débilmente Aleada de Alto Límite Elástico.
- 118.-Codo R.L. 45°.
- 119.-Codo R.L. 90°.
- 120.-Codo R.L. 180°.
- 121.-Codo R.C. 90°.
- 122.-Codo R.C. 180°.
- 123.-Tes iguales.
- 124.-Tes Reductoras.
- 125.-Tes Reductoras.
- 126.-Tes Reductoras.
- 127.-Tes Reductoras.
- 128.-Tes Reductoras.
- 129.-Caps.
- 130.-Reducciones Concéntricas y Excéntricas.
- 131.-Reducciones Concéntricas y Excéntricas.
- 132.-Reducciones Concéntricas y Excéntricas.
- 133.-Reducciones Concéntricas y Excéntricas.

135.-ACCESORIOS BUTT-WELDING EN ACERO INOXIDABLE

- 136.-Codos R.L., Tes, Reductores, Caps, Stub-ends.
- 137.-A403 - Accesorios de Tubería de Acero Inoxidable Austenítico.
- 138.-Codo R.L. 45°.
- 139.-Codo R.L. 90°.
- 140.-Codo R.L. 180°.
- 141.-Codo R.C. 90°.
- 142.-Codo R.C. 180°.
- 143.-Te Igual.
- 144.-Te Reductora.
- 145.-Te Reductora.
- 146.-Te Reductora.
- 147.-Te Reductora.
- 148.-Te Reductora.
- 149.-Caps.
- 150.-Reducciones Concéntricas y Excéntricas.
- 151.-Reducciones Concéntricas y Excéntricas.
- 152.-Reducciones Concéntricas y Excéntricas.
- 153.-Reducciones Concéntricas y Excéntricas.
- 154.-Stub-Ends.

155.-BRIDAS ASA

- 156.-Tabla para Rating Presión-Temperatura.
- 157.-Tolerancias para Bidas Welding Neck.
- 158.-Tolerancias para las Bidas Roscadas, Socket Welding, Slip on, Locas y Ciegas.
- 158.-Preparación de Extremos para Soldar Bidas Welding Neck.
- 159.-Acabado de las Caras de Junta.
- 160.-A-105. Accesorios de Acero Forjado para Tuberías.
- 161.-A-182. Especificación para Bidas Forjadas o Roladas en Aleado/Inoxidable para Tuberías, Accesorios Forjados, Válvulas y Partes que Trabajen a Altas Temperaturas.
- 168.-A-350- Accesorios en Acero forjado al Carbono y Aceros Forjados Debilmente Aleados y Requisitos para Prueba de Impacto.
- 169.-Dimensiones de Bidas Clase 150.
- 170.-Dimensiones de Bidas Clase 300.
- 171.-Dimensiones de Bidas Clase 400.
- 172.-Dimensiones de Bidas Clase 600.
- 173.-Dimensiones de Bidas Clase 900.
- 174.-Dimensiones de Bidas Clase 1500.
- 175.-Dimensiones de Bidas Clase 2500.
- 176.-Dimensiones de Bidas Clase 150.
- 177.-Dimensiones de Bidas Clase 300.
- 178.-Dimensiones de Bidas Clase 400.
- 179.-Dimensiones de Bidas Clase 600.
- 180.-Dimensiones de Bidas Clase 900.
- 181.-Dimensiones de Bidas Clase 150.
- 182.-Dimensiones de Bidas Clase 300.
- 183.-Dimensiones de Bidas Clase 400.
- 184.-Dimensiones de Bidas Clase 600.
- 185.-Dimensiones de Bidas Clase 900.
- 186.-Dimensiones de Bidas Slip-On con Orificio Clase 300.
- 187.-Dimensiones de Bidas Slip-On con Orificio Clase 400.
- 188.-Dimensiones de Bidas Slip-On con Orificio Clase 600.
- 189.-Dimensiones de Bidas Roscadas con Orificio Clase 300.
- 190.-Dimensiones de Bidas Welding-Neck Orificio Clase 300.
- 191.-Dimensiones de Bidas Welding-Neck Orificio Clase 400.
- 192.-Dimensiones de Bidas Welding-Neck Orificio Clase 600.
- 193.-Dimensiones de Bidas Long Welding-Neck Clase 150.
- 194.-Dimensiones de Bidas Long Welding-Neck Clase 300.
- 195.-Dimensiones de Bidas Long Welding-Neck Clase 600.
- 196.-Dimensiones de Bidas Long Welding-Neck Clase 900.
- 197.-Dimensiones de Bidas Long Welding-Neck Clase 1500.

199.-DISCOS CIEGO, ESPACIADORES Y FIGURAS EN OCHO

- 200.-A 240. Especificación para Chapas y Flejes en Acero Inoxidable para Servicios a Altas Temperaturas.
- 204.-A 285. Chapas en Acero Carbono para Bajas y Medias Solicitaciones de Esfuerzo.
- 205.-A 387. Chapas en Acero Aleado, Cr-Mo para Temperaturas Elevadas.
- 206.-A 516. Chapas en Acero Carbono para Bajas y Medias Temperaturas de Servicio.
- 207.-A 517. Chapas en Acero Aleado Templado y Reverido para Servicio a Altas Presiones.
- 208.-Dimensiones de Figuras en Ocho Clase 150.
- 209.-Dimensiones de Figuras en Ocho Clase 300.
- 210.-Dimensiones de Figuras en Ocho Clase 400.
- 211.-Dimensiones de Figuras en Ocho Clase 600.
- 212.-Dimensiones de Espaciadores y Discos Ciegos Clase 150.
- 213.-Dimensiones de Espaciadores y Discos Ciegos Clase 300.
- 214.-Dimensiones de Espaciadores y Discos Ciegos Clase 600.
- 215.-Dimensiones de Figuras en Ocho Clase 300 Para Bidas RTJ.
- 216.-Dimensiones de Figuras en Ocho Clase 400 Para Bidas RTJ.
- 217.-Dimensiones de Figuras en Ocho Clase 600 Para Bidas RTJ.
- 218.-Dimensiones de Figuras en Ocho Clase 900 Para Bidas RTJ.
- 219.-Dimensiones de Figuras en Ocho Clase 1500 Para Bidas RTJ.
- 220.-Dimensiones de Figuras en Ocho Clase 2500 Para Bidas RTJ.
- 221.-Dimensiones de Discos Ciegos y Espaciadores Clase 300 Para Bidas RTJ.
- 222.-Dimensiones de Discos Ciegos y Espaciadores Clase 400 Para Bidas RTJ.
- 223.-Dimensiones de Discos Ciegos y Espaciadores Clase 600 Para Bidas RTJ.
- 224.-Dimensiones de Discos Ciegos y Espaciadores Clase 900 Para Bidas RTJ.
- 225.-Dimensiones de Discos Ciegos y Espaciadores Clase 1500 Para Bidas RTJ.
- 226.-Dimensiones de Discos Ciegos y Espaciadores Clase 2500 Para Bidas RTJ.
- 227.-Método para el Cálculo de la Longitud Teórica del Espárrago.
- 227.-Tipos de Material para Altas y Bajas Temperaturas de Servicio.
- 228.-Dimensiones de Espárragos para Bidas RF ó RTJ Clase 150/300.
- 229.-Dimensiones de Espárragos para Bidas RF ó RTJ Clase 400/600.
- 230.-Dimensiones de Espárragos para Bidas RF ó RTJ Clase 900/1500/2500.
- 231.-Dimensiones de Tuercas.
- 232.-Peso de Espárragos con sus Dos Tuercas (por cada 100 piezas).

TUBACERO Catálogo General

TUBO ASTM ACERO INOXIDABLE



TUBACERO Catálogo General

A-269. Tubing de Acero Inoxidable Austenítico Soldado y Sin Soldadura para Servicios Generales.

La tubería podrá ser acabada en caliente o en frío y será tratada térmicamente dependiendo del grado

Tabla de Composición Química.

Grado	Designación UNS	Carbono %	Manganeso ^a %	Fósforo %	Azufre %	Silicio ^a %	Niobio %	Cromo %	Mo y Niobio %	Titanio %	Niobio y Tantalio	Tantalio	Nitrogeno	Vanadio	Cobre
TP304	S30400	0.08	2.00	0.040	0.035	0.75	8.00-11.00	18.00-20.00							
TP304L	S30403	0.035 ^b	2.00	0.040	0.030	0.75	9.00-13.00	18.00-20.00							
TP304LN	S30453	0.035 ^b	2.00	0.040	0.030	0.75	8.00-13.00	18.00-20.00					0.10-0.16		
TP316	S31600	0.08	2.00	0.040	0.030	0.75	11.00-14.00	16.00-18.00	2.00-3.00						
TP316L	S31603	0.035 ^b	2.00	0.040	0.030	0.75	10.00-15.00	16.00-18.00	2.00-3.00						
TP316LN	S31653	0.035 ^b	2.00	0.040	0.030	0.75	10.00-15.00	16.00-18.00	2.00-3.00				0.10-0.16		
TP317	S31700	0.08	2.00	0.040	0.030	0.75	11.00-14.00	18.00-20.00	3.00-4.00						
TP321	S32100	0.08	2.00	0.040	0.030	0.75	9.00-13.00	17.00-20.00		*					
TP347	S34700	0.08	2.00	0.040	0.030	0.75	9.00-13.00	17.00-20.00			*				
TP348	S34800	0.08	2.00	0.040	0.030	0.75	9.00-13.00	17.00-20.00			*	0.10			
TP XM-10	S21900	0.08	8.00-10.00	0.060	0.030	1.00	6.50-7.50	19.00-21.5					0.15-0.40		
TP XM-11	S21903	0.04	8.00-10.00	0.060	0.030	1.00	6.50-7.50	19.00-21.50					0.15-0.40		
TP XM-15	S38100	0.04	2.00	0.030	0.030	1.50-2.50	17.50-18.50	17.00-19.00							
TP XM-19	S20910	0.060	4.00-6.00	0.040	0.030	1.00	11.50-13.50	20.00-23.00			0.10-0.30		0.20-0.40	0.10-0.30	
TP XM-20	S240000	0.080	11.00-14.00	0.060	0.030	1.00	2.25-3.75	17.0-19.0					0.20-0.40		
	S31254	0.020	1.00	0.030	0.010	0.80	17.50-18.50	19.50-20.50	6.00-8.50				0.190-0.220		0.50-1.00
	S31725	0.030	2.00	0.040 ^a	0.030 ^a	0.75	13.50-17.50	18.00-20.00	4.00-5.00				0.10 max		0.75 max
	S31726	0.03	2.00	0.040	0.030	0.75	12.50-17.50	17.00-20.00	4.00-5.00				0.10-0.20		0.75 max
	S30600														
	S24855														
	S32654														
	N08367														
	N08926														

^a Para pequeños espesores, los grados TP304L y TP316L porcentaje máximo de carbono de 0.04 %
^b Máximo, a menos que se especifique

Ensayo de abocardamiento. Aplicable.

Ensayo de rebordado. Aplicable.

Ensayo de dureza. (Brinell o Rockwell) Aplicable.

Ensayo de aplastamiento inverso. Aplicable para tubo soldado.

Prueba hidrostática o Ensayo eléctrico no destructivo. El comprador puede especificar cual se practica de los dos.

TUBACERO Catálogo General

Dimensiones y Peso ANSI B-36.19.

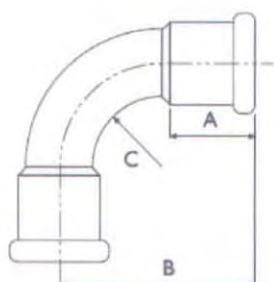
NPS	Diámetro Ext. (mm)	Espesor/ Masa			
		5S	10S	40S	80S
1/8	10.3		1.24 0.28	1.73 0.36	2.41 0.46
1/4	13.7		1.65 0.49	2.24 0.63	3.02 0.80
3/8	17.1		1.65 0.63	2.31 0.85	3.2 1.10
1/2	21.3	1.65 0.80	2.11 1.00	2.77 1.27	3.73 1.62
3/4	26.7	1.65 1.03	2.11 1.28	2.87 1.68	3.91 2.19
1	33.4	1.65 1.29	2.77 2.08	3.38 2.50	4.55 3.23
1 1/4	42.2	1.65 1.65	2.77 2.69	3.56 3.38	4.85 4.47
1 1/2	48.3	1.65 1.90	2.77 3.12	3.68 4.05	5.08 5.41
2	60.3	1.65 2.38	2.77 3.93	3.91 5.44	5.54 7.48
2 1/2	73.0	2.11 3.68	3.05 5.26	5.16 8.62	7.01 11.41
3	88.9	2.11 4.52	3.05 6.45	6.49 11.29	7.62 15.27
3 1/2	101.6	2.11 5.17	3.05 7.40	5.74 13.57	8.08 18.63
4	114.3	2.11 5.81	3.05 8.34	6.02 16.07	8.50 22.31
5	141.3	2.77 9.45	3.40 11.58	6.55 21.78	9.52 30.95
6	168.3	2.77 11.31	3.40 13.82	7.11 28.26	10.97 42.56
8	219.1	2.77 14.78	3.76 19.94	8.18 42.53	12.70 64.63
10	273.1	3.40 22.62	4.19 27.96	9.27 60.29	12.70 81.46
12	323.9	3.96 33.00	4.57 36.22	9.52 73.82	12.70 93.44
14	355.6	3.96 34.23	4.78 41.30		
16	406.4	4.19 41.60	4.78 47.29		
18	457.0	4.19 46.83	4.78 53.26		
20	508.0	4.78 59.22	5.54 69.09		
22	559.0	4.78 65.75	5.54 76.10		
24	610.0	5.54 83.11	6.35 95.13		
30	762.0	6.35 119.09	7.92 148.22		

Accesorios (Acero Inoxidable AISI-316)

Accesorios

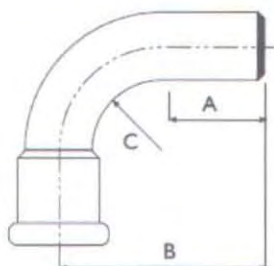
Accesorios

CURVA 90 HH



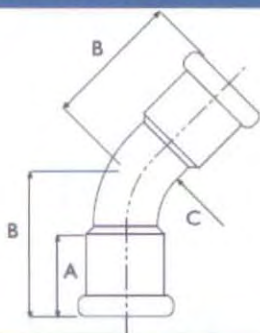
Ø	A	B	C
15	17	47	28
18	19	53	32
22	22	62	38
28	25	76	50
35	26	101	68
42	33	119	80
54	35	150	108
76,1	53	235	115
88,9	60	277	135
108	75	262	165

CURVA 90 HM



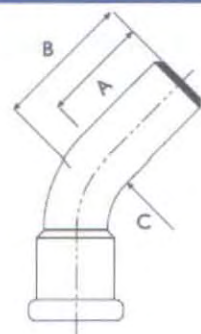
Ø	A	B	C
15	22	49	28
18	24	53	32
22	28	60	38
28	30	76	50
35	31	101	68
42	36	116	80
54	46	154	108
76,1	53	247	115
88,9	60	292	135
108	118	283	165

CURVA 45 HH



Ø	A	B	C
15	17	31	28
18	19	33	32
22	22	37	38
28	26	47	50
35	31	59	68
42	33	72	80
54	36	87	108
76,1	53	180	115
88,9	60	211	135
108	118	165	165

CURVA 45 HM



Ø	A	B	C
15	22	34	28
18	21	34	32
22	28	44	38
28	30	50	50
35	31	61	68
42	36	69	80
54	46	91	108
76,1	53	188	115
88,9	60	225	135
108	113	186	165

Sistema de acoplamiento rápido por presión: Press Fitting

A10.10 Catálogo Secador Propuesto



INICIO

EMPRESA

PRODUCTOS

SERVICIOS

NOVEDADES

GLOSARIO

CONTACTO

Secadores

Productos > Secadores > Secadores

SECADORES DE LECHO FLUIDIZADO
SECADOR VIBRATORIO TIPO WS-R-V-CT
SECADOR DE DISPERSION TIPO FL-T
SECADORES DE TAMBOR



ALLGAIER



Descargar PDF

SECADORES DE LECHO FLUIDIZADO ESTATICOS Y VIBRATORIOS TIPO WS-T/K Y WS-V-T/K

Los secadores de lecho fluidificado ALLGAIER permiten efectuar el secado en continuo o por etapas. Estas máquinas son muchas veces utilizadas como secadores de lecho fluidificado vibratorio. Pueden ser adaptadas para igualar las propiedades específicas de los productos a secar y del proceso en el que son utilizados.

Antes de seleccionar el secador óptimo, recomendamos a los consumidores que aprovechen el consejo facilitado por nuestro equipo de ingenieros especialmente cualificados y experimentados o que aprovechen para realizar pruebas en nuestro Centro Técnico. La línea de producción de la empresa incluye todo desde componentes individuales hasta sistemas "lave en mano" que están instalados y preparados para ser usados por nuestros clientes.

Características principales:

- Secado a baja temperatura.
- Manipulación cuidadosa de productos frágiles Secadores con compartimento de refrigeración opcional.
- Tratamiento de productos con un amplio rango de tamaños de grano.
- Despolvoreo simultáneo del producto.
- Zona de agitación integrada para productos que tienen tendencia a pegarse.

A10.11 Catálogo Tanque de almacenamiento de agua



Medidas y Capacidades de los Tanques Cilíndricos.

		Altura (m)																		
		1,25	1,75	2,48	2,75	3,25	4,16	4,81	5,34	6,02	6,94	7,19	7,73	8,37	9,18	9,98	10,79	12,54	11,294	11,942
Altura Referencia:		21	18	32	28	32	38	34	48	56	68	88	66	97	78	98	88	98	88	98
Ø (m)	Radio (m)	Ø ref.	m³	m³	m³	m³	m³	m³	m³	m³	m³	m³	m³	m³	m³	m³	m³	m³	m³	m³
3,048	1,524	04	6	10	15	18	23	27	32	36	41	44	49							
3,810	1,905	05	9	15	23	29	36	42	50	56	63	69	77	83	90					
4,572	2,286	06	13	22	33	42	52	61	72	81	91	100	111	120	130	139	150			
5,334	2,667	07	18	30	44	56	71	83	98	110	124	138	151	163	177	189	204	216	230	
6,096	3,048	08	23	38	56	74	93	108	127	143	162	178	197	212	231	247	266	282	301	316
6,858	3,429	09	30	49	73	93	117	137	161	181	205	225	249	269	293	313	337	357	381	401
7,620	3,810	10	38	61	91	115	145	169	199	224	253	278	307	332	362	386	416	440	470	495
8,382	4,191	11	44	74	110	139	175	205	241	271	308	336	372	402	437	467	503	533	566	598
9,144	4,572	12	53	88	131	168	209	244	287	322	365	400	443	479	521	556	599	634	677	712
9,906	4,953	13	62	103	153	195	245	286	336	378	428	470	519	561	611	653	703	744	794	836
10,668	5,334	14	72	120	178	225	284	332	390	438	496	545	602	651	709	757	815	863	921	969
11,430	5,715	15	82	137	204	259	326	381	448	503	570	625	692	747	813	869	935	991	1,057	1,113
12,192	6,096	16	93	155	232	295	371	434	509	573	648	711	787	850	926	989	1,064	1,127	1,203	1,266
12,954	6,477	17	105	177	262	333	410	490	575	646	732	803	889	959	1,045	1,116	1,201	1,273	1,358	1,429
13,716	6,858	18	118	198	294	374	459	549	645	725	820	900	995	1,076	1,171	1,251	1,347	1,427	1,522	1,602
14,478	7,239	19	132	221	327	416	523	612	718	807	914	1,003	1,110	1,199	1,305	1,394	1,501	1,590	1,696	1,785
15,240	7,620	20	146	244	363	461	579	678	796	895	1,013	1,111	1,229	1,328	1,446	1,545	1,663	1,761	1,880	1,978
16,002	8,001	21	161	269	400	508	630	747	878	985	1,117	1,226	1,355	1,464	1,594	1,703	1,833	1,942	2,072	2,181
16,764	8,382	22	177	296	439	556	701	820	963	1,082	1,225	1,345	1,488	1,607	1,750	1,869	2,012	2,131	2,274	2,384
17,526	8,763	23	193	323	480	610	766	896	1,053	1,183	1,339	1,470	1,626	1,756	1,913	2,043	2,199	2,329	2,486	2,616
18,288	9,144	24	210	352	522	664	834	976	1,146	1,288	1,458	1,600	1,770	1,912	2,083	2,224	2,395	2,536	2,707	2,848
19,050	9,525	25	228	382	567	721	905	1,059	1,244	1,398	1,562	1,738	1,921	2,075	2,290	2,414	2,568	2,752	2,937	3,091
19,812	9,906	26	247	413	613	779	979	1,146	1,345	1,512	1,712	1,878	2,078	2,244	2,444	2,611	2,810	2,977	3,177	3,343
20,574	10,287	27	266	445	661	840	1,056	1,256	1,451	1,630	1,846	2,025	2,241	2,420	2,636	2,815	3,031	3,210	3,426	3,605
21,336	10,668	28	286	479	711	904	1,136	1,339	1,590	1,753	1,985	2,178	2,410	2,603	2,835	3,028	3,259	3,452	3,684	3,877
22,098	11,049	29	307	514	762	970	1,218	1,425	1,674	1,881	2,129	2,338	2,585	2,792	3,041	3,248	3,496	3,703	3,952	
22,860	11,430	30	328	550	816	1,038	1,304	1,525	1,791	2,013	2,279	2,500	2,766	2,988	3,254	3,476	3,742	3,983		
23,622	11,811	31	351	587	871	1,108	1,382	1,629	1,913	2,149	2,433	2,670	2,954	3,190	3,474	3,711	3,995			
24,384	12,192	32	374	626	928	1,181	1,463	1,735	2,038	2,290	2,593	2,845	3,147	3,400	3,702	3,954				
25,146	12,573	33	397	665	987	1,255	1,577	1,845	2,167	2,435	2,757	3,025	3,347	3,615	3,937					
25,908	12,954	34	422	705	1,048	1,333	1,674	1,959	2,301	2,585	2,927	3,212	3,553	3,838						
26,670	13,335	35	447	749	1,111	1,412	1,774	2,076	2,438	2,740	3,102	3,403	3,765	4,087						
27,432	13,716	36	473	792	1,175	1,494	1,877	2,166	2,579	2,898	3,281	3,601	3,984							
28,194	14,097	37	499	837	1,241	1,578	1,983	2,320	2,725	3,062	3,466	3,803								
28,956	14,478	38	527	882	1,309	1,665	2,091	2,447	2,874	3,229	3,658	4,012								
29,718	14,859	39	555	929	1,379	1,754	2,203	2,578	3,027	3,402	3,851									
30,480	15,240	40	584	978	1,451	1,845	2,317	2,711	3,194	3,578	4,051									

Fuente: Tankeros S.L.



A10.12 Catálogo de tubería Rylbrun



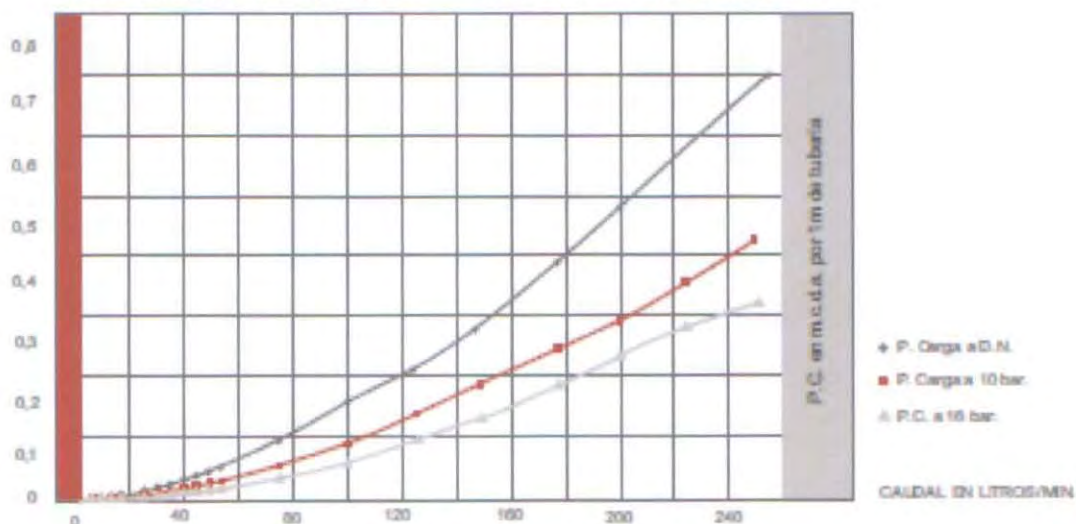
■ PÉRDIDAS DE CARGA/ de una tubería flexible en metros columna de agua

Rybrun 32 mm / presión de servicio 16 BAR / Diam.N=32mm Diam.a.p.s.=35,8mm

caudal			velocidad	p.carga a d.nominal	p.carga a p.serv.
l/min	l/s	m ³ /h	m/s	m.c.a./1m	m.c.a./1m
5	0,08	0,3	0,10	0,000778	0,000458
10	0,17	0,6	0,21	0,002500	0,001467
15	0,25	0,9	0,31	0,005000	0,002929
20	0,33	1,2	0,41	0,008210	0,004804
25	0,42	1,5	0,52	0,012086	0,007067
30	0,50	1,8	0,62	0,016599	0,009698
35	0,58	2,1	0,73	0,021725	0,012688
40	0,67	2,4	0,83	0,027445	0,016019
45	0,75	2,7	0,93	0,033744	0,019688
50	0,83	3,0	1,04	0,040609	0,023684
75	1,25	4,5	1,55	0,083057	0,048380
100	1,67	6,0	2,07	0,138363	0,080527
125	2,08	7,5	2,59	0,205851	0,119731
150	2,50	9,0	3,11	0,285038	0,165710
175	2,92	10,5	3,63	0,375550	0,218244
200	3,33	12,0	4,14	0,477085	0,277157
225	3,75	13,5	4,66	0,589392	0,342303
250	4,17	15,0	5,18	0,712256	0,413556

* Velocidad máxima recomendada: 2,5 m/s

* Caudal máximo recomendado: 7,5 m³/h



Rylbrun 2" PRESIÓN DE SERVICIO 16 BAR Diam.N= 52mm / Diam.a.p.s.= 55,1mm

caudal			velocidad	p.carga a d.nominal	p.carga a p.serv.
l/min	l/s	m ³ /h	m/s	m.c.a./1m	m.c.a./1m
50	0.83	3	0.39	0.004043	0.003066
100	1.67	6	0.78	0.013644	0.010336
250	4.17	15	1.96	0.069602	0.052584
500	8.33	30	3.92	0.241223	0.182350
750	12.50	45	5.89	0.501735	0.379111
1000	16.67	60	7.58	0.845135	0.638396

■ DESCRIPCIÓN ACCESORIOS RYLBRUN 32Gris, 32Negra y 2"GRIS

A) Terminal de expansión RYLBRUN 32 y 2"

- 1.- *Racor* de acero INOX AISI 316 con extremo en rosca 1^{1/2}" GAS (32Gris, 32Negra) y 2"GAS (2"Gris). (Fig.1)
- 2.- *Casquillo* interior de acero INOX tratado térmicamente para facilitar su posterior expansión mecánica. (Fig.2)
- 3.- *Junta de estanqueidad* fabricada en caucho sintético. (Fig.3)



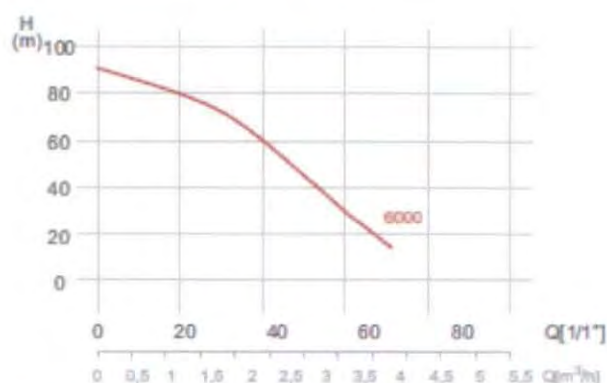
B) Manguitos de unión Rylbrun 32 y 2"

Manguito de unión entre Racores INOX AISI 316 conexión - rosca gas 1^{1/2}" hembra-hembra.

Manguito de unión entre Racores INOX AISI 316 conexión - rosca gas 2" hembra-hembra.



B) Las condiciones de funcionamiento.



Existen 4 importantes parámetros a controlar y calcular antes de montar la instalación:

- 1.- La presión a la que estará sometida la tubería
- 2.- La carga máxima de peso
- 3.- El caudal
- 4.- La pérdida de carga

1- La presión: La presión más alta a que estará sometida la tubería RYLBRUN la encontraremos en la zona contigua a la salida de la bomba.

2- Peso de la instalación: Es el peso al cual estará sometida la parte superior de la tubería, el racor y los elementos de suspensión.

Esta carga de suspensión no debe sobrepasar la máxima permitida.

Para calcular la carga en cada caso consideramos los datos de la siguiente tabla.

Peso de la tubería	PT
Peso de los cables eléctricos y sonda	PC
Peso de la columna de agua	PA
Peso de la bomba	PB
Fuerza debida a la presión	Sección tubería x presión a boca pozo

$$PT+PC+PA+PB+(SXP2) = \text{Carga de peso.}$$

Los límites de presión y carga máxima deben de estar por debajo de ciertos valores. Estos valores máximos permitidos están muy por debajo de la resistencia máxima de la tubería, lo cual nos permite garantizar su perfecto funcionamiento de la tubería ya que la misma estará soportando un esfuerzo mínimo.

características	32 Gris	32 Negra	2" Gris
Presión máx. en servicio continuo (Kg./cm ²)	10	20	10
Presión de rotura (Kg./cm ²)	45	80	50
Carga máx. en servicio (Kg.)	350	700	500
Rotura por tracción (Kg.)	1200	3450	2500

3- Caudal.

	32 Gris	32 Negra	2" Gris
Caudal máximo recomendado en m ³ /h	6	7	20

La velocidad del agua en cualquier caso no deberá sobrepasar los 2.5 m/s.

4- Pérdida de carga.

Existen 4 factores que favorecen una menor pérdida de carga que las tuberías convencionales:

- El interior liso del poliuretano.
- Por ser una tubería flexible no se producen incrustaciones calcáreas en el interior que puedan presentar rugosidades y pérdida de sección.
- La tubería RYLBRUN es continua y puede instalarse sin uniones que supondrían un aumento de la pérdida de carga.
- La tubería RYLBRUN a presión de servicio incrementa su diámetro nominal de forma considerable con la consiguiente reducción de pérdida de carga.

■ CONSIDERACIONES ANTES DE MONTAR LA INSTALACIÓN

EL POZO:

Comprobar la **PROFUNDIDAD** de la perforación. En el caso de que después de considerar la altura a la que se quiere colocar la bomba tras el aforo, se decida colocarla cercana al fondo, se habrá de observar un margen de seguridad de 5 metros como mínimo que preserve la bomba de los lodos y fangos (en el dibujo la distancia Y).

Comprobar la **VERTICALIDAD** del sondeo. Las características de la tubería RYLBRUN la convierten en una tubería adaptable a un entubado desviado o torcido y de fácil introducción y funcionamiento. Con el uso de los centradores evitamos los posibles puntos de rozamiento tanto del cable eléctrico y sondas, como de la propia tubería.

El diámetro del entubado en su parte más estrecha (si hubiera varias), deberá tener un diámetro mínimo que asegure la holgada introducción y extracción de la bomba. Para ello se habrá de tener en cuenta que el diámetro máximo de la manguera + cables, o de la bomba, o Racores + cables, sea 20 mm menor por lado que el diámetro interior del entubado (en el dibujo la distancia X).



diámetro mínimo entubado (mm)	2"	3"/ 3"R*	4"	5"	6"
	160	180	215	250	300
★ Reforzada					

■ CÁLCULO DE LA INSTALACIÓN

Existen 4 importantes parámetros a controlar y calcular antes de realizar la instalación: La presión a la que estará sometida la tubería, la carga máxima de peso, el caudal y la pérdida de carga.

A) LA PRESIÓN:

La presión máxima a que estará sometida la tubería Rylbrun la encontraremos en la zona contigua a la salida de la bomba.

La presión máxima de servicio deberá considerar la altura manométrica de la bomba (Por ejemplo, hay casos en que el agua hay que llevarla a un depósito que se encuentra a 20 metros de altura respecto a la boca del pozo. Y ello debemos de tenerlo en cuenta).

Ej. : si deseo que a boca de pozo se disponga de una presión de 10 atmósferas (P1), para conocer la presión total (PT) en la boca de la bomba, a esta última deberá sumarle la presión de la columna de agua (P2). Por tanto:

$$PT = P1 + P2$$

A esta presión total habría que añadir la provocada por la pérdida de carga. La presión obtenida nunca deberá ser mayor a la presión máxima de servicio continuo permitida.

Diámetro	2"	3"	3"R*	4"	5"	6"
Kg/cm2	30	25	35	25	20	20
*	Reforzada					

En caso de que la curva de la bomba proporcione a mínimo caudal una altura equivalente a una presión superior a la máxima permitida, se deberá colocar una válvula de seguridad a boca de pozo tarada a la presión máxima permitida con un aliviadero que evacue suficiente caudal para bajar la presión. Esta medida de seguridad evitará una sobrepresión excesiva provocada por el cierre de la válvula de salida con la bomba en marcha.

B) LA CARGA MÁXIMA:

Es el peso al cual estará sometida la parte superior de la tubería, el racorado y los elementos de suspensión. Esta carga de peso no deberá sobrepasar la máxima permitida.

CARGA DE PESO MÁX. EN SERVICIO CONTINUO KG.	2"	3"	3"R	4"	5"	6"
	1000	1600	3800	3000	3900	5300

Para calcular la carga en cada caso consideramos:

- Peso de la bomba PB.
- Peso de la tubería PT.
- Peso de los cables eléctricos y sondas PC.
- Peso de la columna de agua PA.
- Peso de los racores PR.

$$PB+PT+PC+PA+PR = \text{carga de peso total de la instalación.}$$

Estos valores máximos recomendados están muy por debajo de la resistencia máxima de la tubería, lo cual nos permite garantizar un perfecto funcionamiento ya que estará soportando un esfuerzo mínimo.

CAPACIDAD LITROS / MT.						
Diámetro	2"	3"	3"R	4"	5"	6"
l/mt.	2.38	5.10	5,10	9.18	13.79	20.38

A) Instalación manual

Está especialmente indicado cuando se trata de una instalación de poca profundidad y pequeño diámetro, siendo el peso de ésta reducido.

1.- Calcular el peso total para evaluar el esfuerzo que hemos de realizar.

2.- Colocar en lo que será el extremo superior, la pieza de suspensión (que irá roscada al extremo del racor).



3.- Colocar el cable eléctrico.



4.- Introducir la bomba en el sondeo e ir bajándola mediante la tubería cuidando que la misma no roce en el borde del entubado.

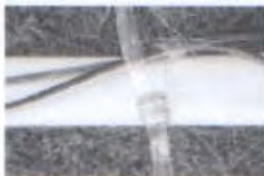


5.- Una vez introducida toda la tubería, colocar la pieza de suspensión sobre la boca del sondeo procurando que quede centrada.



B) Instalación con vehículo y rodillo

- 1.- Igual que en el caso anterior es importante calcular el peso total para evaluar el esfuerzo que realizará el vehículo.
- 2.- Colocar el cable eléctrico.



- 3.- Extender la tubería en línea recta buscando la dirección que tenga mayor longitud.
- 4.- Colocar el rodillo sobre la boca del sondeo observando tres condiciones.



El rodillo deberá estar perpendicular a la dirección en el que está extendida la tubería.



El rodillo estará centrado con el entubado.



El rodillo debe estar perfectamente inmobilizado.

- 5.- Colocar las pinzas de montaje sobre el que será el extremo superior, a 20 cm del racor, y enlazar la eslinga de tracción (2 mts. acero 10 mm) a la argolla de la pinza y el otro extremo al vehículo.



- 6.- Introducir la bomba en el pozo manualmente por encima del rodillo e ir avanzando cuidadosamente con el vehículo en dirección al pozo. Debe controlarse que el cable o cables eléctricos queden siempre por la cara superior de la tubería.





7.- Avanzar con el vehículo hasta que la pinza pase por encima del rodillo y se apoye sobre la boca del pozo, aflojándose la eslinga de tracción.



10.- Apretar en este momento los tornillos tensores con el fin de desplazar la abrazadera lo máximo posible hacia la parte ancha de la caña del racor.



8.- Roscar la pieza de suspensión en el racor superior y cambiar la eslinga de tracción. Desconectarla de la pinza y conectarla a los ganchos de la pieza de suspensión (o bien al cáncamo de instalación si dicha pieza de suspensión no dispone de ganchos - Pág.7



11.- Retirar la pinza y avanzar con el vehículo hasta que la pieza de suspensión se pose sobre la boca del sondeo procurando que quede centrada.



9.- Retroceder lentamente con el vehículo hasta que la pinza se levante del entubado y la tubería esté tensa.



12.- Retirar la eslinga y el rodillo. A continuación se puede proceder a las conexiones eléctricas, válvulas, etc

C) Instalación con grúa y pinzas

- 1.- Colocar el cable eléctrico.
- 2.- Calcular la altura máxima que eleva la grúa en vertical desde el sondeo, (en la fotografía la distancia L).
- 3.- Colocar la pinza a una distancia de la bomba inferior a la calculada en el punto 2, en 50 cm. + la longitud de la bomba. Tener en cuenta los siguientes puntos:



- a) Colocar la pinza de tal forma que pinze exclusivamente la tubería. Es decir, entre el cable eléctrico y la tubería introduciremos uno de los segmentos de la pinza y el otro en el lado opuesto de la tubería.
- b) A continuación apretar bien los tornillos con el fin de que la tubería quede perfectamente pinzada.
- c) Por último, al apoyar la pinza en el brocal del entubado evitar que el cable eléctrico no quede entre la pinza y el entubado.

- 4.- Acoplar el gancho de la grúa a la argolla de la pinza e izar la pinza (con la tubería sujeta por la misma) hasta la parte más alta de la grúa.



- 5.- Con la bomba suspendida apretar los tornillos tensores con el fin de desplazar la abrazadera hacia la parte ancha de la caña del racor.



- 6.- Descender la pinza con la grúa hasta que ésta se pose sobre la boca del pozo y desconectar el gancho de la argolla de la pinza.



■ MANTENIMIENTO

El sistema Rylbrun por estar compuesto por elementos inoxidables no necesita un mantenimiento específico. No obstante es interesante, cuando se realicen operaciones de: reparación de la bomba, revisión de la misma, etc., observar algunos aspectos de la instalación:

- *Revisar que estén correctamente apretados todos los tornillos de los terminales y que todos los elementos estén correctamente roscados*
- *Revisar el estado de los puntos de anclaje de los cables eléctricos.*

■ DESMONTAR LA INSTALACIÓN

Para la extracción de Rylbrun se pueden utilizar los mismos métodos que para el montaje. Si hemos previsto durante la instalación el vaciado de la tubería, ésta estará vacía y el peso será menor. Aún en el caso de que la tubería se encuentre llena de agua la extracción es sencilla. En cualquier caso el cálculo del peso total nos indicará qué sistema utilizar

■ ALMACENAMIENTO

Temperatura de almacenamiento -10°C a $+50^{\circ}\text{C}$. Manténgase en un lugar seco y protegido de los rayos solares.

No duden en consultar a nuestro Departamento Técnico (03) 400 00 01 si las características de la instalación no se ajustan a las especificadas en este manual. Nuestro Dpto. le asesorará y aconsejará la mejor solución.

■ GARANTÍA TUBERÍA FLEXIBLE RYLBRUN

Ribó como fabricante de la tubería flexible "Rylbrun" certifica que:

- Todas las materias primas utilizadas en su elaboración son de primera calidad y sometidas a un riguroso control.
- Durante todo el proceso de fabricación se supervisa cada etapa de forma exhaustiva.
- Finalizado el proceso de fabricación se efectúa una prueba de trabajo a cada elemento del sistema Rylbrun.

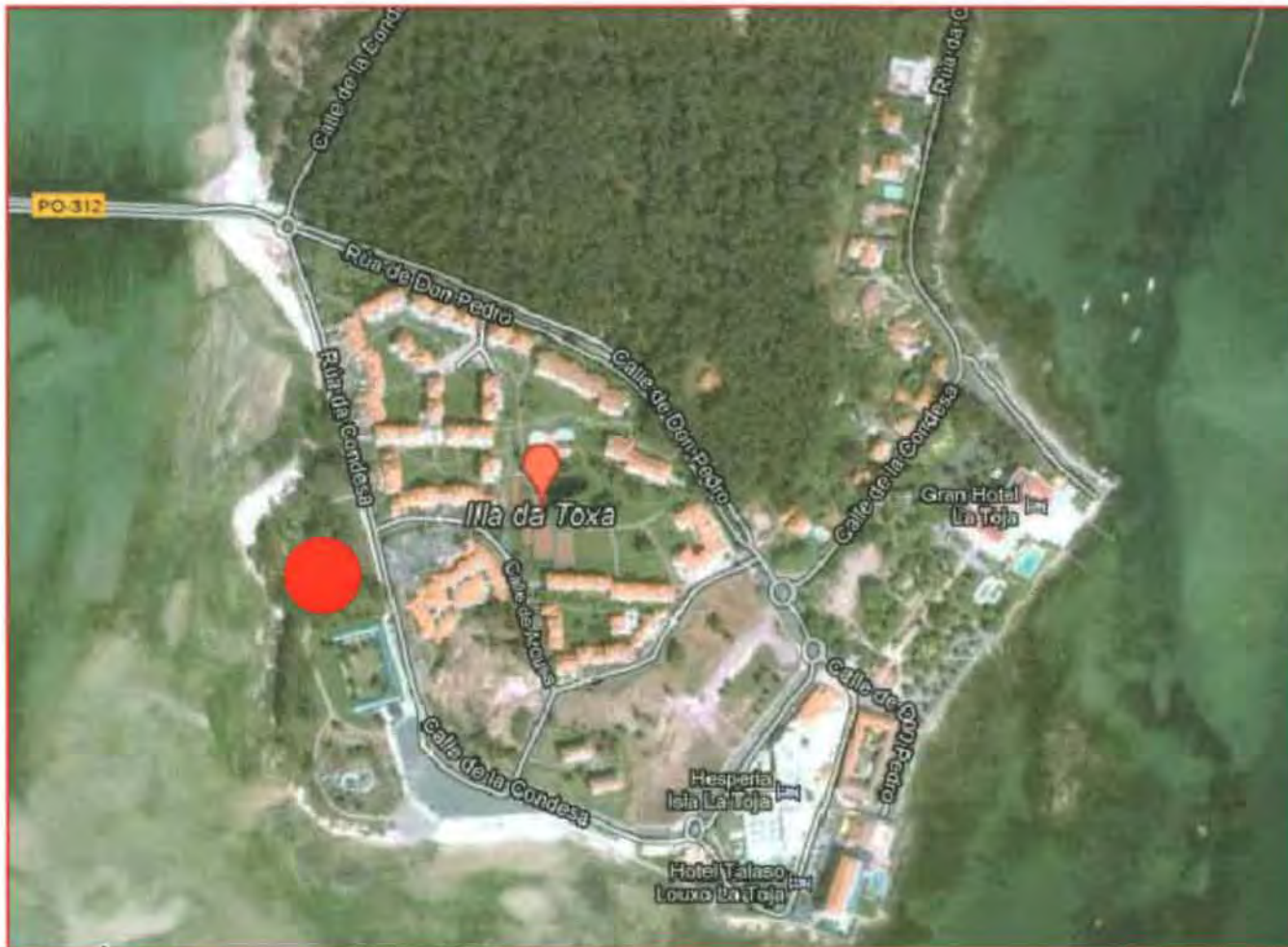
Todo ello permite garantizar el sistema Rylbrun por un periodo de 5 AÑOS en los términos que señala la tarjeta de garantía.

Para acogerse a esta garantía es absolutamente necesario:

- Efectuar la instalación del sistema Rylbrun siguiendo rigurosamente las Instrucciones indicadas en este manual de montaje.
- Solicitar y cursar la tarjeta de garantía en cada caso.

DOCUMENTO 2

PLANOS



DISEÑO DE UNA PLANTA DE EXTRACCIÓN DE MINERALES.

FACULTAD DE CIENCIAS
INGENIERO QUÍMICO

AUTORES: -LUCÍA UTRERA CUESTA
-ANTONIO JUAN ARCHIDONA RODRIGUEZ

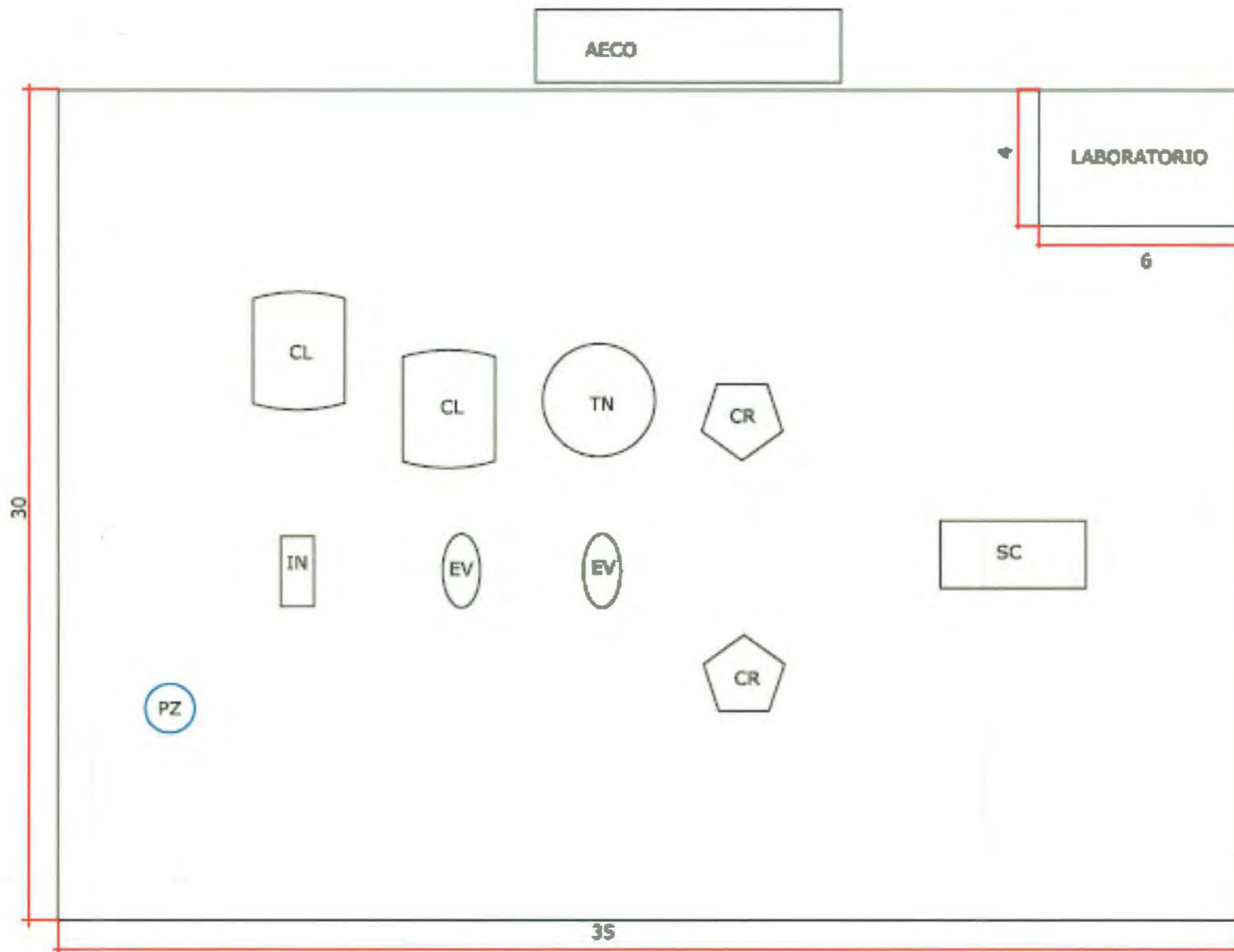
ESCALA:

UBICACIÓN PLANTA EXTRACCIÓN

Nº DE PLANO: 01

FECHA: 29/05/2012

FIRMA:



LEYENDA:

- SC: SECADOR
- CR: CRISTALIZADOR
- EV: EVAPORADOR
- IN: INTERCAMBIADOR
- TN: TANQUE
- CL: CALDERA
- AECO: AEROCONDENSADOR
- PZ: POZO

DISEÑO DE UNA PLANTA DE EXTRACCIÓN DE MINERALES.

FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERO QUÍMICO

AUTORES: -LUCÍA LITRERA CUESTA
-ANTONIO JUAN ARCHIDONA RODRIGUEZ

ESCALA:

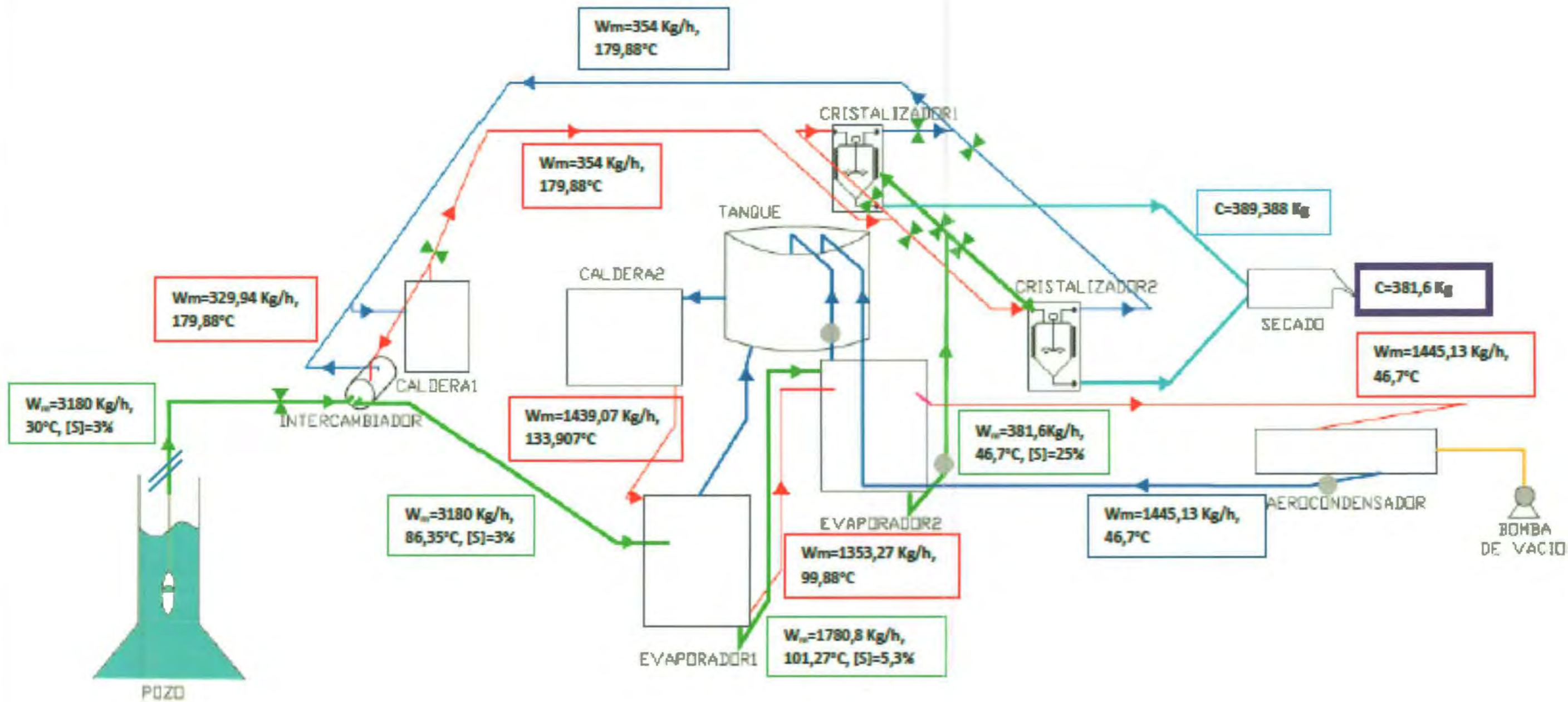
1/175

DISTRIBUCIÓN EN PLANTA

Nº DE PLANO: 02

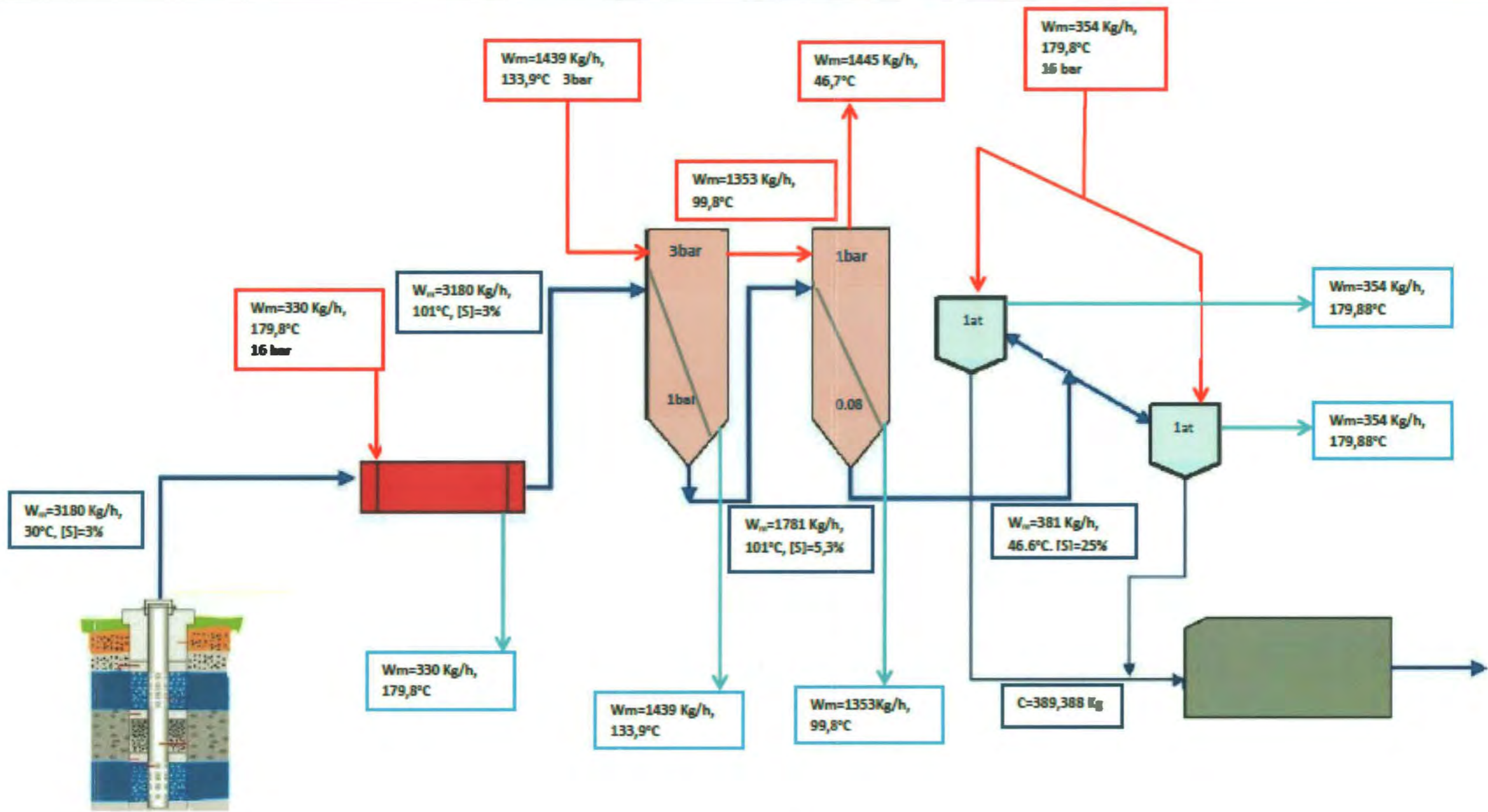
FECHA: 29/05/2012

FIRMA:



Leyenda:
 [S]: concentración en sales
 C: carga de sales cristalizadas
 W: caudales máxicos

DISEÑO DE UNA PLANTA DE EXTRACCIÓN DE MINERALES.		FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERO QUÍMICO	
AUTORES: -LUCÍA UTRERA CUESTA -ANTONIO JUAN ARCHIDONA RODRIGUEZ			
ESCALA: 1/175	DIAGRAMA DEL PROCESO		Nº DE PLANO: 03
			FECHA: 29/05/2012
			FIRMA: <i>[Signature]</i>



DISEÑO DE UNA PLANTA DE EXTRACCIÓN DE MINERALES.		FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERO QUÍMICO
AUTORES: -LUCÍA UTRERA CUESTA -ANTONIO JUAN ARCHIDONA RODRIGUEZ		
ESCALA:	DIAGRAMA DEL PROCESO	Nº DE PLANO: 04
		FECHA: 29/05/2012
		FIRMA:

DOCUMENTO 3

PLIEGO DE CONDICIONES

ÍNDICE

Capítulo 1. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	1
1.1 Objetivo del Pliego de condiciones	1
1.2 Objeto del proyecto	1
1.3 Emplazamiento.....	1
1.4 Documentos del proyecto que definen las obras	2
1.5 Normas, Reglamentos y Ordenanzas para los materiales y obras.....	2
1.5.1 Normas UNE	3
1.5.2 Normas ISO.....	3
Capítulo 2. CONDICIONES GENERALES	4
2.1 Condiciones generales facultativas	4
2.1.1 Disposiciones generales	4
2.1.2 Términos del pliego de condiciones.....	4
2.1.3 Interpretación técnica	5
2.1.4 Obligaciones y derechos del contratista	6
2.1.5 Facultades en la dirección de obra	8
2.1.6 Libro de ordenes	10
2.1.7 Replanteo	10
2.1.7.1 Acta de comprobación de replanteo	10
2.1.7.2 Modificaciones acordadas debidas a la comprobación.....	11
2.1.8 Ejecución de obras.....	11
2.1.9 Condiciones generales del suministro de equipo.....	12
2.1.10 Contradicciones entre pliegos y normas.....	13
2.1.11 Puesta a punto y pruebas de funcionamiento.....	13
2.1.12 Partidas de alzada.....	14
2.1.13 Recepción provisional de las obras.....	14
2.1.14 Periodo de garantías.....	15
2.1.15 Documento final de obra.....	16
2.2 Condiciones generales económica	16
2.2.1 Percepción económica del contratista.....	17
2.2.2 Garantía de cumplimiento	17
2.2.3 Fianzas	17
2.2.4 Penalizaciones	18
2.2.5 Precios	18
2.2.5.1 Composición precios unitarios.....	18
2.2.5.2 Precios no contratados.....	19
2.2.6 Condiciones de pago	19

2.3	Condiciones generales legales	20
2.3.1	Disposiciones legales	20
2.3.2	Contratista	21
2.3.3	Contrato	21
2.3.4	Arbitraje y jurisdicción	22
2.3.5	Responsabilidad y contratista	22
2.3.6	Seguridad	23
2.3.7	Licencias, permisos e impuestos.....	23
2.3.8	Rescisión de contrato	23
 Capítulo 3. CONDICIONES PARTICULARES		27
3.1	Disposiciones de carácter particular	27
3.2	Condiciones de materiales, equipos y maquinaria	27
3.3	Materiales no especificados.....	27
3.4	Ensayos.....	28
 Capítulo 4. CONDICIONES PARTICULARES DE LOS EQUIPOS		29
4.1	Especificaciones particulares de los equipos	29
4.2	Especificaciones intercambiador de calor.....	29
4.3	Especificaciones evaporadores	30
4.4	Especificaciones calderas	30
4.5	Especificaciones cristalizadores	31
4.6	Especificaciones aerocondensador	32
4.7	Especificaciones bombas.....	32
4.8	Especificaciones tuberías	33
4.9	Especificaciones equipos de secado propuesto	33
4.10	Especificaciones tanque de almacenamiento de condensados.....	34

Capítulo 1. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

1.1. Objetivo del pliego de condiciones

El presente Pliego de Condiciones constituye un conjunto de instrucciones para el desarrollo del presente Proyecto Fin de Carrera, conteniendo las características técnicas que deben reunir los materiales, las condiciones técnicas a observar en la ejecución de las distintas unidades de obra, el modo de medir y valorar, las exigencias administrativas y legales que han de regir para la ejecución del presente proyecto, de forma que pueda desarrollarse en las condiciones especificadas y evitar malas interpretaciones del mismo.

1.2. Objeto del Proyecto

El objeto del presente Proyecto Fin de Carrera es el diseño de una planta de extracción de sales minerales, donde a partir de agua proveniente de un manantial subterráneo se obtienen las sales.

La producción de la línea de proceso es de 45.000 Kg/año de sales minerales. Quedan fuera del alcance del proyecto el diseño de las líneas eléctricas, el diseño del sistema de secado, así como el de automatización de la planta.

1.3. Emplazamiento

La planta se encuentra en la Isla de A Toxa, en el municipio de O'grove y provincia de Pontevedra; en la cual concurren varios manantiales de las características que necesitamos.

La planta estará al norte de dicha isla, y sólo problemas derivados que en la realización la hicieran inviable, sería motivo de cambio, para lo cual se debe consultar a la Propiedad y dicho cambio debe ir avalado por la Dirección Técnica.

1.4. Documentos del Proyecto que definen las obras

Los documentos que definen las obras y que la propiedad entrega al contratista pueden tener carácter contractual o meramente informativo. Entendiendo por documentos contractuales aquellos que estén incorporados en el contrato y que sean de obligado cumplimiento, excepto modificaciones debidamente autorizadas.

El presente Proyecto consta de los siguientes documentos:

- Documento 1º: Título.
- Documento 2º: Memoria.
 - ✓ 2.1. Memoria Descriptiva.
 - ✓ 2.2. Anexos a la Memoria.
- Documento 3º: Planos.
- Documento 4º: Pliego de Condiciones.
- Documento 5º: Presupuesto.

Son documentos contractuales los Planos, el Pliego de Condiciones y el Presupuesto recogidos en el presente proyecto, mientras que los datos incluidos en la Memoria y Anexos tienen carácter meramente informativo.

1.5. Normas, reglamentos y ordenanzas para los materiales y obras

El Pliego de Condiciones prevalecerá sobre el contenido de las siguientes disposiciones. Las disposiciones de carácter particular de ámbito técnico son:

- Ley 6/ 2001, 8 de Mayo, de modificación del Real Decreto Legislativo 1302/1986, de 28 de Junio, de Evaluación del Impacto Ambiental.
- Real Decreto 2267/2004, de 3 de Diciembre, por el que se aprueba el Reglamento de Seguridad contra incendios en los establecimientos industriales.
- Real Decreto, de 10 de Marzo, sobre la protección de la salud y la seguridad de los trabajadores contra los riesgos relacionados con la exposición al ruido.
- Real Decreto 1299/2006, de 10 de noviembre, por el que se aprueba el cuadro de enfermedades profesionales en el sistema de la Seguridad Social y se establecen criterios para su notificación y registro. BOE núm. 302 de 19 de diciembre.

- Reglamento de Aparatos a Presión, aprobado por Decreto 1244/1979 de 4 de Abril.
- Ley 31/1995 de 8 de Noviembre, de Prevención de Riesgos Laborales

1.5.1. Normas UNE

Normas UNE (Normativa de la Asociación española de Normalización) que pueden afectar a los materiales, equipos y unidades de obra incluidos en el Proyecto.

1.5.2. Normas ISO

Normas ISO (Organización Internacional de Normalización) que pueden afectar a los materiales, equipos y unidades de obra incluidos en el Proyecto.

Capítulo 2: CONDICIONES GENERALES

2.1 Condiciones generales facultativas

2.1.1. Disposiciones generales

Se establecen las siguientes disposiciones generales:

- Reglamento de contratación de competencias locales.
- Ley, Reglamento y Pliego de contrataciones del Estado.
- Pliego de Clausulas económico-administrativas particulares.
- Ley de contrato de trabajo y disposiciones vigentes que regulan las relaciones patrón-obrero.
- Ordenanza Laboral de Seguridad e Higiene en el trabajo, así como cualquier otra que con carácter general se dicte.

En el caso de que exista una contradicción entre estas disposiciones y el presente Pliego, siempre se considerará que prevalece lo contenido en éste.

2.1.2. Términos del Pliego de condiciones

El significado de los términos desarrollados en el presente Pliego es el siguiente:

- **Propiedad:** de la compañía que proyecta la ejecución de esta Planta de procesos, cuya autoridad viene representada por su Director General.
- **Dirección de Obra:** esta constituida por el Titulado Superior y Titulado Medio que designa la propiedad en su momento. Su misión es la de representar a la Propiedad, defender sus intereses y establecer las relaciones contractuales con el Contratista adjudicatario de la obra del Proyecto. Tiene como deber encargarse de que la obra sea una reproducción fidedigna de lo proyectado y estipulado en este Pliego, así como con su intervención se garantiza la inspección de materiales, el estado de los equipos, el perfecto funcionamiento y el apoyo técnico al Contratista.

- **Contratista:** Entidad fiscal que contrata con la Propiedad la ejecución material de toda la obra o una parte de ella. Cuando en el Pliego se refiere al Contratista, se refiere al contratista general de la obra y no a las subcontratas que este haya podido a su vez realizar. No podrá hacer uso de la documentación del Proyecto para cualquier otro fin diferente al desarrollo del mismo.

2.1.3. Interpretación técnica

Corresponde exclusivamente a la Dirección Técnica, la interpretación del Proyecto y la consiguiente expedición de órdenes complementarias, graficas o escritos para el desarrollo del mismo.

La Dirección Técnica podrá ordenar, antes de la ejecución de las obras, las modificaciones de detalles del Proyecto que crea oportunas siempre que no altere las líneas generales de este, no excedan la garantía técnica y sean razonablemente aconsejadas por eventualidades surgidas durante la ejecución de los trabajos o por mejoras que crea conveniente introducir.

Corresponde también a la Dirección Técnica apreciar las circunstancias en las que, a instancias del Contratista, pueda proponerse la sustitución de materiales de difícil adquisición por otros de características similares, aunque de distinta calidad o naturaleza y fijar la alteración de precios que en tal caso sea razonable.

Las condiciones técnicas presentes en este Pliego de Condiciones obligan del mismo modo a las obras que se realizan por contrata y a las que pudieran decidir la Propiedad durante el régimen de administración.

El Contratista no podrá alterar ninguna parte del Proyecto, ni hacer uso de los Planos y datos para distintos fines de los de esta obra.

2.1.4. Obligaciones y derechos del Contratista

Se considera que el contratista es la parte contratante obligada a ejecutar la obra. En el caso de que dos o más empresas presenten una oferta conjunta a la licitación de una obra, quedarán obligadas solidariamente frente a la Administración y deberán cumplir lo dispuesto en los artículos 24 de la Ley de contratos de las Administraciones Públicas y 24 del Reglamento General de la Ley de Contratos de las Administraciones Públicas.

La Propiedad entregará al Contratista, libre de todo gasto, tres copias de todos los planos necesarios para la ejecución del trabajo. En el caso de que el Contratista necesitara más copias, la Propiedad se las entregará cargándole su coste.

El Contratista ha de comprobar el lugar de construcción y, si hubiera lugar, los planos, especificaciones y listas antes de presentar su oferta, y que ha quedado conforme con las condiciones en que habrá que ejecutarse el trabajo, inclusive en lo referente al alcance, índole o naturaleza del mismo, posibles obstrucciones y cualquier otra condición de una u otra forma pueda influir en el mismo.

El Contratista está obligado al cumplimiento de las disposiciones vigentes en materia laboral, de seguridad social y de seguridad e higiene en el trabajo.

El Contratista deberá conocer las disposiciones laborales, o de otra índole vigente, que pueden ser de aplicación en la realización del trabajo; la disponibilidad de mano de obra local, la disponibilidad de materiales y las condiciones locales de transporte.

No se admitirá ninguna reclamación del mismo, cuyo origen este ocasionado por no haber hecho anteriormente dicha comprobación. El Contratista proporcionará un número suficiente de operarios competentes y el personal supervisor y administrativo necesario a fin de cumplir con el programa de construcción.

Durante todo el periodo de ejecución del trabajo, el Contratista destacará en la obra un jefe de obra competente y tantos ayudantes como sean necesarios para controlar o supervisar a todo su personal y administrar adecuadamente el contrato. El jefe de obra representará al Contratista y todas las instrucciones relativas a la realización del trabajo dadas a aquel por escrito obligarán al Contratista tanto como si se hubiesen dado a él directamente. El Contratista no podrá cambiar su jefe de obra si no es bajo previa autorización por escrito de la Propiedad.

El jefe de obra será plenamente responsable de la dirección y organización del trabajo, del manejo y control del personal del Contratista empleado para la ejecución de la obra, debiendo conocer detalladamente las condiciones y términos del contrato.

El jefe de obra cuidará de que su personal circule por la línea de proceso, si esto fuese necesario, según itinerarios marcados por la Propiedad, no pudiendo seguir otros caminos, ni entrar en unidades ajenas al trabajo, estén operativas o no. Además, el Contratista debe cumplir todas las reglamentaciones y órdenes, aplicables a las prácticas de salarios y empleos y en proceder de acuerdo con la política de la Propiedad en los asuntos que afecten a las prácticas locales.

El Contratista proporcionará, en todo momento en el sitio de la obra durante la construcción, servicios apropiados de reconocimiento y primeros auxilios. Se tomarán las precauciones necesarias para una rápida asistencia médica en el lugar más cercano que proporcione dichos servicios. El incumplimiento, por parte de un empleado de la empresa Contratista, de las reglas y prácticas requeridas por la Propiedad será causa suficientemente justificada para su despido.

Los empleados del Contratista deben estar sujetos a identificación y provistos de los documentos aceptados por la Propiedad para este efecto. El Contratista mantendrá en el sitio de la obra un expediente individual de cada persona que regularmente se emplee en la construcción de la obra. Todos los empleados que visiten la planta deben seguir las instrucciones relativas a seguridad e identificación, tal como si estuvieran regularmente empleados en el sitio de la obra. Cualquiera de los oficiales de seguridad puede, en cualquier momento, solicitar la identificación apropiada y/o el de empleo de cualquier persona.

La propiedad notificará al Contratista la reglamentación que afecte a visitas, accesos, entrada de automóviles en el recinto de la obra, pases especiales y zonas prohibidas de la línea de proceso.

El Contratista deberá constituir el órgano necesario con función específica de velar por el cumplimiento de las disposiciones vigentes sobre seguridad e higiene en el trabajo y designará el personal técnico de seguridad que asuma las obligaciones correspondientes en cada centro de trabajo.

El incumplimiento de estas obligaciones por parte del Contratista, o la infracción de las disposiciones sobre seguridad por parte del personal técnico designado por el, no implicarán responsabilidad alguna para la Administración contratante.

2.1.5. Facultades en la dirección de obra

El Director de la obra es la persona, con titulación adecuada y suficiente, directamente responsable de la comprobación y vigilancia de la correcta realización de la obra contratada. Para llevar a cabo el desempeño de su función podrá contar con colaboradores a sus órdenes, que desarrollaran su labor en función de las atribuciones derivadas de sus títulos profesionales o de sus conocimientos específicos y que integrarán la "Dirección de la obra".

El Director designado será comunicado al contratista por la Administración antes de la fecha de comprobación del replanteo, y procederá de igual forma respecto a su personal colaborador. Las variaciones de uno y otro que acaezcan durante la ejecución de la obra serán puestas en conocimiento del contratista por escrito.

Entre las funciones del Director de obra se pueden nombrar las siguientes:

- Realizar la comprobación del replanteo.
- Informar el programa presentado por el Contratista.
- Garantizar la ejecución de las Obras con estricta sujeción al proyecto presentado, o modificaciones debidamente autorizadas, y al cumplimiento de trabajo.
- Definir aquellas condiciones técnicas que los Pliegos de condiciones técnicas dejan a decisión.
- Exigir al Contratista, directamente o a través del personal a sus órdenes, el cumplimiento de las condiciones contractuales.
- Resolver todas las cuestiones técnicas que surjan en cuanto a interpretación de planos, condiciones de materiales y de ejecución de unidades de obras, siempre que no se modifiquen las condiciones del contrato.
- Estudiar las incidencias o problemas planteados en las obras que impidan el normal cumplimiento del contrato o aconsejen su modificación, tramitando, en su caso, las propuestas correspondientes.

- Asumir personalmente y bajo su responsabilidad, en casos de emergencia o gravedad, la dirección inmediata de determinadas operaciones o trabajos en curso; para lo cual el contratista deberá poner a su disposición el personal y material de la obra.
- Acreditar al Contratista las obras ejecutadas, conforme a lo dispuesto en los documentos del contrato.
- Participar en las recepciones de las obras y redactar la liquidación de las mismas conforme a las normas legales establecidas.
- Proponer las actuaciones procedentes para obtener de los organismos oficiales y de los particulares, los permisos y autorizaciones necesarias para la ejecución de las obras y ocupación de los bienes ocupados por ella, y resolver los problemas planteados por los servicios y servidumbres relacionados con las mismas.

El objetivo de la Dirección es que la obra se realice según el Proyecto aprobado y con la calidad, Plazo y Presupuesto estipulados. Por su parte, el Contratista estará obligado a cumplir las órdenes de la Dirección y deberá facilitar a esta toda su labor de vigilancia y control de la Obra.

Los materiales necesarios para la ejecución de las Obras serán suministrados en su totalidad por el Contratista y deberán ser reconocidos antes de su puesta en obra por la Dirección de Obra, sin cuya aprobación no podrán utilizarse en la misma.

El Contratista someterá al examen de la Dirección de Obra, al menos dos muestras del material que se trate, reservándose este el derecho a desechar aquellos que no reúnan las condiciones que deba reunir el material a utilizar según su propio juicio. Los materiales rechazados serán retirados en el plazo más breve. Las muestras de los materiales que hayan sido aceptados serán conservadas juntamente con los certificados de los análisis y ensayos a efectos de posteriores comparaciones y contrastes.

Si en función del criterio de la Dirección de Obra, alguna unidad de obra estuviera defectuosamente ejecutada, el Contratista estará obligado a demolerla y a ejecutarla nuevamente todas las veces que sean necesarias hasta que merezca la conformidad de la Dirección de Obra. Estos aumentos de trabajo no le concederán derecho a percibir indemnización alguna, y ello aun en el caso que las condiciones de mala ejecución de las obras se hubieren detectado con posterioridad a la recepción provisional. Tampoco el supuesto de mala ejecución podrá repercutir en los plazos parciales o en el total de la ejecución de la obra.

2.1.6. Libro de órdenes

Con objeto de que en todo momento se pueda tener un conocimiento exacto de la ejecución e incidencias de la obra, existirá en ella, en todo momento mientras dure su ejecución, el libro de órdenes, en el que se reflejarán las visitas realizadas por la Dirección de la Obra, las incidencias surgidas y en general todos aquellos datos que sirvan para determinar con certeza si el Contratista ha cumplido los plazos y fases de ejecución previstas para la realización del proyecto.

Las anotaciones en el libro de órdenes darán fe a efectos de determinar eventuales causas de resolución y demás incidencias del contrato. Cuando el Contratista no estuviese conforme, podrá alegar en su defensa todas aquellas razones y circunstancias que avalen su postura, aportando las pruebas que estime pertinentes.

2.1.7. Replanteo

2.1.7.1. Acta de comprobación de Replanteo

El Acta de comprobación de Replanteo reflejará la conformidad o disconformidad del mismo respecto de los documentos contractuales del proyecto, con especial y expresa referencia a las características de la obra, a la autorización para la ocupación de los terrenos necesarios y a cualquier punto que pueda afectar al cumplimiento del contrato. En función de sus resultados, se procederá en los términos del artículo 139 del Reglamento General de la Ley de Contratos de las Administraciones Públicas. En el caso de que el Contratista, sin formular reservas sobre la viabilidad del proyecto, hubiera hecho otras observaciones que puedan afectar a la ejecución de la obra, el Director, consideradas tales observaciones, decidirá iniciar o suspender el comienzo de la obra, justificándolo en la propia acta.

La presencia del Contratista en el propio acto de comprobación del Replanteo podrá suplirse por la de un representante debidamente autorizado, quien así mismo suscribirá el acta correspondiente. Un ejemplar del Acta se remitirá a la Administración, otro se entregara al contratista y un tercero a la dirección.

Serán de cuenta del Contratista los gastos de los materiales, los del propio personal y los de los representantes de la Administración que sean necesarios para realizar la comprobación del Replanteo, debiendo hacer efectivos los últimos en la forma, plazos y cuantías que regulen las disposiciones vigentes y que se señalen en el pliego de cláusulas particulares de la obra de que se trate.

2.1.7.2 Modificaciones acordadas debidas a la comprobación del Replanteo

Si como consecuencia de la comprobación del Replanteo se deduce la necesidad de introducir en el Proyecto alguna modificación, el Director redactara en el plazo de 15 días, y sin perjuicio de la remisión inmediata del acta, una estimación razonada del importe de aquellas modificaciones.

Si la Administración decide la modificación del Proyecto, se procederá a redactar las modificaciones precisas para su viabilidad, acordando la suspensión temporal, total o parcial de la obra y ordenando en este último caso la iniciación de los trabajos en aquellas partes no afectadas por las modificaciones previstas en el Proyecto. Una vez aprobado el Proyecto modificado, con arreglo a lo dispuesto, será el vigente a los efectos del contrato.

El Contratista facilitara todos los medios precisos para la materialización de los replanteos, que serán a su cargo, asumiendo la responsabilidad del mantenimiento de las señales o datos que se fijen sobre el terreno para su cálculo.

2.1.8. Ejecución de las obras

El Contratista dará comienzo a las obras dentro de los siete días siguientes a la formalización del contrato, salvo que dicha fecha quedara expresamente determinada en el mismo. La fecha de comienzo así fijada contará a efectos de plazos de ejecución y de revisión de precios en el supuesto de que tal revisión se hubiese pactado. Acompañando a su oferta económica, el Contratista presentará un calendario de los trabajos a ejecutar en el que se precisará el tiempo necesario para ejecutar la totalidad de la obra y de cada una de sus correspondientes partes.

El plazo en el que el Contratista se compromete a ejecutar las obras objeto de este proyecto quedará fijado en el contrato y su incumplimiento se entenderá como una rescisión unilateral e injustificada del mismo. A efectos del cómputo de ejecución, la Dirección de Obra extenderá en el libro de órdenes diligencia haciendo constar el día en que se inician los trabajos, conforme a lo señalado en el artículo precedente.

Deberían descontarse en dichos plazos los días de parada debidos a fuerza mayor que impidan el normal desarrollo de los trabajos siempre que así lo estime conveniente la Dirección de Obra.

Siempre que cualquier parte de la obra se complete, quedando lista para operar la Propiedad puede tomar posesión de tal servicio para su utilización. Sin embargo, la posesión u operación de cualquier parte determinada de la obra no constituirá necesariamente una aceptación por parte de la Propiedad. El Contratista estará obligado a completar las partes no terminadas de dichos servicios, haciéndose responsable de errores u omisiones descubiertas después de la utilización por parte de la Propiedad, tal como si el citado servicio no hubiese sido puesto en operación.

El Contratista deberá someter a la aprobación de la Dirección Técnica antes del comienzo de las obras un programa con especificaciones de plazos parciales y fechas de terminación de las distintas unidades de obra, compatibles con el plazo total de ejecución. Este plan, una vez aprobado por la Propiedad, se incorporará al Pliego de Condiciones y adquirirá, por tanto, carácter contractual.

La aceptación del plan de obra no implica exención alguna de responsabilidades para el Contratista en caso de incumplimiento de los plazos parciales o totales convenidos.

2.1.9. Condiciones generales del suministro de equipos

Los equipos se ajustarán a las condiciones especificadas desarrolladas para cada uno de ellos en sus correspondientes Hojas de Especificaciones, siendo los materiales a utilizar en la fabricación del equipo aprobados por la Dirección Técnica. Los diseños de detalle referentes al equipo en el transcurso de la obra, serán desarrollados por el Contratista, y deben ser aprobados por la Dirección técnica previamente al suministro.

Los materiales utilizados en la fabricación del equipo deben estar aprobados y definidos por la Dirección técnica, especialmente aquellos que estén en contacto con el material a inspeccionar. La adquisición de los equipos deberá ser documentada por el Contratista tras la instalación del equipo y el perfecto funcionamiento de este. La entrega quedará documentada mediante un informe de recepción firmado por el Contratista y por la Dirección Técnica.

Si durante la instalación o recepción del equipo se define algún detalle sobre las capacidades del equipo que no estaba definida en el Proyecto, deberá ser estudiada por el Contratista y la Dirección Técnica, debiendo introducirse en el Proyecto final las conclusiones de este estudio y los costes originados cubiertos por la Propiedad.

2.1.10. Contradicciones entre Pliegos y Normas

En casos excepcionales se justifican posibles discrepancias, prevaleciendo lo incluido en el Pliego sobre cualquier otra disposición. A pesar del Pliego de Condiciones haya sido elaborado de acuerdo con las disposiciones oficiales vigentes.

Las omisiones en los planos y el Pliego de Condiciones o las descripciones erróneas de los detalles de la obra que deben ser subsanados, para que pueda llevarse a cabo en espíritu o intención expuesto en los planos y el Pliego de Condiciones o que, por uso y costumbres, deben ser realizados, no solo no exima al Contratista de la obligación de ejecutar estos detalles u obra omitidos erróneamente sino que por el contrario, deberán ser ejecutados como si se hubiera completado y correctamente especificados en los planos y Pliego de Condiciones.

2.1.11. Puesta a punto y pruebas de funcionamiento

Aquellos elementos de la instalación que, por naturaleza y forma de sus condiciones, no tienen necesidad de poner en servicio al conjunto de la instalación serán objeto de prueba tan pronto como se hayan acabado.

Antes de verificar la recepción provisional, se someterán las obras a pruebas de resistencia, estabilidad e impermeabilidad. De igual modo el Contratista procederá a la puesta a punto de la instalación, verificándose pruebas generales de su funcionamiento y efectividad de tratamiento.

2.1.12. Partidas dealzada

Aquella partida del presupuesto que el proyectista en su momento no pudo medir o valorar pero que sabía que aparecerían en la ejecución de la obra.

Para la ejecución material de las partidas alzadas deberá obtenerse la previa aprobación de la Dirección de Obra. Antes de proceder a la ejecución, se someterá a su consideración el detalle desglosando del importe de las mismas y si resultase conforme podrán realizarse.

Será de aplicación lo dispuesto en la clausula 52 del Pliego de Cláusulas Administrativas Generales para la contratación de obras del Estado, aprobado por el Decreto 3854/1970 del 31de Diciembre.

2.1.13. Recepción provisional de las obras

Terminado el periodo de la prueba de funcionamiento con resultado satisfactorio se procederá a la recepción provisional de la forma que dispone de la legislación vigente. Para ello deberán haberse cumplido las condiciones siguientes:

- Resultado satisfactorio de las pruebas realizadas.
- Cumplimiento de todas las obligaciones contenidas en el contrato o en acuerdos posteriores.

En el acto de recepción estarán presentes: la persona en quien delegue la Entidad Promotora de las obras, la Dirección de Obra de las mismas y el Contratista, levantándose acta del mismo.

El Acta de Recepción contendrá necesariamente los siguientes documentos:

- Relación de problemas de funcionamiento pendientes de resolver si diera el caso.
- Relación de los puntos que deben ser estudiados o vigilados especialmente durante el período de garantía.
- Protocolo de las pruebas de rendimiento y funcionamiento a realizar durante el período de garantía.

Si las obras no se hallaran en estado de ser recibidas, se hará constar así en el acta, con medición de las circunstancias o defectos que lo impidan, dándose las instrucciones precisas y detalladas por la Dirección de Obra al Contratista a efectos de subsanar los defectos observados, fijándose plazo para efectuarlo, a cuyo vencimiento se realizará una nueva inspección para la recepción provisional de las obras. Si el Contratista no subsanase los defectos encontrados se producirá la rescisión del contrato, con pérdida de las retenciones practicadas a no ser que la Propiedad juzgue oportuno conceder un nuevo e improrrogable plazo.

2.1.14. Periodo de garantías

El plazo de ejecución de la totalidad de las obras de este Proyecto será el que se fije en el Contrato, empezando a contar a partir del día siguiente al levantamiento del Acta de Replanteo. Incluye el montaje de las instalaciones precisas para la elaboración de todos los trabajos. Los plazos parciales ajustados al programa de trabajo tienen también la consideración de oficiales y por tanto obligan contractualmente.

El Contratista garantiza en general todas las obras que ejecute, así como los materiales empleados en ellas y su correcta manipulación. El plazo de garantía será de un año y durante el mismo el Contratista procederá a la conservación de la obra, con arreglo a lo dispuesto en el Pliego de Condiciones Generales Facultativas y según las instrucciones que reciban de la Dirección de Obra, siempre de forma que tales trabajos no obstaculicen el uso público o servicios correspondientes a la obra.

El Contratista responderá de los daños o deterioros que puedan producirse en la obra durante el plazo de garantía, a no ser que pruebe que los mismos han sido ocasionados por el mal uso que de aquella hubiera hecho la entidad encargada de la explotación y no al incumplimiento de sus obligaciones de vigilancia y policía de la obra. En caso de que el Contratista no cumpliera con esta obligación, las reparaciones serán ejecutadas por la Propiedad con cargo a las retenciones.

Junto con la recepción final de los equipos se entregara una lista de repuestos, precio y lugares de adquisición recomendados de los mismos.

El Contratista podrá contratar con la Propiedad un contrato de mantenimiento preventivo o de asistencia en caso de avería, que cubra el periodo de garantía y el tiempo posterior a este. Para poder decidir sobre las cuentas pendientes de resolver o que surjan durante el periodo de garantía o en la ejecución de pruebas, incluyendo

naturalmente las reparaciones, modificaciones o sustituciones que se presenten, el Contratista queda obligado a mantener un representante con capacidad y obligación de firmar las actas que se vayan levantando.

2.1.15. Documento final de la obra

El Contratista entregará a la Dirección de Obra, antes de la recepción definitiva, tres ejemplares del documento elaborado como final de obra. Dicho documento deberá recoger todas las incidencias acaecidas en la obra desde su inicio hasta su finalización, así como aquellas modificaciones que durante el transcurso de la misma hayan tenido lugar. Del mismo modo, quedarán perfectamente reflejadas, mediante la documentación grafica correspondiente, la ubicación final de todas las instalaciones para que, de este modo se facilite cualquier trabajo de reparación o modificación que resulte necesario llevar a cabo con posterioridad.

2.2. Condiciones generales económicas

Todas las unidades de obra se medirán y abonarán por su volumen, superficie, longitud y peso. Si el Contratista construye mayor volumen del que corresponde en los dibujos que figuran en los planos o en sus reformas autorizadas, no se abonará este exceso, pero si este resultara perjudicial, a juicio de la Dirección Técnica, se vera obligado a demolerlo de forma gratuita y a rehacerlo con las dimensiones debidas.

Serán de cuenta del Contratista las obras auxiliares que para la realización de los trabajos sean necesarios o que la Dirección de Obra estime imprescindibles, y no tendrá derecho a retribución especial, considerándose incluidos estos gastos en los precios de la obra.

Serán también de cuenta del Contratista los útiles y herramientas necesarios para la ejecución de las obras, y los medios auxiliares reunirán las condiciones de seguridad indispensables para el personal, siendo el Contratista directamente el responsable de los accidentes o desperfectos que se pudiera ocasionar. Las mejoras de obra que voluntariamente efectúe el Contratista en atención a una calidad superior a la exigida en el Proyecto, o cualquier modificación que el mismo introdujera sin la conformidad de la Dirección de Obra por escrito, no serán abonadas. En ningún caso el Contratista tendrá derecho a reclamación por motivos de insuficiencia de precio o falta de explicación.

2.2.1. Percepción económica del contratista

El contratista debe percibir el importe de los trabajos realizados, siempre que éstos se hayan ejecutado con arreglo y sujeción al Proyecto.

2.2.2. Garantía de cumplimiento

El director de obra podrá exigir al contratista, la presentación de referencias o de otras entidades o personas, al objeto de cerciorarse de si éste reúne todas las condiciones requeridas para el exacto cumplimiento del contrato. Dichas referencias, si le son pedidas, las presentará el contratista antes de la firma del contrato.

2.2.3. Fianzas

El contratista deberá abonar una fianza del 5% del presupuesto de las obras adjudicadas, con vistas a responder del cumplimiento de lo contratado. La fianza podrá ser depositada mediante cheque o aval bancario. Si el contratista se negase a hacer por su cuenta los trabajos precisos para terminar la obra en las condiciones contratadas, el director de obra en nombre y presentación de la propiedad, los ordenará ejecutar a un tercero, abonando su importe con la fianza depositada por el contratista, sin perjuicio de las acciones legales a que tenga derecho el propietario.

La fianza depositada, o lo que quede de ella, será devuelta al contratista una vez firmada el acta de recepción definitiva de la obra en un plazo que no excederá de treinta días. Siempre que el contratista haya acreditado por medio de un certificado del Alcalde del municipio en cuyo término se halle emplazada la obra contratada, que no existe reclamación alguna contra él por los daños y perjuicios que sean de su cuenta o por deuda de los jornales o materiales, ni por indemnización derivadas de accidentes ocurridos en el trabajo.

2.2.4 Penalizaciones

Si finalizado el plazo de ejecución de las obras, estas no hubieren terminado sin motivo justificado por parte de la contrata, se aplicaran los siguientes recargos a imputar al Contratista desde fecha de finalización de las obras:

- Por día natural de retraso un 0.1% de la fianza, hasta el día 30.
- A partir del día 31 hasta el día 60 la penalización por día natural de retraso será de un 0.5% del valor al que ascienda la fianza.

Pasados estos plazos se rescindirá el contrato quedando obligado el Contratista a responder por daños y perjuicios a esta entidad. De igual manera se actuara en caso de que se de incumplimiento del contrato por parte del Contratista.

2.2.5. Precios

2.2.5.1 Composición de los precios unitarios

Una vez adjudicadas las obras, el Contratista ha de presentar dentro de los quince días siguientes, los precios descompuestos de las unidades solicitadas.

La no presentación indica que acepta en su día los precios descompuestos preparados por la Dirección.

La descomposición estará perfectamente detallada en cada unidad de obra, como a continuación se indica:

- a) Materiales, expresando las cantidades que en cada unidad de obra se precisen de cada uno de ellos y su precio unitario respectivo de origen.
- b) Mano de obra por categorías dentro de cada oficio, expresando el número de horas invertidas por cada operario en la ejecución de cada unidad de obra y los jornales horarios correspondientes.

c) Transporte de materiales, desde el punto de origen al pie de la obra, expresando el precio del transporte de unidades.

d) Tanto por ciento de medios auxiliares y de seguridad sobre la suma de conceptos anteriores en las unidades de obra que se precisen.

e) Tanto por ciento de beneficio industrial del contratista, aplicando a la suma total de los conceptos anteriores.

2.2.5.2 Precios no contratados

Los precios de las unidades de obra, de los materiales, así como de la mano de obra, que no figuren entre los contratados, se fijarán contradictoriamente entre la dirección facultativa y el contratista. El Contratista formulará por escrito, bajo su firma, el precio que a su juicio, debe aplicarse a la nueva unidad de obra. Por su parte, el director de obra fijará el precio que, a su juicio, debe aplicarse a dicha unidad. Si ambos son coincidentes, se formulará por parte del director de obra el Acta de Avenencia, quedando así formalizado el precio contradictorio. Si no fuera posible conciliar por simple discusión los resultados, el director de obra propondrá a la propiedad que adopte la resolución que estime conveniente.

2.2.6. Condiciones de pago

Los pagos se harán mensualmente por el 100 % del importe de la certificación aprobada respecto a unidades de obra completadas correspondiente al mes anterior.

Las cantidades retenidas serán reintegradas por la Propiedad al Contratista una vez cumplido el plazo de garantía, siempre que no se haya observado ningún defecto en la ejecución de los trabajos realizados, mala calidad de los materiales utilizados y se haya firmado el acta de recepción definitiva.

Las certificaciones se presentaran mensualmente a la representación de la Propiedad por triplicado y en forma aceptable por la misma. En cada certificación constará por separado el importe de los trabajos realizados. Las certificaciones reflejan el total acumulado del trabajo realizado hasta finales del mes anterior y se presentaran a la representación de la Propiedad en los primeros diez días de cada mes para la comprobación de las mismas.

Al finalizar el trabajo, el Contratista presentará una última certificación con carácter definitivo en la que haga constar que renuncia a toda reclamación por omisión de cantidades de trabajo no certificadas con anterioridad y que todos los precios aplicados a las unidades de trabajo realizadas son conformes.

2.3. Condiciones generales legales

2.3.1. Disposiciones legales

Se disponen de las siguientes:

- Ordenanza General de Seguridad e Higiene en el Trabajo y Plan Nacional de Higiene y Seguridad del Trabajo (O.M. 9-III-71).
- Comité de Seguridad e Higiene en el Trabajo (Decreto 432/71 11-III-71).
- Reglamento de Seguridad e Higiene en la Industrias de la Construcción (O.M. 20-V-52).
- Reglamento de los Servicios Médicos de Empresa (O.M. 21-IX-59).
- Reglamento Electrotécnico de Líneas Baja Tensión (O.M. 20-IX-73).
- Reglamento de Líneas Eléctricas Aéreas de Alta Tensión (O.M. 28-XI-68).
- Las normas que estén en vigor en el momento.
- Convenio Colectivo Provincial del Sector de la Construcción y Estatuto de los Trabajadores.

También es de cumplimiento obligado cuanto la Dirección de Obra dicte encaminado a garantizar la seguridad de los obreros y de la obra en general.

2.3.2. Contratista

El Contratista deberá acreditar su capacidad técnica para la realización de la obra ante la Propiedad mediante la siguiente información:

- Lista de obras realizadas:
 - Lista de obras construidas durante los últimos cinco años, en las que la empresa haya sido Contratista único o miembro de un consorcio con intervención significativa en el mismo, indicando ubicación, costo y tipo de contrato, plazo contractual, tiempo de ejecución real, etc.
 - Información documentada sobre la ejecución en los últimos cinco años, de obras similares en características y magnitud, si las hubiera, en las cuales haya sido Contratista único o miembro de un consorcio donde haya ejercido participación principal. En cada caso se mencionará el plazo contractual y si se ha cumplido con el mismo, debidamente certificado.
- Lista de equipamiento y maquinarias: a afectar a estas obras, con indicación de sus características, estado de conservación, tiempo de uso y de vida útil.
- Personal a emplear:
 - Nómina.
 - Currículum.
 - Calificación del personal directivo y de conducción de la empresa.

Esta documentación debe ser de conformidad de la Propiedad y constituirá una razón para la denegación de la obra.

2.3.3. Contrato

El contrato de obras del Estado se registrará peculiarmente por la Ley y Reglamento General de Contratos del Estado, por las prescripciones del correspondiente pliego de cláusulas administrativas particulares y, en lo que no resulte válidamente modificado por este, por el presente Pliego.

El desconocimiento del contrato en cualquiera de sus términos, de los documentos anejos que forman parte del mismo o de las instrucciones, pliegos o normas de toda índole promulgados por la Administración que puedan tener aplicación a la ejecución de lo pactado eximirá al contratista de la obligación de su cumplimiento. El contrato se firmará dentro de los diez días de notificada la adjudicación.

A partir de la firma del contrato, la Propiedad podrá extender la Orden de Inicio de Obra correspondiente. Firmado el contrato, el Contratista no podrá transferirlo ni cederlo, en todo o en parte, a otra persona o entidad, ni asociarse para su cumplimiento sin autorización previa y por escrito de la Propiedad. En el caso de que el Contratista no disponga del equipamiento propio necesario para realizar los servicios objeto del contrato, debe presentar previamente a la firma del contrato, documentaciones que acrediten el contrato de alquiler del mismo.

2.3.4 Arbitrajes y jurisdicción

Para cuantas cuestiones, litigios o diferencias pudieran surgir durante o después de los trabajos, las partes se someterán a juicio de amigables componedores nombrado uno de ellos por el propietario, otro por el contratista y tres ingenieros del colegio oficial correspondiente, uno de los cuales será forzosamente el director de obra.

En caso de no haber llegado a un acuerdo por el anterior procedimiento, ambas partes quedan obligadas a someter la discusión de todas las cuestiones que puedan surgir como derivadas de su contrato, a las autoridades y tribunales administrativos, con arreglo a la legislación vigente.

2.3.5 Responsabilidad y contratista

El contratista será responsable de la ejecución de la obra en las condiciones establecidas en el contrato y en los documentos que componen el proyecto. Como consecuencia de ello, vendrá obligado a la demolición y reconstrucción de todo lo mal ejecutado, sin que pueda servir de excusa el que la dirección técnica haya examinado y reconocido la construcción durante las obras, ni el que hayan sido abonadas en liquidaciones parciales.

Será responsabilidad del contratista, el cumplimiento de todas las ordenanzas y disposiciones municipales que estén vigentes en la localidad donde la obra esté emplazada.

El contratista será responsable de todos los accidentes o perjuicios de todo género que, por inexperiencia, descuido o incumplimiento de la legislación vigente en materia de seguridad, sobrevinieran tanto en la edificación donde se efectúen las obras como en las contiguas, ya que se consideran que en los precios contratados están incluidos todos los gastos precisos para cumplimentar dichas disposiciones legales. El contratista deberá tener contratado un seguro que cubra las indemnizaciones a quienes correspondan y cuando a ello hubiera lugar, los perjuicios que puedan causarse en las operaciones de ejecución de las obras, quedando la propiedad eximida de dicha responsabilidad.

2.3.6. Seguridad

El contratista estará obligado a adoptar todas las medidas de seguridad que las disposiciones vigentes preceptúen para evitar, en lo posible accidentes a los obreros o viandantes, no sólo en los andamios sino, en todos los lugares peligrosos de la obra, así como los accidentes en zonas ajenas a la misma, derivados de dichas obras.

2.3.7. Licencias, permisos e impuestos

El contratista deberá tramitar todas las licencias, permisos e impuestos necesarios para la normal ejecución de las obras, con excepción de las correspondientes a las expropiaciones, servidumbres y servicios definidos en el contrato, corriendo el pago de los mismos por cuenta del propietario.

2.3.8. Rescisión de contrato

Cuando, a juicio de la Propiedad, el incumplimiento por parte del Contratista de alguna de las cláusulas contractuales establecidas en cualquier medida, extensión o modalidad, siempre que a juicio de la dirección Técnica sea por descuido inexcusable o mala fé manifiesta, pudiera ocasionar graves trastornos en la realización de las obras, en el cumplimiento de los plazos, o en su aspecto económico, la Propiedad podrá decidir la resolución de las obras, con las generalidades a que hubiera lugar. Así mismo podrá proceder a la resolución con la pérdida de la fianza, de producirse alguno de los siguientes casos:

- Muerte o incapacidad del Contratista.
- Quiebra o incapacidad económica del Contratista. En caso de quiebra del Contratista se hará un concurso entre los acreedores del mismo. El contrato quedará rescindido, a no ser que los sindicatos correspondientes ofrezcan llevar a cabo la obra bajo las condiciones estipuladas en este convenio y en los documentos adicionales. La empresa contratante podrá admitir o rechazar el ofrecimiento sin que en este último caso tenga derecho a indemnización

alguna. Igualmente quedará rescindido el contrato cuando el contratista no cumpla las obligaciones contraídas en el contrato.

- La disolución por cualquier causa de la sociedad. Alteraciones del contrato por alguna de las siguientes causas:
 - Modificación del proyecto de tal forma que represente alteraciones fundamentales del mismo a juicio de la dirección técnica, y en cualquier caso siempre que la variación del presupuesto de contrata, como consecuencia de estas modificaciones, represente alrededor del 25% como mínimo del importe actual.
 - Modificación de las unidades de obra en número superior al 50% del total.
 - Cuando se cumpla el plazo final de las obras y falte por ejecutar más del 20% del presupuesto de obra. La imposición de las multas establecidas por los retrasos no obligará a la Propiedad a la prórroga del mismo, siendo potestativo por su parte elegir ante la resolución o la continuidad del contrato.
- Cuando no se hubiera realizado el montaje de las instalaciones y unidades auxiliares o no se hubiera aportado la maquinaria relacionada en la oferta o su equivalente en potencia o capacidad en los plazos previstos con un margen del 25%; o en el caso de que el Contratista sustituya maquinaria sin autorización.
- Cuando transcurrido un tiempo de tres meses consecutivos y considerados conjuntamente, no se alcanzase un 50% del programa aprobado para la obra.
- La suspensión de la obra una vez comenzada, siempre que el plazo de suspensión haya excedido de un mes, y en todo caso siempre que por causas ajenas a la contrata no se de comienzo a la obra dentro del plazo de 60 días, contados a partir de la adjudicación, en cuyo caso la devolución de la fianza será automática.
- En caso de rescisión del contrato con el Contratista por causas de fuerza mayor se abonará al mismo tiempo el importe de la obra ejecutada y valoración de los materiales que haya hecho acopio de la misma.
- La inobservancia del plan cronológico de la obra y en especial del plazo de ejecución y terminación total de la misma.

En caso de cancelación, la Propiedad tendrá derecho a estar inmediatamente en posesión de los pedidos en curso y de la parte o partes de la obra que la Propiedad seleccione, junto con los materiales y herramientas, bien sean de la parte contratante o del Contratista, y completar el trabajo. El Contratista será razonablemente pagado por el alquiler que haya sido convenido con la Propiedad por el uso de las herramientas del Contratista, o si este lo prefiere, puede retirar dichas herramientas siempre y cuando:

- El retiro de tales herramientas no afecte a la terminación de las obras.
- La propiedad este de acuerdo con dicho retiro.
- El coste del retiro vaya a cuentas del Contratista.

Las herramientas del Contratista, empleadas por la empresa contratante para la terminación de la obra, serán desmanteladas, cargadas y si es el caso, preparadas para el embarque por la Propiedad. Todos los costes derivados después de que las herramientas sean cargadas al transporte o abandonen los dominios de la Propiedad, serán por cuenta del Contratista, independientemente de que sean manejadas, movidas o embarcadas por el Contratista o por la Propiedad. Todos los materiales o equipos que estén bajo pedido en el momento de la cancelación serán manejados hasta su entrega y facturación indistintamente por la Propiedad o por la empresa contratada, según se decida en el tiempo de cancelación del contrato.

El Contratista será reembolsado por todas las facturas que deba o hayan sido pagadas después de la cancelación, de acuerdo con las condiciones aplicables a lo gastado mas el porcentaje. Cuando la Propiedad así lo solicite, el Contratista le transferirá todos los pedidos abiertos o pedidos cuyos materiales no hayan sido entregados. En tal caso, el vendedor será informado de la transferencia por el Contratista y cambiará de manera correspondiente su procedimiento de facturación.

En el caso de que dichas facturas sean remitidas al Contratista, para su pago, entre las dos partes habrá de llegarse a un acuerdo mutuo con respecto al método más satisfactorio de manejo.

Siempre que el Contratista sea requerido para procesar y facturar dichas facturas deberá ser reembolsado por tales costes más el porcentaje especificado.

En el caso de que la cancelación de este convenio se deba a la decisión de la Propiedad para no continuar la obra, o por otras causas fuera de control con respecto a la conclusión de la obra, todos los convenios que aquí figuran serán aplicados con las siguientes especificaciones:

- El Contratista procederá inmediatamente a cancelar todas las órdenes de compra de materiales o equipos entregados, avisando a cada vendedor de la intención de cancelar dichas órdenes. El vendedor avisará de los cargos de

cancelación y, de existir éstos, el deberá notificar detalladamente tales cargos al Contratista. Este avisará entonces inmediatamente a la Propiedad de dichos cargos y solicitará una declaración de aceptación de la Propiedad.

- La Propiedad reembolsará al vendedor todos los costes mencionados, bien sean costes de cancelación del vendedor u otros costes resultantes de la cancelación.
- En general, la Propiedad rescatará cualquier envío sobre el que la cancelación sea del 100% del precio de compra, aunque el Contratista avisara a la Propiedad de dichos pagos antes de que el vendedor sea notificado para continuar.

Capítulo 3: CONDICIONES PARTICULARES

Las condiciones particulares o prescripciones técnicas consisten en la realización de una descripción de los materiales, equipos y obras que van a realizarse en el proyecto, así como la forma de ejecución de las mismas. Quedando recogidas a su vez las obligaciones de orden técnico que correspondan al Contratista y al Director Técnico o Ingeniero.

3.1. Disposiciones de carácter particular

Las disposiciones de carácter particular y de ámbito técnico son:

- Normativa de la Asociación Española de Normalización (AENOR).
- Normas Tecnológicas de Edificación:
 - o Instalaciones de fontanería. Abastecimiento (IFA).
 - o Instalaciones de salubridad. Alcantarillado (ISA).
 - o Instalaciones eléctricas. Puesta a tierra (JET).

3.2. Condiciones de materiales, equipos y maquinaria

Los materiales a emplear para cada equipo, serán los expresados en el Capítulo 4 de este Pliego de Condiciones. De forma general, estos materiales estarán libres de defectos, irregularidades, etc., que pueda dificultar su instalación o montaje, o que puedan afectar negativamente a su comportamiento durante el proceso, pudiendo la dirección técnica desechar aquellos que a su juicio no reúnan las características requeridas. Los materiales no podrán ser en ningún caso distintos en sus características a los tipos proyectados. Si hubiese que variar la clase de algunos inicialmente aprobados, los nuevos no podrán ser instalados sin la previa autorización de la dirección de obra, la cual podrá someterlos a cuantas pruebas estimen oportunas.

3.3. Materiales no especificados

Cualquier material que no haya sido especificado ni descrito en el presente Proyecto y fuese necesario utilizar, reunirá las condiciones que se requieran para su función, siendo fijados por el contratista las fuentes de suministro que estime oportunas.

En cualquier caso, el contratista notificará al director de obra, con la suficiente antelación, los materiales que se proponen utilizar y su procedencia, aportando cuando así lo solicite el director, las muestras y los datos necesarios para su posible

aceptación, tanto en lo que se refiere a cantidad como a su calidad, siendo el criterio de la dirección facultativa totalmente inapelable.

3.4. Ensayos

Antes de proceder al empleo de los materiales serán examinados y aceptados por el director de obra, quien podrá disponer si así lo considera oportuno, de todas las pruebas, análisis, ensayos, etc., hasta su definitiva aprobación. Los ensayos de materiales deberán hacerse en Laboratorio Homologado por el M.O.P.U.

Capítulo 4. CONDICIONES PARTICULARES DE LOS EQUIPOS

4.1. Especificaciones particulares de los equipos

El objeto del presente capítulo es la exposición de las especificaciones técnicas que deben satisfacer los distintos equipos, diseñados o de adquisición directa por compra, para que sean aceptados en la instalación que se proyecta.

Los equipos deben entregarse con las pruebas hidráulicas que correspondan, realizadas de forma satisfactoria. La instalación solo será llevada a cabo cuando se demuestre que todos los equipos de la línea de proceso y dispositivos de control funcionan perfectamente.

4.2. Especificaciones del Intercambiador de calor

Descripción	Intercambiador de calor	
Designación	Carcasa y tubos	
Unidades	1	
Tipo de calefacción	Vapor de agua saturado	
Posición	Horizontal	
Tubos	Material	Acero inoxidable 304
	nº tubos	36
	Área	1,022
	Nºpasos	4
	presión	150 psi
Carcasa	Material	Acero al carbono
	nºpasos	2
	Diámetro	6-1/4"
	Presión	150 psi
Fabricante	API HEAT TRANSFER	
Modelo	BascoType 06024	

4.3. Especificaciones de Evaporadores

Descripción	Evaporador	
Designación	Película descendente	
Tipo de calefacción	Vapor de agua saturado	
Unidades	2	
Material	monel titanio	
Posición	Vertical	
Características	Material	monel titanio
	Presión	desde 1 hasta 30 bar
	Diámetro	0,6m
	Altura	7,78m
	Área	8m ²
Fabricante	ZEAN	
Modelo	TZ80	

4.4. Especificaciones de Calderas

Descripción	Caldera 1	
Designación	Vapor de agua saturado	
Alimentación	Agua de red	
Unidades	1	
Posición	Vertical	
Características	Producción de vapor	1250 kg/h
	Presión max	16bar
	Ancho	1,85m
	Altura	2m
	Largo	3,6m
	Peso	30 Tm
Fabricante	ATTSU	
Modelo	RL1200	

Caldera 2		
Descripción	Vapor de agua saturado	
Designación	Agua de red	
Alimentación	1	
Unidades	Vertical	
Posición		
Características	Producción de vapor	1470kg/h
	Presión max	8 bar
	Ancho	1m
	Largo	2,9m
	Altura	2,40m
Fabricante	PIROBLOC	
Modelo	CEV-1050	

4.5. Especificaciones de Cristalizadores

Cristalizador		
Descripción	Por carga y evaporación	
Designación	2	
Unidades	Vertical	
Posición		
Características	Material	Acero inox.
	Volumen útil	2,1m ³
	Superficie calentamiento	11,3m ²
	Diámetro	1,4m
	Altura total	4,4m
Fabricante	BMA	
Modelo	APK-600	

4.6. Especificaciones del Aerocondensador

Descripción	Condensador	
Designación	Aerocondensador	
Unidades	1	
Posición	Horizontal	
Características	Potencia	2x7,5 Kw
	Peso	3350kg
	Largo	4,45m
	Ancho	2,3m
	Altura	4,15m
	Capacidad	1800 kg/h
Fabricante	HAARSLEV	
Modelo	ACV-030	

4.7. Especificaciones de las Bombas

Descripción	Bombas	
Bomba Horizontal	Fabricante	ITUR
	Modelo	Horizontal multicelular TX-03/2/50M
	Caudal	4,8 m ³ /h
	Altura (mca)	19,5m
	Presión	hasta 16bar
	Nº Instaladas	2
Bomba centrífuga	Fabricante	ITUR
	Modelo	CC-51M
	Caudal	6 m ³ /h
	Altura (mca)	21m
	Presión	hasta 8 bar
	Nº Instaladas	4
Bomba de vacío	Fabricante	VACUUBRAN
	Modelo	RP 35C VARIO
	Caudal	40m ³ /h
	Presión	0,1mbar
	Nº Instaladas	1
Bomba de captación	Fabricante	ITUR
	Modelo	Bomba sumergible D4-21/32/4T3
	Caudal	9,5m ³ /h
	Altura (mca)	175m
	Presión	40bar
	Nº Instaladas	1

4.8. Especificaciones de las conducciones

Conducción	Ø nominal (in)	Ø interno (m)	Espesor(m)	L(m)	Velocidad (m/s)	Material
CP-1	2"			140,5	0,41	Acero AISI 316
CP-2	1"	0,0301	0,00165	5,2	1,22	Acero AISI 316
CP-3	1"	0,02664	0,00338	10,1	1,557	Acero AISI 316
CP-4	3/4"	0,0234	0,00165	9,87	1,17	Acero AISI 316
CP-5.A	3/8"	0,0138	0,00138	13	0,5919	Acero AISI 316
CP-5.B	3/8"	0,0138	0,00138	13	0,5919	Acero AISI 316
TRV-1	2"	0,05248	0,00391	0,5	17,059	Acero AISI 316
TRV-2	1-1/4"	0,035	0,00356	3,5	18,5	Acero AISI 316
TRV-3	1-1/4"	0,0358	0,00356	21	19,76	Acero AISI 316
TRV-4	1-1/4"	0,0358	0,00356	21	19,76	Acero AISI 316
TRV-5	4"	0,108	0,00305	4,1	26,21	Acero AISI 316
TRV-6	6"	0,161	0,00376	8	24,72	Acero AISI 316
TRV-7	24"	0,597	0,00635	19,8	25,935	Acero AISI 316
TRC-1	1/2"	0,01576	0,00277	1,75	1,1	Acero AISI 316
TRC-2	3/8"	0,0125	0,00231	4,15	0,85	Acero AISI 316
TRC-3	3/8"	0,0125	0,00231	29,85	0,91	Acero AISI 316
TRC-4	3/8"	0,0125	0,00231	22,45	0,91	Acero AISI 316
TRC-5	3/4"	0,02248	0,00211	4,5	1,076	Acero AISI 316
TRC-6	3/4"	0,02248	0,00211	4,5	1,08	Acero AISI 316
TRC-7	3/4"	0,02248	0,00211	4,5	1,08	Acero AISI 316

4.9. Equipo de Secado Propuesto

Descripción	Secado	
Designación	Secador de lecho fluidizado	
Unidades	1	
Posición	Horizontal	
Características	Potencia	2x7,5 Kw
	Peso	35Tn
	Largo	10m
	Ancho	2m
	Altura	3m
Fabricante	ALLGAIER	
Modelo	WS-T/K	

4.10. Tanque de almacenamiento

Descripción	Tanque de Almacenamiento de Agua	
Unidades	1	
Posición	Vertical	
Características	Material	Acero Galvanizado
	Volumen total	63 m ³
	Diámetro	3,810m
	Altura	6,002m
	Soporte tanque	Hormigón
Fabricante	Tankeros	

DOCUMENTO 4

PRESUPUESTO

ÍNDICE

Capítulo 1. INTRODUCCIÓN	1
Capítulo 2. ESTADO DE MEDICIONES.....	2
2.1 Estado de mediciones	3
2.2 Presupuestos parciales	7
2.3 Presupuesto de Ejecución Material (P.E.M)	10
2.4 Presupuesto de Ejecución por Contrata (P.E.C).....	10
2.5 Presupuesto de Ejecución General	11
Capítulo 3. COSTES GENERALES.....	12
3.1. Costes de fabricación	12
3.1.1. Coste de la materia prima.....	12
3.1.2. Coste de mano de obra directa.....	12
3.1.3. Coste de mano de obra indirecta.....	13
3.1.4. Honorario de los proyectistas y la dirección de montaje	13
3.1.5. Servicios generales.....	14
3.2. Costes de gestión	14
3.2.1. Gastos comerciales	14
3.3. Coste de Alquiler de nave	15
3.4. Coste neto anual	15
Capítulo 4. ESTUDIO ECONÓMICO	16
4.1 Ingreso Anual Neto.....	16
4.2 Beneficio Bruto Anual	16
4.3 Beneficio Neto Anual.....	17
4.4 Rentabilidad	18
4.5 Periodo de amortización	19

Capítulo 1: INTRODUCCIÓN

Este documento tiene como objetivo la estimación del presupuesto general de ejecución del proyecto “Diseño básico de una Planta de Extracción de Sales Minerales de las Aguas de un Manantial”

Un proceso industrial (o un nuevo proceso) sólo tiene estabilidad en el mercado (o perspectivas de comercialización) si su aspecto económico es favorable; debe cumplir unos criterios de viabilidad técnica y viabilidad económica para poder realizarse. Por tanto, la planta en estudio se podrá llevar a cabo si su marco económico es rentable. Para la instalación de la planta se requiere de una inversión, y a cambio de ésta se van obteniendo ingresos en forma de ventas, las cuales deben ofrecer un excedente adecuado sobre los costos (es decir, unos beneficios) que implica la operación del proceso para que éste tenga un potencial favorable para llevarse a cabo.

El costo de operación de un proceso puede evaluarse por unidad de tiempo, o por unidad de producción, en nuestro caso se hará por unidad de tiempo. Este concepto incluye los costos asociados con la inversión, costos variables y costos de mano de obra.

El coste de inmovilizado hay que tener en cuenta es:

- Maquinaria y equipos
- Tuberías
- Válvulas y accesorios
- Instrumentos de medición y control

En primer lugar se determinará el Presupuesto de Ejecución Material (P.E.M.), referente al precio de los equipos y montaje de los mismos. Se incluirá el Beneficio Industrial y los Gastos Generales obteniendo el Presupuesto de Ejecución por Contrata (P.E.C.).

Los gastos generales son los que el contratista tiene por el hecho de ejercer una actividad empresarial y que son distintos de los costes de ejecución. Serían los gastos de oficinas generales (no de obra), personal administrativo (no en obra), gastos fiscales, gastos financieros, tasas de la administración, etc.

Estos gastos tendrán un valor del 17% (según BOE *Real Decreto 982/1987 de 5 Junio*, “por el que se da nueva redacción a los artículos 67 y 68 del reglamento general de contratación del estado”).

Si únicamente se tuvieran en cuenta el presupuesto de ejecución material y los gastos generales, el contratista no ganaría nada por la ejecución de la obra por lo que es necesario añadir el beneficio industrial que es de un 6%.

También habrá que contabilizar el IVA, siendo un 18% del P.E.C. y obteniéndose el presupuesto general.

Posteriormente, se realiza un análisis del gasto anual que supone el funcionamiento del proceso, considerando los costes de fabricación así como los de gestión.

Por último, hay que garantizar la viabilidad económica de la línea de proceso, para ello se realiza un estudio económico considerando los beneficios y la rentabilidad, además del periodo necesario para la amortización de la línea de producción proyectada.

Capítulo 2: ESTADO DE MEDICIONES

Los requisitos básicos que debe cumplir un estado de mediciones son los siguientes:

- a) Definir y determinar las unidades de cada partida o unidad de obra.
- b) Incluir el número de unidades y definir las características, modelos, tipos y dimensiones de cada partida de obra o elemento del objeto del Proyecto.
- c) Utilizar el concepto de partida alzada cuando la unidad no sea fácilmente desglosable.
- d) Contener un listado completo de las partidas de obra.
- e) Subdividir según las partes más significativas del Proyecto.
- f) Servir de base para la realización del presupuesto.

En base a estos requisitos, y estructurándose en los siguientes puntos, se elabora el estado de mediciones propuesto para el presente Proyecto:

1. Unidades de proceso.
2. Equipos de impulsión.
3. Tuberías.
4. Válvulas y accesorios.
5. Control e instrumentación.

2.1 Estado de Mediciones

- **Unidades de Proceso**

Descripción	Unidades
Intercambiador de calor de carcasa y tubos, de 4 pasos. Con un área de 1,022m ² , 36 tubos rectos de acero inoxidable. Carcasa de acero al carbono con dos pasos. Fabricante: API HEAT TRANSFER Modelo: Basco Type 06024	1
Evaporador de película descendente, de monel de titanio. Con un área de 8m ² , 7,78m de altura y 0,6m de diámetro. Fabricante: ZEAN Modelo: TZ80	2
Cristalizador de evaporación por cargas, de acero inoxidable. Con un volumen de 2,1m ³ y una superficie de calentamiento de 11,3m ² . Fabricante: BMA Modelo: APK-600	2
Equipo de secado de lecho fluidizado. Con un área de 40m ² . Fabricante: ALLGAIER; Modelo: WS-T/K	1
Caldera Eléctrica de vapor saturado, de Acero inoxidable. Producción de vapor de 1470 Kg/h. Fabricante: PIROBLOC; Modelo: CEV-1050	1
Caldera de vapor saturado, de Acero inoxidable. Producción de vapor de 1250 Kg/h. Fabricante: ATTSU; Modelo: RL-1200	1
Aerocondensador , con capacidad de 1800 kg/h. Fabricante: HAARSLEV Modelo: ACV-030	1
Tanque vertical y circular de almacenamiento de agua de acero galvanizado, 63m ³ de capacidad. Fabricante: TANKEROS	1

- **Sistemas de impulsión**

Descripción	Unidades
Bomba horizontal, con caudal máximo de 4,8m ³ /h y una altura máxima de 19,5m. Fabricante: ITUR Modelo: Horizontal multicelular TX-03/2/50M	2
Bomba centrífuga con 6m ³ /h de caudal máximo y una altura de 21m. Fabricante: ITUR Modelo: CC-51M	4
Bomba de vacío, con 40 m ³ /h, presión de vacío de hasta 0,1mbar. Fabricante: VACUUBRAN. Modelo: RP 35C VARIO	1
Bomba sumergible, de 9,5m ³ /h de caudal max. Y 175m de altura. Fabricante: ITUR Modelo: D4-21/32/4T3	1

- **Tuberías**

∅ nominal (in)	Longitud (m)
Tubería de ACERO AISI 316 de diámetro nominal 0,375 inch	65,5
Tubería de ACERO AISI 316 de diámetro nominal 0,75 inch	23,37
Tubería de ACERO AISI 316 de diámetro nominal 0,5 inch	1,75
Tubería de ACERO AISI 316 de diámetro nominal 1 inch	15,3
Tubería de ACERO AISI 316 de diámetro nominal 1,25 inch	29,2
Tubería de ACERO AISI 316 de diámetro nominal 2 inch	0,5
Tubería de ACERO AISI 316 de diámetro nominal 4 inch	4,1
Tubería de ACERO AISI 316 de diámetro nominal 6 inch	8
Tubería de ACERO AISI 316 de diámetro nominal 24 inch	19,8
Tubería rylbrun Gris 2"	140,5

- **Accesorios**

Descripción	Unidades
Válvula compuerta en Acero 316 L de diámetro nominal 0,375	4
Válvula compuerta en Acero 316 L de diámetro nominal 1,25 in	3
Válvula compuerta en Acero 316 L de diámetro nominal 1 in	1
curva de 90° en Acero 316 L	34
Té en Acero 316 L	5

- **Control e Instrumentación**

Descripción	Unidades
Termopar serie 200, modelo JM-201 de JMINDUSTRIAL	5
Indicador y transmisor de nivel electromagnético por radar, serie LTDR de TECFLUID.	5
Medidor de caudal SM250 de TECFLUID	1
Medidor de Caudal modelo SC250 de TECFLUID	5
Medidor de densidad SITRANS FC 300 DN4 de SIEMENS	3
Sensor de presión modelo SITRANS P MPS de SIEMENS	1
Sensor de presión SITRANS PZD de SIEMENS	3

2.2 Presupuestos parciales

En este apartado se indican los precios unitarios de cada uno de los equipos, y se destaca que no se consideraran los costes derivados de obra civil.

- **Unidades de Proceso**

Descripción	Unidades	Precio Unitario (€)	Presupuesto parcial(€)
Intercambiador de calor de carcasa y tubos, de 4 pasos. Con un área de 1,022m ² , 36 tubos rectos de acero inoxidable. Carcasa de acero al carbono con dos pasos. Fabricante: API HEAT TRANSFER Modelo: Basco Type 06024	1	19.342,9	19.342,9
Evaporador de película descendente, de monel de titanio. Con un área de 8m ² , 7,78m de altura y 0,6m de diámetro. Fabricante: ZEAN Modelo: TZ80	2	110.120	220.240
Cristalizador de evaporación por cargas, de acero inoxidable. Con un volumen de 2,1m ³ y una superficie de calentamiento de 11,3m ² . Fabricante: BMA Modelo: APK-600	2	31.260	62.520
Equipo de secado de lecho fluidizado. Con un área de 40m ² . Fabricante: ALLGAIER; Modelo: WS-T/K	1	58.990	58.990
Caldera Eléctrica de vapor saturado, de Acero inoxidable. Producción de vapor de 1470 Kg/h. Fabricante: PIROBLOC; Modelo: CEV-1050	1	84.000	84.000
Caldera de vapor saturado, de Acero inoxidable. Producción de vapor de 1250 Kg/h. Fabricante: ATTSU; Modelo: RL-1200	1	78.000	78.000
Aerocondensador , con capacidad de 1800 kg/h. Fabricante: HAARSLEV Modelo: ACV-030	1	31.000	31.000
Tanque vertical y circular de almacenamiento de agua de acero galvanizado, 63m ³ de capacidad. Fabricante: TANKEROS	1	21.790	21.790
PRESUPUESTO PARTIDA UNIDADES DE PROCESO			
575.882,9€			

- **Unidades de impulsión**

Descripción	Unidades	Precio unitario (€)	Presupuesto parcial
Bomba horizontal, con caudal máximo de 4,8m ³ /h y una altura máxima de 19,5m. Fabricante: ITUR Modelo: Horizontal multicelular TX-03/2/50M	2	171,65	343,3
Bomba centrífuga con 6m ³ /h de caudal máximo y una altura de 21m. Fabricante: ITUR Modelo: CC-51M	4	152,5	610
Bomba de vacío, con 40m ³ /h, presión de vacío de hasta 0,1mbar. Fabricante: VACUUBRAN Modelo: RP 35C VARIO	1	583,9	583,9
Bomba sumergible, de 9,5m ³ /h de caudal max. Y 175m de altura. Fabricante: ITUR Modelo: D4-21/32/4T3	1	1.251,38	1.251,38
PRESUPUESTO PARTIDA UNIDADES DE IMPULSIÓN			2.788,58€

- **Tuberías**

Descripción	Longitud (m)	P.Unitario(€/m)	Presupuesto parcial
Tubería de ACERO AISI 316 de diámetro nominal 0,375 inch	65,5	15,1	989,05
Tubería de ACERO AISI 316 de diámetro nominal 0,75 inch	23,37	31,15	727,9755
Tubería de ACERO AISI 316 de diámetro nominal 0,5 inch	1,75	23,1	40,425
Tubería de ACERO AISI 316 de diámetro nominal 1 inch	15,3	45,5	696,15
Tubería de ACERO AISI 316 de diámetro nominal 1,25 inch	29,2	55,2	1611,84
Tubería de ACERO AISI 316 de diámetro nominal 2 inch	0,5	100,9	50,45
Tubería de ACERO AISI 316 de diámetro nominal 4 inch	4,1	150,3	616,23
Tubería de ACERO AISI 316 de diámetro nominal 6 inch	8	200,6	1604,8
Tubería de ACERO AISI 316 de diámetro nominal 24 inch	19,8	723,42	14323,716
Tubería rylbrun Gris 2"	140,5	13,25	1861,625
PRESUPUESTO PARTIDA TUBERÍAS			22522,26€

- **Control e Instrumentación**

Descripción	Unidades	Precio Unitario (€)	Presupuesto de partida
Termopar serie 200, modelo JM-201 de JMINDUSTRIAL	5	48,5	242,5
Indicador y transmisor electromagnético por radar, serie LTDR de TECFLUID.	5	35,6	178
Medidor de caudal SM250 de TECFLUID	1	280	280
Medidor de Caudal modelo SC250 de TECFLUID	5	195,2	976
Medidor de densidad SITRANS FC 300 DN4 de SIEMENS	3	475	1.425
Sensor de presión modelo SITRANS P MPS de SIEMENS	1	110,5	110,5
Sensor de presión SITRANS PZD de SIEMENS	3	90,5	271,5
PRESUPUESTO PARTIDA INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL			3.486,5€

- **Accesorios**

Descripción	Unidades	Precio Unitario (€)	Presupuesto de partida
Válvula compuerta en Acero 316 L de diámetro nominal 0,375	4	24,1	96,4
Válvula compuerta en Acero 316 L de diámetro nominal 1,25 in	3	30,05	90,15
Válvula compuerta en Acero 316 L de diámetro nominal 1 in	1	28,5	28,5
curva de 90° en Acero 316 L	34	80,83	2.748,22
Té en Acero 316 L	5	93,46	467,3
PRESUPUESTO PARTIDA ACCESORIOS			3.430,55€

2.3. Presupuesto de Ejecución Material (P.E.M.)

Partidas	Costes(€)
Unidades de Proceso	575.882,9
Equipos de Impulsión	2.788,58
Tuberías	22.522,26
Válvulas y Accesorios	3.430,55
Control e Instrumentación	3.486,5
P.E.M	608.110,79 €

El PRESUPUESTO DE EJECUCION MATERIAL del Proyecto “**Diseño básico de una planta de extracción de sales minerales de las aguas de un manantial**” asciende a la cantidad de: “SEISCIENTOS OCHO MIL CIENTO DIEZ EUROS CON SETENTA Y NUEVE CÉNTIMOS”

Puerto Real, Mayo 2012

Fdo. Lucía Utrera Cuesta

Fdo. Antonio Juan Archidona Rodríguez

2.4. Presupuesto de ejecución por contrata (P.E.C.)

Concepto	Coste(€)
P.E.M	608.110,79
Gastos Generales (17%)	103.378,83
Beneficio industrial (6%)	36.486,65
P.E.C	747.976,27 €

El PRESUPUESTO DE EJECUCIÓN POR CONTRATA del Proyecto “**Diseño básico de una planta de Extracción de Sales Minerales de las Aguas de un Manantial**” asciende a la cantidad de “SETECIENTOS CUARENTA Y SIETE MIL NOVECIENTOS SETENTA Y SEIS CON VEINTISIETE CÉNTIMOS”.

Puerto Real, Mayo 2012

Fdo. Lucía Utrera Cuesta

Fdo. Antonio Juan Archidona Rodríguez

2.5 Presupuesto de ejecución general

Concepto	Coste (€)
P.E.C	747.976,27
I.V.A (18%)	134.635,73
PRESUPUESTO GENERAL POR CONTRATA	882.611,99 €

El PRESUPUESTO DE EJECUCIÓN GENERAL del Proyecto “**Diseño básico de una planta de Extracción de Sales Minerales de las Aguas de un Manantial**” asciende a la cantidad de “OCHOCIENTOS OCHENTA Y DOS MIL SEICIENTOS ONCE EUROS CON NOVENTA Y NUEVE CÉNTIMOS”.

Puerto Real, Mayo 2012

Fdo. Lucía Utrera Cuesta

Fdo. Antonio Juan Archidona Rodríguez

Capítulo 3: COSTES GENERALES

Los Costes Generales se determinan como la aportación de los Costes de Fabricación y los Costes de Gestión de la línea de proceso obteniéndose así los Costes de Producción.

En los Costes de Fabricación hay que considerar:

- Materias Primas.
- Mano de obra directa.
- Mano de obra indirecta.
- Honorarios de proyecto y dirección de montaje.
- Servicios generales.

En cuanto a los Costes de Gestión se consideran:

- Gastos Comerciales.

3.1. Costes de Fabricación

3.1.1. Coste de la materia prima

La materia prima básica de la planta es el agua subterránea, se dispone de los permisos pertinentes para la explotación racional de dicho manantial.

3.1.2. Coste de mano de obra directa

Se determina teniendo en cuenta que el personal que forma parte de la plantilla se compone de operarios, técnicos y otros profesionales y que la planta estará en funcionamiento durante 3 meses, por lo que excepto el director general y directivo, el resto de personal estará contratado durante este periodo de tiempo.

Se recoge los trabajadores que estarán contratados en la planta en su conjunto en la siguiente tabla:

Puesto	Nº trabajadores	Salario bruto anual por persona(€/año)	Total año (€)
Director/a General	1	42.000	42.000
Directivos	2	21.600	43.200
Administrativos	3	3.600	10.800
Encargados	2	7.000	14.000
Operarios de Laboratorio	2	4.500	9.000
Operarios de mantenimiento	5	7.500	37.500
Operarios de planta	5	3.600	18.000
			174.500

Estos costes suponen **174.500 €/año**

3.1.3. Costes de mano de obra indirecta

Al igual que en el caso de la mano de obra directa, se presenta una tabla resumen que permite apreciar el coste derivado de esta partida.

Puesto	Nº trabajadores	Salario bruto anual por persona(€/año)	Total año (€)
Seguridad	2	3.500	7.000
Encargado de Limpieza	3	1.800	5.400
Personal contra Incendios	2	3.000	6.000
			18.400

Estos costes suponen **18.400 €/año**

3.1.4. Honorario de los proyectistas y la dirección de montaje

Esta partida se compone de los siguientes costes:

- Proyecto.
- Dirección de obra.
- Gestión de compra de equipos.

Esta partida se contabiliza como un 7% del Presupuesto de Ejecución por Contrata (P.E.C.)

Este coste supone:

$$H_{proyect} = 0,07 * 882.611,99 = 61.782,83$$

3.1.5. Servicios generales

Electricidad

El consumo de energía eléctrica que suponen las unidades de bombeo, calderas, etc.

Unidad	Consumo (kw)
Bomba-01	0,37
Bomba-02	0,37
Bomba-03	0,37
Caldera Eléctrica	1050
Bomba captación	4
Consumo total	6.160

Sabiendo que estos equipos funcionarán 16 horas al día durante 59 días al año:

$$6,160kw * 16 \frac{h}{día} * 59 \frac{días}{año} = 5.815,04 Kw/año$$

Siendo la tarifa industrial de 0,055912€/kwh y para un funcionamiento de la línea de proceso de 59 días al año, el consumo anual asciende a:

$$5.815,04 kw/año * 0,055912€/kwh = 325,13 €/año$$

Los Costes de Fabricación suponen un total de **255.007,96 €**

3.2. Costes de gestión

3.2.1. Gastos comerciales

Los costes comerciales suponen un 4% de la partida de Costes de Fabricación, esto es:

$$255.007,99 €/año * 0,04 = **10.200,32 €/año**$$

3.3 Costes de alquiler de nave

La nave en la que se situará todo el proceso será alquilada. Se trata de un terreno de 1200m² de superficie donde se encuentra situada una nave de 1050m² con una altura de 10m. Con unos costes de alquiler de 2,20 €/m², lo cual supone unos costes de 2.640 €/mes, tendremos un coste anual de **31.680 €/año.**

Esta nave consta de todas las instalaciones básicas necesarias (instalación eléctrica, red de agua, etc.); aun así se destinará parte del porcentaje calculado de gastos generales para una adecuación inicial de la planta a nuestro proceso.

3.3. Coste neto anual

El Coste Neto Anual se determina a partir de los Costes de Fabricación y de Gestión, lo cual supone los Costes de Producción.

Costes de producción = 255.007,99 €/año + 10.200,32 €/año + 31.600 €/año

$$\text{Costes de producción} = 296.888,31 \frac{\text{€}}{\text{año}}$$

Capítulo 4: ESTUDIO ECONÓMICO

4.1. Ingreso Anual Neto

Los beneficios que se obtendrán en la línea de proceso diseñada provendrán de la venta de las sales minerales. La producción de sales minerales proyectada es de 45.000 kg/año.

Para hallar el ingreso por la venta del producto se usara la siguiente expresión:

$$V = p * q$$

Siendo:

p: precio de venta del producto (€/kg).

q: volumen de producción (kg/año).

Se dará lugar a unos ingresos anuales debidos a las actividades productivas de la línea de dicho proceso:

Producto	Producción (Kg/año)	Precio del producto (€/kg)	Ingreso anual (€/año)
Sales Minerales	45.000	20	900.000

4.2. Beneficio Bruto Anual

Podemos hallar el beneficio bruto anual ya que los términos del gasto anual neto y el ingreso anual neto son conocidos:

$$R = \text{Ingreso neto anual} - \text{Coste neto anual}$$

$$R = 900.000 - 296.888,3 = 603.111,7 \text{ €}$$

4.3. Beneficio Neto anual

Este parámetro se determina a través del Beneficio Bruto Anual, R, después de deducir impuestos por medio de la expresión:

$$P = R - e * I_f - (R - dI_f) * t$$

Donde:

P: Beneficio Neto Anual.

R: Beneficio Bruto Anual.

e: factor de amortización (calculado para recuperar la inversión en el inmovilizado) expresado en €/ € año.

I_f: valor del capital inmovilizado

d: factor anual de pérdida del inmovilizado (€/€ año).

t: se corresponde con el termino de impuestos (€/€ recibo).

Se determinan los parámetros no conocidos de la expresión anterior.

- *Factor de amortización, e*

Se considera una amortización no lineal a través de la expresión:

$$e = \frac{i}{\exp(i * n) - 1}$$

Donde:

i: rentabilidad promedio, en este caso se considera 0,11 €/año (Rudd y Watson, 1976).

n: la vida esperada para el proyecto desde el punto de vista de la amortización.

Para el caso que nos ocupa la vida esperada para el proyecto es de 3 años desde el punto de vista de la amortización, por tanto se obtiene:

$$e = \frac{0,11}{\exp(0,11 * 3) - 1} = 0,281$$

- *Factor anual de pérdida de valor del inmovilizado, d*

Este factor se estima en un 10% anual, es decir, 0,1 €/€año (Rudd y Watson, 1976).

- *Impuestos, t*

Se consideran un valor de los impuestos de 0,35 €/€ recibido según bibliografía (Perry, 2001)

- *Valor del capital inmovilizado, If*

Se determino en el capítulo 2 del presente Presupuesto, se corresponde con el Presupuesto de ejecución por Contrata, y su valor asciende a **882.611,99 €**.

Conocidos todos estos datos, se sustituyen en la ecuación anterior y se tiene:

$$P = 603.111,69 - (0,28 * 882.611,99) - (603.111,69 - 0,1 * 882.611,99) * 0,35$$

$$**P = 175.782,66 €**$$

4.4. Rentabilidad

Para hallar la rentabilidad o tasa de retorno se recurre a la expresión:

$$i = \frac{\text{Beneficio neto obtenido}}{\text{Capital fijo invertido promedio}} * 100$$

$$i = \frac{175.782,66}{882.611,99} * 100 = 20 \%$$

Esta rentabilidad corresponde al período de amortización. Transcurrido dicho periodo, el beneficio será mayor tal y como ya se ha comentado, y por tanto también lo será la rentabilidad.

La rentabilidad mínima que se debe exigir a una planta industrial es del 15%, luego se puede afirmar que la planta proyectada es rentable.

4.5. Periodo de amortización

El periodo de amortización de la línea de producción se obtiene a través de la siguiente expresión:

$$P_{amor} = \frac{\text{Capital fijo invertido}}{\text{Beneficio bruto anual}}$$

Sustituyendo en la ecuación anterior se tiene:

$$P_{amor} = \frac{882.611,99}{603.111,69} = 1,5 \text{ años}$$

Como conclusión, se puede observar que el Proyecto Fin de Carrera “**Diseño básico de una planta de extracción de sales minerales de las aguas de un manantial**” es un proceso rentable (por lo que es perfectamente posible su instalación en la práctica). Queda demostrada la viabilidad económica de la planta.

