

Universidad de **Cádiz**

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

Facultad: CIENCIAS

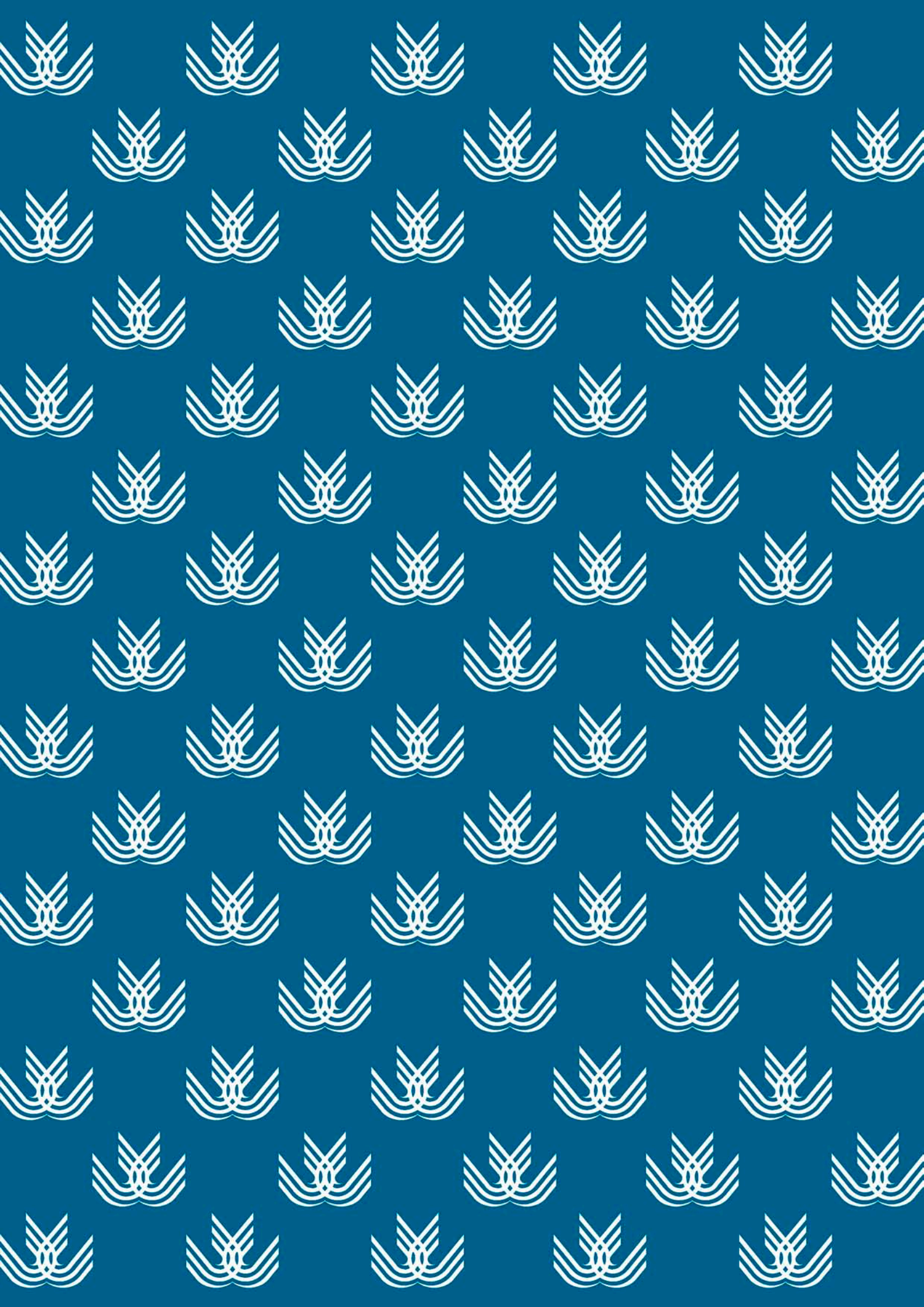
Titulación: INGENIERÍA QUÍMICA

Título: Diseño de una planta multifuncional
para la extracción de hollejo de uva tinta
mediante disolventes a alta presión

Autora: Eva LÓPEZ GARCÍA

Fecha: Diciembre 2007





ÍNDICE GENERAL

- I. DOCUMENTO N° 1: MEMORIA.**
- II. DOCUMENTO N° 2: PLIEGO DE CONDICIONES.**
- III. DOCUMENTO N° 3: PRESUPUESTO.**
- IV. DOCUMENTO N° 4: ANEXOS.**
- V. DOCUMENTO N° 5: PLANOS Y DIAGRAMAS.**

DOCUMENTO

1

MEMORIA

ÍNDICE**I. MEMORIA DESCRIPTIVA.**

Capítulo 1: DESCRIPCIÓN DEL PROYECTO.	9
1.1. OBJETIVO DEL PROYECTO.	9
1.2. ALCANCE.	9
1.3. UBICACIÓN.	10
1.4. JUSTIFICACIÓN.	10
1.4.1. Colorantes.	10
1.4.2. Antocianos.	11
1.4.3. Antioxidantes.	14
1.5. NORMAS Y REFERENCIAS.	15
Capítulo 2: PROCESOS DE EXTRACCIÓN DE SÓLIDOS. MODELIZACIÓN Y SIMULACIÓN.	16
2.1. INTRODUCCIÓN.	16
2.2. LA EXTRACCIÓN SUPERCRÍTICA.	18
2.2.1. Fundamentos.	18
2.2.2. Equipos.	22
2.2.3. Aplicaciones.	23
2.3. LA ESC CON CODISOLVENTES.	26
2.3.1. Introducción.	26
2.3.2. Actuación del codisolvente.	27
2.3.3. Formas de operar con codisolventes.	28
2.3.4. Elección del codisolvente.	29
2.4. MODELO DE TRANSFERENCIA DE MATERIA PARA ESC.	30
2.5. SIMULACIÓN DEL PROCESO.	34
2.5.1. Introducción.	34
2.5.2. Uso de MATLAB.	34
2.5.3. Programa de simulación.	35
2.5.4. Soporte de cálculo del programa de simulación.	39

Capítulo 3: DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.	40
3.1. MATERIA PRIMA Y DISOLVENTES.	40
5.2.0. Hollejo de uva tinta.	40
5.2.1. Disolventes.	41
3.2. ESQUEMA GENERAL Y DESCRIPCIÓN.	42
3.2.1. Condiciones de trabajo para la extracción a partir de hollejo de uva tinta.	45
Capítulo 4: DESCRIPCIÓN DE LOS EQUIPOS.	49
4.1. EXTRACTORES.	49
4.1.1. Introducción.	49
4.1.2. Sistema de extracción.	49
4.1.3. Resumen del sistema de extracción.	52
4.2. SEPARADORES.	53
4.2.1. Introducción.	53
4.2.2. Tipos de separadores.	53
4.2.3. Elección del separador.	55
4.2.4. Resumen de los separadores.	55
4.3. TANQUES.	58
4.3.1. Introducción.	58
4.3.2. Tipos de tanques.	58
4.3.3. Elección de los tanques.	59
4.3.4. Resumen de los tanques.	59
4.4. INTERCAMBIADORES DE CALOR.	63
4.4.1. Introducción.	63
4.4.2. Tipos de intercambiadores.	64
4.4.3. Elección de los intercambiadores.	64
4.4.4. Resumen de los intercambiadores.	67
4.5. CONDENSADOR.	71
4.5.1. Introducción.	71
4.5.2. Tipos de condensadores.	71
4.5.3. Elección del condensador.	72
4.5.4. Medio de refrigeración.	72
4.5.5. Resumen del condensador.	73
4.6. CONDUCCIONES Y ACCESORIOS.	75
4.6.1. Introducción.	75
4.6.2. Tipos de conducciones.	75
4.6.3. Tipos de accesorios.	78
4.6.4. Descripción de las conducciones y accesorios en la planta.	79

4.7.	BOMBAS Y COMPRESORES.	84
4.7.1.	Introducción.	84
4.7.2.	Tipos de bombas.	84
4.7.3.	Elección de las bombas.	86
4.7.4.	Tipos de compresores.	87
4.7.5.	Elección de los compresores.	88
4.7.6.	Resumen de bombas y compresores.	89
4.8.	REGULADORES DE CONTRAPRESIÓN (BPR).	92
4.8.1.	Introducción.	92
4.8.2.	Funcionamiento.	92
4.9.	SISTEMA DE RECEPCIÓN DEL CO ₂ EN LA PLANTA.	93
4.9.1.	Introducción.	93
4.9.2.	Descripción de la instalación.	93
4.10.	FILTROS.	95
4.10.1.	Introducción.	95
4.10.2.	Filtros físicos.	95
4.10.3.	Filtros químicos.	95
Capítulo 5: CONTROL E INSTRUMENTACIÓN.		96
5.1.	INTRODUCCIÓN.	96
5.2.	CONTROL DEL PROCESO.	96
5.2.1.	Instrumentación asociada a los extractores.	96
5.2.2.	Instrumentación asociada a los separadores.	97
5.2.3.	Instrumentación asociada a los tanques.	97
5.2.4.	Instrumentación asociada a los intercambiadores.	98
5.2.5.	Instrumentación asociada al condensador.	98
5.2.6.	Instrumentación asociada a las bombas.	98
5.2.7.	Instrumentación asociada a los compresores.	99
Capítulo 6: SEGURIDAD EN EL PROCESO.		100
6.1.	INTRODUCCIÓN.	100
6.2.	MANIPULACIÓN DE PRODUCTOS QUÍMICOS.	100
6.3.	MANIPULACIÓN DE FUENTES TÉRMICAS.	100
6.4.	MANIPULACIÓN DE FUENTES ELÉCTRICAS.	101
6.5.	PROTECCIÓN CONTRA INCENDIOS.	101
Capítulo 7: ESTUDIO DE IMPACTO AMBIENTAL.		102
Capítulo 8: BIBLIOGRAFÍA.		105

II. MEMORIA DE CÁLCULO.

Capítulo 1: CONSIDERACIONES PREVIAS A LOS CÁLCULOS.	109
Capítulo 2: CÁLCULO DE LOS EXTRACTORES.	110
2.1. INTRODUCCIÓN.	110
2.2. GENERALIDADES.	110
2.3. PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO.	110
2.4. ELECCIÓN DEL EQUIPO.	117
Capítulo 3: CÁLCULO DE LOS SEPARADORES.	118
3.1. INTRODUCCIÓN.	118
3.2. GENERALIDADES.	118
3.3. DISEÑO DEL SEPARADOR S-1.	118
3.3.1. Procedimiento de cálculo.	118
3.3.2. Elección del equipo.	125
3.4. DISEÑO DEL SEPARADOR S-2.	126
Capítulo 4: DIMENSIONAMIENTO DE LOS TANQUES.	127
4.1. INTRODUCCIÓN.	127
4.2. GENERALIDADES.	127
4.3. DISEÑO DEL TANQUE DE CODISOLVENTE.	127
4.3.1. Bases de diseño.	127
4.3.2. Proceso de cálculo.	129
4.3.3. Elección del equipo.	137
4.4. DISEÑO DEL TANQUE DE PROCESO.	138
4.4.1. Bases de diseño.	138
4.4.2. Proceso de cálculo.	139
4.4.3. Elección del equipo.	147
4.5. DISEÑO DEL PULMÓN DE RECUPERACIÓN.	148

Capítulo 5: CÁLCULO DE LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR.	150
5.1. INTRODUCCIÓN.	150
5.2. FUNDAMENTOS DE LA TRANFERENCIA DE CALOR.	150
5.2.1. Ecuaciones fundamentales.	150
5.2.2. Diferencia media de temperaturas.	151
5.2.3. Coeficiente global de transmisión de calor, U.	152
5.3. CAMBIOS DE FASE.	153
5.4. MÉTODO PARA EL DISEÑO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR.	153
5.5. DISEÑO DEL CAMBIADOR DE CALOR CC-1.	154
5.6.1. Bases de diseño.	154
5.6.2. Procedimiento de cálculo.	155
5.6.3. Resumen del equipo.	163
5.6. DISEÑO DEL CAMBIADOR DE CALOR CC-2.	165
5.6.1. Bases de diseño.	165
5.6.2. Procedimiento de cálculo.	166
5.6.3. Resumen del equipo.	173
5.7. DISEÑO DEL CAMBIADOR CC-3.	174
Capítulo 6: CÁLCULO DEL CONDENSADOR.	175
6.1. INTRODUCCIÓN.	175
6.2. FUNDAMENTOS DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR.	175
6.3. CÁLCULO DEL CONDENSADOR Cd-1.	179
6.3.1. Bases de diseño.	179
6.3.2. Procedimiento de cálculo.	180
6.3.3. Resumen del equipo.	194
Capítulo 7: CÁLCULO DE LAS TUBERÍAS.	196
7.1. INTRODUCCIÓN.	196
7.2. PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO.	196
7.3. RESUMEN DE LAS TUBERÍAS.	204

Capítulo 8: CÁLCULO DE LAS BOMBAS Y COMPRESORES.	208
8.1. INTRODUCCIÓN.	208
8.2. BOMBAS.	208
8.2.1. Generalidades.	208
8.2.2. Procedimiento de cálculo.	209
8.2.3. Elección de las bombas.	209
8.2.4. Cálculos para la bomba B-1.	210
8.2.5. Resumen de la bomba B-1.	221
8.2.6. Cálculos de la bomba B-2.	222
8.2.7. Resumen de la bomba B-2.	228
8.3. COMPRESORES.	229
8.2.1. Generalidades.	229
8.2.2. Procedimiento de cálculo.	229
8.2.3. Cálculos para los compresores.	230
8.2.4. Resumen de los compresores.	230

DOCUMENTO

1

MEMORIA

***I. MEMORIA
DESCRIPTIVA***

CAPÍTULO 1: DESCRIPCIÓN DEL PROYECTO.

El presente proyecto fin de carrera surge a raíz de la concesión, por la Junta de Andalucía, del proyecto de excelencia denominado "Dimensionamiento de una planta industrial multifuncional para la extracción supercrítica de materia prima agroalimentaria" (referencia interna: PAI05-TEP-00231) en la convocatoria 2005, al grupo de investigación "Análisis y Diseño de Procesos con Fluidos Supercríticos" del Departamento de Ingeniería Química, Tecnología de Alimentos y Tecnologías del Medio Ambiente de la Universidad de Cádiz.

En este sentido, cabe señalar que en la realización del proyecto se han utilizado datos e información basada en investigaciones llevadas a cabo por el mencionado grupo tanto a escala de laboratorio como de planta piloto, en la línea de procesos de extracción con fluidos supercríticos, cuyos resultados se encuentran publicados como trabajos de Tesis Doctoral o en artículos y otros pendientes de su publicación.

1.1. OBJETIVO DEL PROYECTO.

El objetivo que persigue este proyecto es el diseño de una planta de extracción con fluidos supercríticos capaz de procesar hollejo de uva tinta para la obtención de sustancias de interés comercial tales como colorantes y antioxidantes. La planta se sobredimensionará para que pueda ser utilizada para otro tipo de materias primas, incluyéndose elementos que permitan su multifuncionalidad.

1.2. ALCANCE.

La planta de extracción se dimensionará para que sea capaz de procesar aproximadamente entre 200 y 1500 kg/día de materia prima. El disolvente a utilizar serán dióxido de carbono a alta presión, con la posibilidad de adicionar codisolventes (agua y etanol).

1.3. UBICACIÓN.

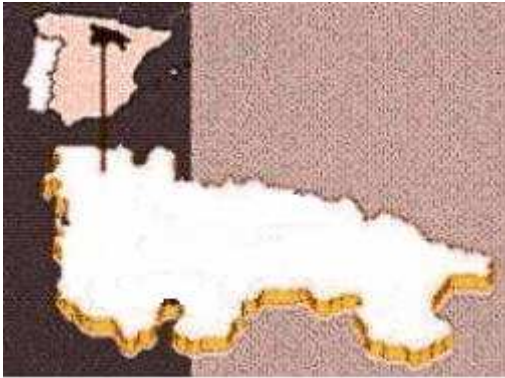


Figura 1.1. *La Rioja*.

Dada la multifuncionalidad que se quiere otorgar a la planta objeto del presente proyecto dentro de la industria agroalimentaria, la ubicación de la misma podría tener lugar en multitud de regiones. Su ubicación tendrá lugar en las proximidades de la región vitivinícola del Alto Ebro, entre las comunidades autónomas del País Vasco, La Rioja y Navarra, ya que la principal materia prima en este caso será el hollejo de uva tinta de la variedad tempranillo, como se justifica en el Capítulo 3 de la presente memoria.

Esta situación geográfica, enclavada en el Valle del Ebro, entre el río Ebro al Norte y las estribaciones de la Sierra de La Demanda al Sur, con influencias de los climas atlántico y mediterráneo, las condiciones climáticas y la constitución del suelo la convierten en una región privilegiada para el cultivo de la vid.

Además, la dualidad llano y montaña hace que en esta región haya una agricultura muy rica y variada, lo que facilitará la obtención de otras materias primas una vez terminada la temporada de explotación de la vid. No obstante, la recepción de otras materias primas también podrá venir de comunidades próximas.

1.4. JUSTIFICACIÓN DEL PROYECTO.

1.4.1. COLORANTES.

Los colorantes son sustancias de origen natural o artificial, que añadidas a otras les proporcionan, refuerzan o varían el color. Según la legislación española (BOE 22-1-96), los colorantes alimenticios son:

- aquellas sustancias que añaden o devuelven color a un alimento, e incluyen componentes naturales de sustancias alimenticias y otras fuentes naturales que no son normalmente consumidas como alimentos por sí mismos y no son habitualmente utilizados como ingredientes característicos en alimentación.
- los preparados obtenidos a partir de los alimentos y otras materias naturales obtenidas mediante extracción física o química, que ocasione una selección de los pigmentos que se usan como componentes nutritivos o aromáticos.

Los colorantes se añaden a los alimentos principalmente para: proporcionar un color uniforme, potenciar el color natural u ocultar algún defecto (salvo en casos muy leves, no se debe recurrir a los colorantes por esta última razón).

Los colorantes permitidos varían de un país a otro debido al diferente grado de desarrollo en los estudios de toxicidad y metodología seguida. Esto lleva aparejado la existencia de distintas listas de colorantes permitidos (o restringidos) para cada país.

La Comunidad Europea ha dictado normas muy estrictas con respecto a las listas de colorantes permitidos, grado de pureza y dosis máxima. En el ámbito internacional se observa una tendencia, cada vez mayor, a utilizar colorantes naturales, encabezada por los países escandinavos. Por consiguiente, cabe esperar que la importancia de los colorantes naturales siga aumentando en el futuro.

Por último, puede decirse que la tendencia actual aconseja en la elaboración de alimentos y bebidas, la utilización de colorantes naturales, puesto que resultan menos perjudiciales para la salud de los consumidores. Igualmente se recomienda a las industrias que utilicen colorantes naturales, y lo hagan saber a sus clientes como garantía de calidad del producto.

1.4.2. ANTOCIANOS.

El término antociano, derivado del griego *anthos* (flor) y *kyanos* (azul), era usado originalmente para describir la coloración azul del aciano o liebrequilla. Actualmente, con el término "*antocianos*" se hace referencia a uno de los grupos más importantes de pigmentos hidrosolubles de origen vegetal. Pertenecen a una amplia clase de compuestos fenólicos, denominados flavonoides (figura 1.2), con más de 4000 estructuras conocidas, de los que 240 corresponden a antocianos naturales diferentes.

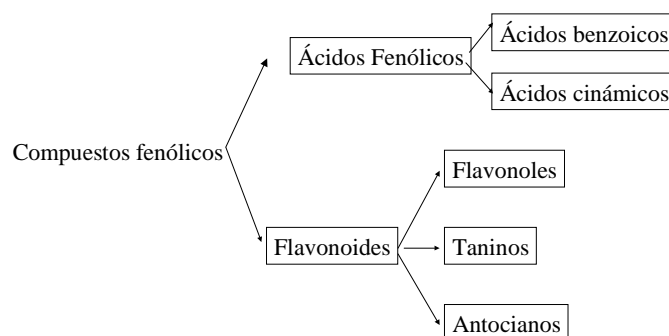


Figura 1.2. Clasificación de compuestos fenólicos.

Los antocianos son los principales responsables de la coloración naranja, rosa, escarlata, roja, malva, violeta y azul de los pétalos de flores, frutas, raíces y hojas de gran variedad de plantas. Estos pigmentos se acumulan en las vacuolas de las células del tejido epidermial y subepidermial, y concretamente, en unos orgánulos esféricos conocidos como *antocianoplastos*.

Desde hace ya varios años se viene estudiando la utilización de los antocianos como colorantes alimenticios debido a su gran disponibilidad. Aunque existen muchas fuentes de obtención de antocianos, la principal materia prima es la uva, cuya producción en el ámbito mundial es de más de 65 millones de toneladas métricas anuales. Aproximadamente, el 80% de la producción se destina a la elaboración de vinos, el 13% a uva de mesa y el resto en la fabricación de pasas, zumos y otros productos. La importante industria vitivinícola de algunos países como España, Italia y Francia, ha permitido disponer de grandes cantidades de hollejo de uva con altos contenidos de pigmentos antociánicos.

Durante el proceso de vinificación en tintos, sólo se extrae un tercio de los colorantes que contiene la uva, los dos tercios restantes permanecen en los orujos. El *orujo*, residuo de prensa de la uva, constituido por hollejos, semillas y raspones, y que representa más del 20% del peso de la uva tratada se aprovecha para la obtención de numerosos productos.

En la figura 1.3 se muestra un diagrama de bloques para la obtención de distintos productos a partir del orujo de uva tinta. De todos ellos, los antocianos son, probablemente, los productos de mayor valor económico.

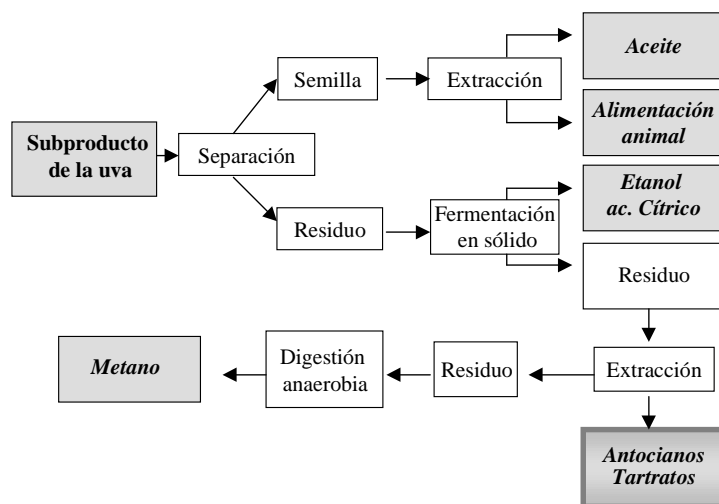


Figura 1.3. Diagrama de bloques para el aprovechamiento del orujo de uva tinta.

Además del interés que presentan por su color, recientes investigaciones atribuyen propiedades anti-tumorales, anti-cancerígenas y antioxidantes a los antocianos.

Se ha estudiado la actividad antioxidante de las sustancias fenólicas en el vino tinto, así como la de varios antocianos comparándola con la de otros antioxidantes y los resultados encontrados indican que estos pigmentos pueden jugar un papel importante en la prevención de la peroxidación de los lípidos de las membranas celulares, en sistemas vivos, generada por la acción de radicales de oxígeno activos.

Con respecto a las propiedades anti-tumorales y anti-cancerígenas, diversos investigadores han estudiado la evolución de células cancerígenas en extractos de uva tinta, y los experimentos realizados muestran que el crecimiento de dichas células, en presencia de antocianos se detiene a una velocidad incluso mayor que con otros compuestos.

Estas características, unidas a sus propiedades colorantes, hacen de los antocianos un aditivo muy atractivo para su uso en alimentación. No son perjudiciales para la salud humana, ya que los antocianos son metabolizados por la flora intestinal hasta dióxido de carbono y ácidos aromáticos, ninguno de ellos tóxico, y pueden aportar al producto características antioxidantes y anti-cancerígenas beneficiosas para la salud de los consumidores.

Numerosos países, como Canadá, Estados Unidos, Japón y la Comunidad Europea permiten el empleo de éste colorante en alimentación. Asimismo, los fabricantes lo recomiendan como aditivo en la elaboración de bebidas, mermeladas, caramelos, helados, productos de pastelería y confitería, e incluso en cosmética y productos farmacéuticos.

Existen varios métodos para la obtención de colorantes antociánicos: procesos de extracción a partir de orujo de uva tinta, producción mediante cultivo de células y mediante síntesis química.

En el presente proyecto se diseñará una planta de extracción con fluidos supercríticos capaz de procesar hollejo de uva tinta para la obtención de antocianos, utilizando como disolvente dióxido de carbono supercrítico y etanol como codisolvente.

1.4.3. ANTIOXIDANTES.

Los antioxidantes son un conjunto heterogéneo de sustancias formado por vitaminas, minerales, pigmentos naturales y otros compuestos vegetales y enzimas, que bloquean el efecto dañino de los radicales libres. El término antioxidante significa que se impide la oxidación perjudicial de otras sustancias químicas, ocasionada en las reacciones metabólicas o producida por los factores exógenos como las radiaciones ionizantes.

Los antioxidantes se usan en productos alimenticios que contienen aceites y grasas para prevenir o retardar el desarrollo de su degradación, puesto que la oxidación de los enlaces insaturados para formar peróxidos de hidrógeno pueden originar cambios en el color, olor y aroma que disminuyen la calidad del producto.

Sin embargo, el uso de antioxidantes sintéticos en la industria de la alimentación está severamente restringido. Existe pues una importante tendencia en la industria alimentaria al uso de antioxidantes naturales. Es por ello, que se está prestando una especial atención al estudio de nuevos procesos dirigidos a la obtención de ingredientes como los antioxidantes, para utilizarlos en la industria de la alimentación, usando disolventes seguros y sanos y procesos de buena elaboración.

Una importante contribución a la consecución de estos objetivos es la introducción de las técnicas de extracción con fluidos supercríticos como una alternativa a los procedimientos convencionales como la extracción líquido-sólido, destilación al vapor y molecular.

La planta de extracción supercrítica que se diseñará en el presente proyecto se sobredimensionará para lograr su multifuncionalidad y atender a demandas tan importantes como el mercado de los antioxidantes naturales, que pueden extraerse del hollejo de uva, el romero, el orégano, el tomillo, etc.

1.5. NORMAS Y REFERENCIAS.

A continuación se cita de forma general la normativa aplicable en la realización del presente Proyecto:

- RD 2667/1998, de 11 de Diciembre, por el que se regulan los disolventes de extracción utilizados en la elaboración de productos alimenticios y sus ingredientes.
- RD 485/2001, de 4 de Mayo, por el que se aprueba la lista positiva de aditivos colorantes autorizados para su uso en la elaboración de productos alimenticios, así como sus condiciones de utilización.
- RD 769/1999, de 7 de Mayo de 1999, que dicta las disposiciones de aplicación de la Directiva del Parlamento Europeo y del Consejo, 97/23/CE , relativa a los equipos a presión.
- RD 379/2001, de 6 de Abril, por el que se aprueba el Reglamento de almacenamiento de productos químicos y sus instrucciones técnicas complementarias.
- RD 1829/1995, de 10 de Noviembre, por el que se aprueba la Norma Básica de Edificación NBE EA-95 "Estructuras de Acero en Edificación"
- Ley 7/1994, de 18 de Mayo, de Protección Ambiental.
- RD 1131/98, de 30 de Septiembre, por el que se regula el Estudio de Impacto Ambiental.
- Ley 31/1995, de 8 de Noviembre, de prevención de riesgos laborales.
- RD 2267/2004, de 3 de Diciembre, por el que se aprueba el Reglamento de seguridad contra incendios en los establecimientos industriales.

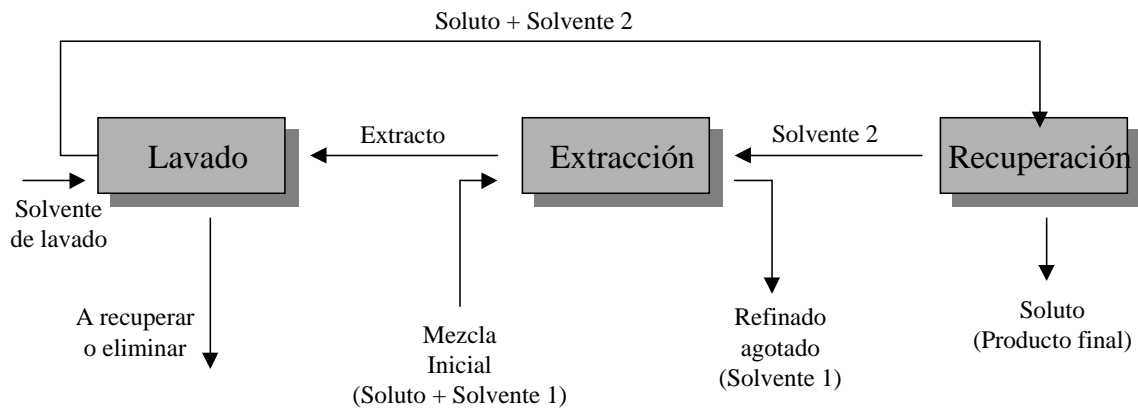
CAPÍTULO 2: PROCESOS DE EXTRACCIÓN DE SÓLIDOS. **MODELIZACIÓN Y SIMULACIÓN.**

2.1. INTRODUCCIÓN.

Se puede definir la extracción como una operación unitaria de transferencia de materia basada en la disolución de uno o varios de los componentes de una mezcla (líquida o que formen parte de un sólido) en un disolvente selectivo.

La extracción es una técnica en la que juega un papel fundamental la transferencia de materia entre las diversas fases presentes. Por consiguiente, el rendimiento de la operación está fuertemente influenciado por el contacto íntimo entre fases (buena agitación, tiempos de contacto adecuados, etc.).

El esquema general de un proceso de extracción se indica en la figura 2.1. El líquido o sólido que contiene las sustancias a extraer se pone en contacto con el disolvente elegido, se produce la transferencia de materia y resultan dos corrientes que se separan entre sí mediante algún procedimiento sencillo (decantación, filtración, etc.); una de ellas, denominada "extracto", está constituida por los solutos disueltos en el nuevo disolvente; la otra, "refinado", está formada por el sólido o líquido ya agotado. El extracto, generalmente, se somete a otra operación en la que se recupera el disolvente (que se recicla de nuevo al proceso), y de la que se obtiene una corriente final en la que están contenidos los productos extraídos inicialmente, ya sea en estado puro o disueltos en otro disolvente.



Nota: Solvente 1 = líquido o sólido

Figura 2.1. *Diagrama general de extracción.*

Los principales factores que intervienen en un proceso de extracción son los siguientes:

- La naturaleza de solutos y disolventes, que es, lógicamente, el factor que más influye. La selección del disolvente más adecuado se realiza en función de las características del producto a extraer y de la matriz en el que está contenido, según los criterios que se mencionan más adelante.
- El contacto íntimo entre las fases para favorecer la transferencia de materia, ya sea con una buena agitación o reduciendo el tamaño de los sólidos.
- La presencia de impurezas puede alterar significativamente el proceso de extracción. En la mayoría de los casos, su efecto es negativo, debido a la disminución de la selectividad del solvente, co-extracción con el producto principal, formación de emulsiones, etc.
- La temperatura, que puede influir positiva o negativamente según el sistema a tratar.
- Otras variables que influyen activamente en los sistemas de extracción son: pH, materia orgánica en suspensión, presencia de sales disueltas, etc.

De todas ellas, la elección del disolvente es de relevante importancia a la hora de optimizar el proceso de extracción. Por tanto, resulta conveniente elegir el disolvente más adecuado basándose, entre otras, en las siguientes consideraciones:

- Debe ser selectivo frente al soluto, es decir, disolver la menor cantidad posible de otras sustancias indeseables que acompañen a aquél.
- Ha de poseer una elevada "capacidad de carga" frente al soluto a extraer; debe, pues, disolver la mayor cantidad posible de éste.
- Ha de ser fácilmente recuperable y reciclable, con mínimas posibilidades de degradación tras un uso continuado. Debe separarse fácilmente de la corriente de refinado en la que tendrá una solubilidad prácticamente nula.
- Desde el punto de vista de la seguridad industrial, su manejo debe plantear los menos problemas posibles en cuanto a inflamabilidad, toxicidad, etc. Su contenido residual en el producto final debe cumplir las especificaciones requeridas, que en materia de alimentación suelen ser muy duras y exigentes.

En la actualidad, existen bastantes procesos de extracción con aplicación industrial en alimentación, así como otros en fase de estudio y desarrollo. En algunos de ellos, la técnica se aplica para extraer productos con valor comercial; en otros, el objetivo consiste en eliminar residuos indeseables.

Los procesos de extracción en alimentación presentan, además de las características generales mencionadas con anterioridad, una serie de peculiaridades que resulta interesante destacar:

- Se suelen aplicar a moléculas de gran tamaño, lo que plantea problemas a la hora de encontrar un disolvente adecuado.
- Los compuestos de interés están mezclados con otros subproductos de naturaleza muy similar, lo que complica la elección del disolvente más selectivo.
- Los dos aspectos anteriores revelan una elevada complejidad en el análisis de las muestras, que conlleva un amplio estudio para encontrar el método analítico adecuado.
- Las legislaciones son cada vez más restrictivas en las especificaciones y pureza de productos destinados al consumo humano; esto implica la eliminación prácticamente total del disolvente residual.
- Son procesos diseñados para tratar sustancias termolábiles, ya que casi siempre se trabaja a temperatura ambiente o relativamente baja ($<100^{\circ}\text{C}$) con buenos resultados.

2.2. LA EXTRACCIÓN SUPERCRÍTICA.

2.2.1. FUNDAMENTOS.

Cuando un fluido se somete a condiciones por encima de su presión y temperatura críticas, se encuentra en su estado SUPERCRÍTICO.

En este estado, la línea de separación de fases líquido-gas se interrumpe. Esto implica la formación de una sola fase (figura 2.2) en la que el fluido tiene propiedades intermedias entre las de un líquido y las de un gas: así pues, mientras se mantiene una gran difusividad (propia de los gases), se consigue una alta densidad (cercana a la de los líquidos).

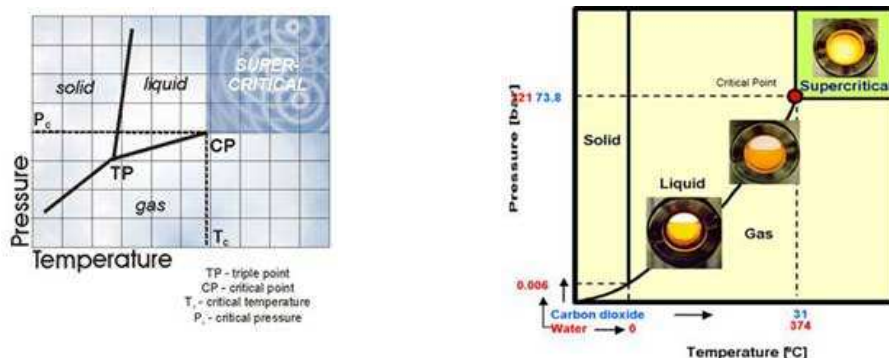


Figura 2.2. a) Diagrama de fases. b) Compresión de un fluido. Al sobrepasar el punto crítico el menisco desaparece y se crea una sola fase.

Propiedad	Gas	FSC	Líquido
Densidad (kg/m ³)	1	100-800	1000
Viscosidad (cP)	0.01	0.05-0.1	0.5-1.0
Difusividad (mm ² /s)	1-10	0.01-0.1	0.001

Tabla 2.1. Valores típicos para los fluidos supercríticos (FSC).

Una peculiaridad que presentan los FSC es que en general, la variación del poder disolvente puede ser semejante a la de la densidad del disolvente en la región supercrítica.

En la figura 2.3 se representa la variación de la densidad reducida (ρ_r) de una sustancia pura con la presión y temperatura reducidas (P_r y T_r), definidas como la relación entre el valor real de la magnitud y su valor crítico. En dicha gráfica se observa que para temperaturas reducidas comprendidas entre 0,9 y 1,2 y presiones reducidas superiores a la unidad, la densidad reducida de la sustancia varía desde valores bajos propios de los gases hasta valores altos semejantes a líquidos, sin que se produzca ningún cambio de fase. En la zona de densidades altas es donde un fluido supercrítico actúa como un disolvente líquido.

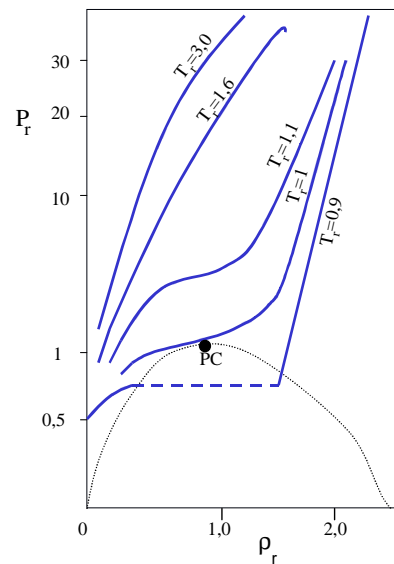


Figura 2.3. Variación de la densidad reducida, ρ_r , con la presión reducida, P_r , y la temperatura reducida, T_r . (Ely, 1983)

Esta característica confiere a los fluidos supercríticos un gran potencial de cara a su aplicación industrial, debido a las ventajas que presentan como disolvente.

Así, una elección acertada de las condiciones de presión y temperatura permite obtener una adecuada capacidad solubilizadora del FSC, que lo convierte en un disolvente idóneo para los procesos de extracción.

La extracción con fluidos supercríticos (en adelante ESC) es una operación de transferencia de materia efectuada en condiciones de presión y temperatura superiores a las críticas del disolvente, es decir, utilizando fluidos supercríticos como disolventes.

Las ventajas que hacen de la ESC una operación de alta eficacia y competitiva con los procesos de extracción convencionales con disolvente líquidos, pueden resumirse en los siguientes puntos:

- La ESC es un proceso más rápido. Las limitaciones de la transferencia de masa determinan la velocidad a la que una extracción se puede realizar. La alta difusividad y baja viscosidad de los FSC en relación con los disolventes líquidos hacen que presenten propiedades de transferencia mucho más ventajosas. Una ESC puede completarse en el orden de minutos, mientras que la extracción convencional con líquidos necesita varias horas, e incluso días.
- El poder disolvente de un FSC puede ser controlado fácilmente. En general, los disolventes líquidos presentan un poder disolvente constante, pero el poder disolvente de un FSC depende de la presión y temperatura utilizadas en la extracción. Se puede decir que a bajas presiones se favorece la extracción de las sustancias más afines en polaridad con el disolvente y a altas presiones las menos afines. Este hecho permite optimizar el proceso de extracción de un determinado componente cambiando, simplemente, la presión y/ o la temperatura.
- Gran cantidad de FSC son gases en condiciones ambientales. Los extractos obtenidos con disolventes líquidos necesitan de una etapa posterior de concentración para la recuperación del disolvente. Dicha etapa consume tiempo, dinero y puede hacer que se pierdan compuestos volátiles del producto extraído. En cambio, el hecho de que muchos FSC sean gases en condiciones ambientales simplifica enormemente el proceso de extracción y facilita la conexión directa con técnicas cromatográficas. Simplemente es necesario disminuir las condiciones de presión y temperatura para que el FSC pase a estado gaseoso y se separe del soluto extraído.
- Otras ventajas a tener en cuenta de los FSC es que algunos son inertes, puros, no tóxicos, baratos..., y si además presentan una T_c baja se pueden extraer sustancias termolábiles. Asimismo se puede evitar la generación de residuos líquidos, la exposición de los solutos a disolventes tóxicos, etc.

El FSC más utilizado en la ESC es sin duda el CO₂. El hecho de que presente valores relativamente bajos de T_c y P_c, baja toxicidad y reactividad y una alta pureza a muy bajo coste, lo convierten en el disolvente por excelencia. En términos generales, el CO₂ es un buen disolvente para sustancias no polares; razonablemente adecuado para especies moderadamente polares, pero poco recomendable para la extracción de compuestos polares. Para aumentar su poder disolvente, se suele añadir un pequeño porcentaje de una sustancia modificadora de la polaridad, que aumenta enormemente el rendimiento del proceso de extracción de sustancias polares.

Fluido	Temperatura Crítica [°C]	Presión Crítica [bar]	Densidad Crítica [kg/m ³]
Etileno	9.3	50.4	220
Xenón	16.6	58.4	120
Dióxido de Carbono	31.1	73.8	470
Etano	32.2	48.8	200
Óxido Nitroso	36.5	71.7	450
Propano	96.7	42.5	220
Amoníaco	132.5	112.8	240
I-Propanol	235.2	47.6	270
Metanol	239.5	81.0	270
Agua	374.2	220.5	320
Tolueno	318.6	41.1	290

Tabla 2.2. *Propiedades críticas de diferentes fluidos. El CO₂ y el H₂O son sin duda los más estudiados.*

2.2.2. EQUIPOS.

En general, como puede apreciarse en la figura 2.4, una planta de ESC está constituida por los siguientes elementos:

- Un extractor, capaz de resistir las elevadas presiones de operación.
- Un separador, en el que se pueden modificar adecuadamente las condiciones de operación para recuperar el disolvente y el extracto correspondiente.
- Un compresor y varios cambiadores de calor, para modificar las condiciones de presión y temperatura de operación.
- Válvulas y bombas, para la regulación de los fluidos.

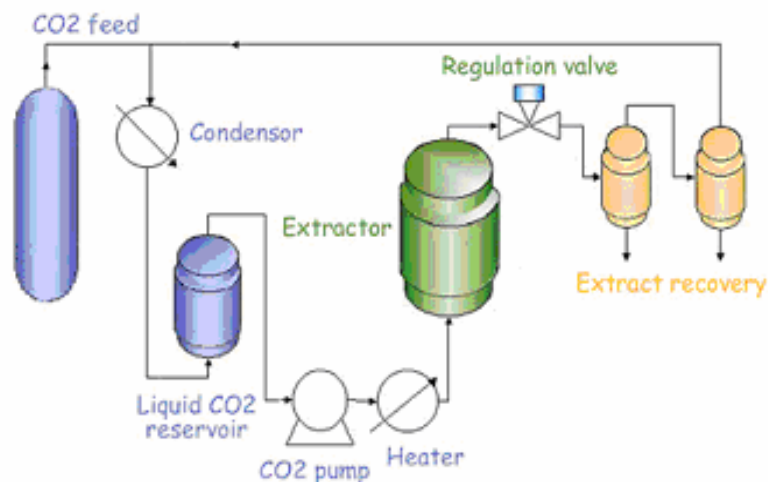


Figura 2.4. Esquema general de una instalación para la ESC por cargas.

Normalmente, las plantas de ESC operan de dos maneras: por cargas (en discontinuo o semicontinuo) o con sistemas de flujo (en continuo). Cada una de estas formas de operar tiene sus ventajas y sus problemas específicos.

La extracción por cargas se lleva a cabo en extractores de forma cilíndrica, de acero pulido, con refuerzos alrededor de los mismos. Las tapaderas, superior e inferior, suelen tener las mismas dimensiones y estar provistas de un cierre hermético integrado y de cerradura de acción rápida; además, han de tener una mordaza de seguridad para mantenerlas en posición cuando aumenta la presión.

El principal inconveniente de este tipo de proceso es que al tener que comprimir y descomprimir sucesivamente durante las operaciones de carga y descarga, se produce una gran pérdida de energía. Para evitarlo, se propone la utilización de extractores conectados en serie y en forma de cascada, de forma que la presión de un extractor se aprovecha en el siguiente y se minimicen las pérdidas de presión (figura 2.5).

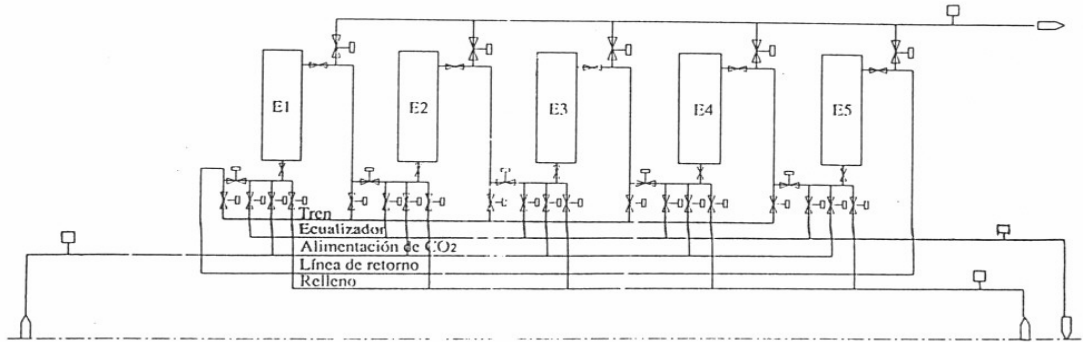


Figura 2.5. Sistema de extractores múltiples en cascada para minimizar las pérdidas de presión durante el proceso de carga y descarga en la ESC.

2.2.3. APLICACIONES.

Aunque la primera referencia acerca de un FSC data del año 1822, no fue hasta la década de los 50 cuando empezó a pensarse en su aplicación industrial, a raíz de los estudios realizados en el instituto alemán Max Planck. Concretamente, fueron Zosel y col. (1976) quienes describieron por primera vez, el uso del CO₂ en condiciones supercríticas como disolvente alternativo al cloruro de metilo, prohibido por la legislación, para la extracción de la cafeína. Posteriormente, el instituto de Max Planck traspasó los derechos de explotación de la patente para la descafeinización del café con CO₂ supercrítico a la compañía Hag AG Corporation, que comenzó a construir su primera planta de descafeinización a escala industrial en 1976, iniciando la producción en 1978.

En tabla 2.3 aparecen algunas aplicaciones industriales de la ESC en los Estados Unidos, Europa y Asia. En todas ellas se utiliza el CO₂ supercrítico como disolvente.

Año	Empresa	Materiales procesados
1982	SKW/Trotsberg	Lúpulo
1984	Fuji Flavor Co. Bath & Co. Natural Care Byproducts	Tabaco Lúpulo Lúpulo, Pimiento rojo
1986	SKW/Trotsberg Fuji Flavor CEA	Lúpulo Tabaco Aromas, Prod. Farmaceuticos
1987	Barth & Co. Messer Griesheim	Lúpulo Varios
1988	Nippon Takeda Cal- Pfizer	Tabaco Residuos de acetona de antibióticos Aromas
1989	Clean Harbors Enskon, Inc.	Aguas residuales Residuos sólidos
1990	Jacobs Suchard Raps & Co. Pitt-Des Moines	Café Especies Lúpulo
1991	Texaco	Residuos de refinería
1993	Agrisana Bioland U.S. Air Force	Productos farmacológicos de plantas Hueso Componentes aéreos
1994	AT&T	Cables de fibra óptica

Tabla 2.3. Algunas aplicaciones industriales de la ESC.

Hoy en día, las aplicaciones industriales de la ESC se pueden dividir en los siguientes campos:

- Procesado de polímeros. La capacidad de modificar el poder disolvente de los FSC simplemente variando la presión de trabajo permite realizar la separación de oligómeros, isómeros, etc. El centro alemán de investigaciones textiles utiliza el CO₂, en vez de agua, para teñir fibras poliméricas como poliéster, nylon, etc., de esta forma, se reducen las etapas del proceso, ya que se eliminan las de tratamiento de la misma y secado, lo que supone un ahorro energético que oscila entre el 25 y 60%.
- Sector farmacéutico. En esta industria, la principal aplicación de la ESC es la obtención de drogas y extractos de hierbas medicinales, así como la recuperación de determinados ácidos grasos. Otras aplicaciones de interés farmacológico son la reducción de tamaño de partícula utilizando el CO₂ como anti-disolvente; el uso de la cromatografía utilizando un FSC como fase móvil, cromatografía supercrítica (CSC), para la identificación de compuestos farmacológicos y la extracción de antibióticos de sus caldos de fermentación.
- Sector medioambiental. En este campo se utiliza agua como medio de reacción para la oxidación de compuestos orgánicos presentes en aguas residuales. La oxidación en agua supercrítica (OASC) es una técnica innovadora en el tratamiento de vertidos de alta carga orgánica y ha demostrado su enorme eficacia en el tratamiento de residuos industriales tales como aguas de sentina y aceites de corte. Otras aplicaciones son la extracción de sustancias para el análisis de suelos y extracción de compuestos contaminantes de matrices sólidas.
- Sector energético. La crisis de los años 70 obligó a desarrollar y explotar nuevas fuentes de energía que sirvieran de alternativa a las tradicionales (gas natural y petróleo), y a optimizar los recursos energéticos. Entre las aplicaciones más destacadas figuran el desasfaltado de las fracciones pesadas del petróleo, extracción supercrítica del carbón, eliminación de cenizas y otros contaminantes de los disolventes, extracción de pizarras bituminosas, etc.
- Utilización de los fluidos supercríticos como medio de reacción o como reactivos. Los FSC son buenos medios de reacción por varias razones, entre las que se encuentran las altas velocidades de difusión (que beneficia a las reacciones controladas por la difusión), y la posibilidad de controlar los efectos de solvatación facilitando la distribución de productos. Las aplicaciones más interesantes en este campo son la ya nombrada OASC, y la utilización del CO₂ supercrítico como medio de reacciones enzimáticas. Respecto a la utilización de los FSC como reactivos, los resultados no son muy satisfactorios. Únicamente la síntesis de ciclohexano utilizando 3-hexina

en CO₂ supercrítico y la síntesis de ácido fórmico en una mezcla supercrítica de CO₂ e hidrógeno con rutenio como catalizador presentan resultados razonables.

- **Sector alimentario.** Es en el campo alimentario donde, quizás la ESC está teniendo mayor impacto. El hecho de que los productos derivados de este sector se destinen al consumo humano, hace necesaria la eliminación de la práctica totalidad de los disolventes, y por consiguiente la utilización del CO₂ supercrítico presenta grandes ventajas. En la figura 2.6 se observa cómo los subsectores alimentarios que tienen un mayor peso específico, desde el punto de vista de la aplicación de esta técnica, son los de aceites y grasas, tanto de origen animal como vegetal, especialmente este último; y el de aditivos, entendiéndose como tales aceites esenciales, aromas, especias y colorantes.

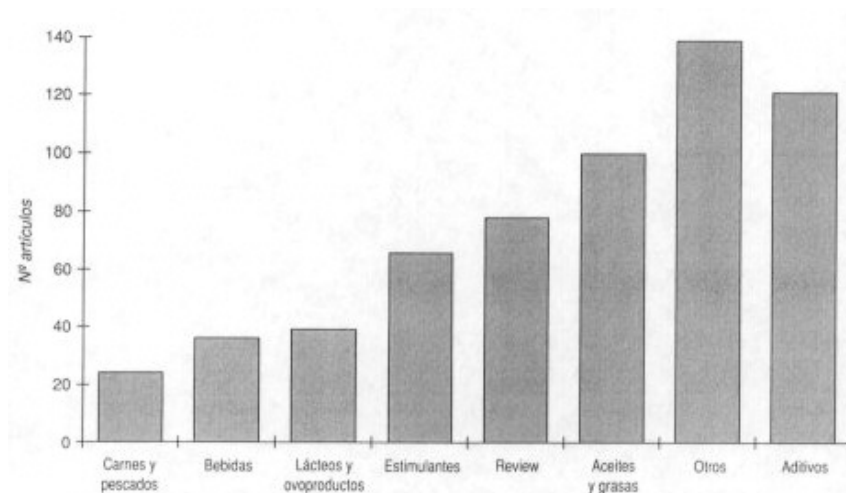


Figura 2.6. *Peso específico de distintos subsectores agroalimentarios, en relación con la aplicación de los fluidos supercríticos.*

2.3. LA ESC CON CODISOLVENTES.

2.3.1. INTRODUCCIÓN.

Se denomina codisolvente o modificador a un disolvente que se añade en pequeña proporción a un disolvente primario, generalmente en condiciones supercríticas, y que modifica la solubilidad de un soluto en el mismo. El efecto modificador de un codisolvente se caracteriza por un marcado incremento tanto del poder disolvente como de la selectividad.

Así, una pequeña cantidad de codisolvente añadida al CO₂ puede producir un sistema disolvente más polar, que se mantenga en condiciones supercríticas pero con la posibilidad de variar su polaridad. En general, cuando se añade un 3,5% molar de codisolventes polares a sistemas que forman enlaces de hidrógeno fuertes, las solubilidades se ven incrementadas en un factor de 3 a 7.

Otra ventaja de utilizar codisolventes en la extracción con fluidos supercríticos es que se puede operar a presiones más bajas manteniendo el rendimiento de la extracción.

2.3.2. ACTUACIÓN DEL CODISOLVENTE.

La variación de la solubilidad que experimenta un disolvente cuando contiene una cierta cantidad de codisolvente depende de las propiedades químicas de ambos. Las propiedades disolventes de una mezcla supercrítica polar y no polar multicomponente pueden explicarse por la existencia de fenómenos de dispersión, momentos dipolares e interacciones del tipo ácido-base. De esta forma, una mezcla disolvente supercrítico + codisolvente puede ser altamente selectiva para ciertos solutos según la naturaleza de las fuerzas polares, enlaces de hidrógeno u otras fuerzas químicas específicas.

Por otro lado, el mecanismo de actuación del codisolvente también depende, en cada caso, del tipo de matriz de la muestra y de cómo se estructura el soluto en la misma. El codisolvente puede influir de las cuatro maneras que se muestran de forma esquemática en la figura 2.7:

- Variando la solubilidad del soluto en el fluido supercrítico como consecuencia de la interacción del modificador con el soluto en la fase fluida.
- Facilitando la desorción del soluto. En este caso la interacción predominante puede producirse con el soluto enlazado a la matriz o con los centros activos de la misma.
- Facilitando la difusión del soluto dentro de la matriz. En estos casos se puede relacionar la extracción con el porcentaje de hinchamiento del material. La difusión del soluto, así como la penetración del fluido, se ven facilitadas cuando el modificador produce un hinchamiento de la matriz.
- Dificultando la difusión del soluto dentro de la matriz por contracción de la misma, lo que supone una disminución del rendimiento.

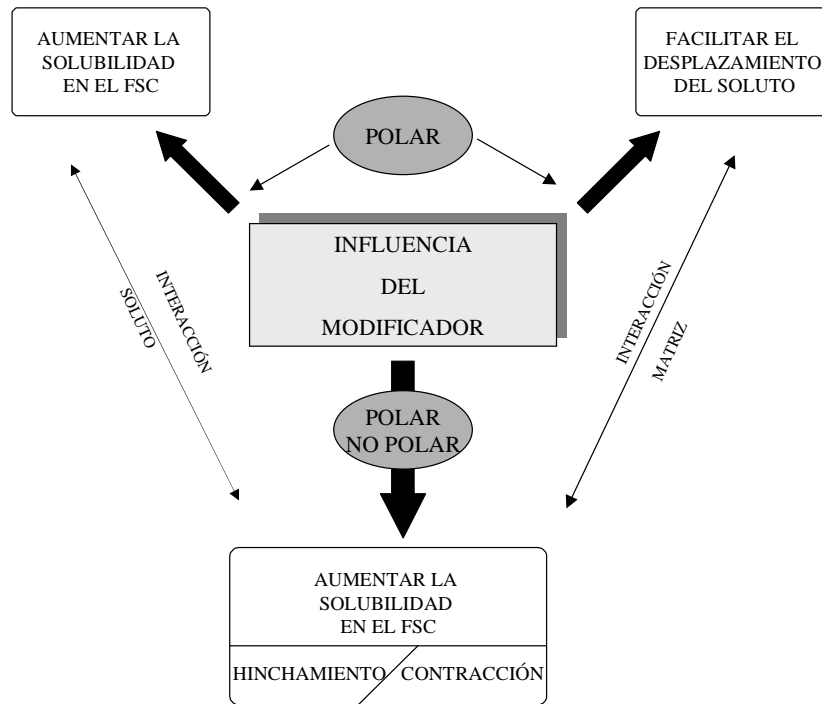


Figura 2.7. Esquema de los aspectos de la EFS en los que ejerce su influencia el modificador.

Las dos primeras formas de actuar están relacionadas con el uso de codisolventes polares. Los efectos sobre la matriz en los dos últimos casos pueden presentarse usando tanto modificadores polares como no polares.

2.3.3. FORMAS DE OPERAR CON CODISOLVENTES.

La adición del codisolvente puede llevarse a cabo de forma estática o dinámica.

El método más simple es la adición estática. Esta técnica consiste en añadir un volumen determinado de codisolvente directamente a la muestra en el extractor antes de la extracción. Aunque resulta más sencillo y económico, presenta la desventaja de que una vez que el fluido supercrítico comienza a circular a través de la muestra, el codisolvente va saliendo del extractor y la matriz deja de estar en contacto con el fluido supercrítico modificado. Por tanto, durante el transcurso de la extracción, la concentración del codisolvente en el CO_2 va disminuyendo, por lo que su efecto sobre la solubilidad del soluto disminuirá con el tiempo.

Las técnicas de adición dinámica del codisolvente no presentan este problema, ya que el codisolvente pasa continuamente a través de la muestra. Para llevar a cabo la adición dinámica del codisolvente se utilizan diversos métodos. Unos, emplean depósitos con fluidos mezclados previamente; y otros, llevan a cabo la mezcla del codisolvente en el sistema de bombeo, ya sea adicionándolo líquido

dentro de una bomba jeringa o empleando un sistema de dos bombas, una que suministre el fluido supercrítico y la otra una cantidad dada de codisolvente. Este último método es el que presenta una mayor flexibilidad en la preparación de la mezcla, menor coste del fluido supercrítico y, al mismo tiempo, se evita la posible separación del mismo y del codisolvente que puede tener lugar en el método de los depósitos.

Cuando la adición se realiza de forma dinámica, es interesante dejar la muestra en contacto con el modificador durante un cierto tiempo (tiempo de imbibición) o bien, llevar a cabo una extracción estática previa, en presencia del modificador, para que éste pueda desplazar al soluto en los sitios activos de la matriz, o para que produzca el hinchamiento de ésta.

En el presente proyecto se adicionará el codisolvente de forma dinámica mediante bombas.

2.3.4. ELECCIÓN DEL CODISOLVENTE.

A la hora de elegir el codisolvente apropiado es necesario estudiar el diagrama de fases codisolvente-fluido para asegurar la presencia de una sola fase.

Una forma de simplificar la elección del codisolvente consiste en centrar el estudio en las interacciones existentes y en las etapas del proceso. La manera de poder conocer dichas interacciones es mediante el estudio de sistemas líquidos convencionales que pueda proporcionar una idea acerca del codisolvente a elegir.

Además, hay que tener en cuenta la etapa de recuperación de disolvente y de purificación del soluto obtenido. Cabe resaltar que, mientras que en la extracción con CO₂ supercrítico desaparece la etapa de recuperación del disolvente, la adición de un modificador, vuelve a incluir esta etapa en el proceso, haciendo necesario su estudio. En general, esta recuperación puede realizarse de varias formas: aumentando la temperatura, disminuyendo la presión, cambiando la composición, o una combinación de dichas variables. Sin embargo, para la optimización del proceso, resulta necesario el estudio de los equilibrios de fase de los sistemas ternarios soluto-codisolvente-FSC.

Los disolventes orgánicos comúnmente empleados para modificar el CO₂ supercrítico se recogen en la tabla 2.4.

Codisolventes más utilizados con CO ₂ supercrítico
Metanol
Etanol
Propanol
Tetrahidrofurano
Acetonitrilo
Ácido Fórmico
Acetona
Tolueno
Cloruro de metileno
Hexano
Agua

Tabla 2.4. *Codisolventes más utilizados con CO₂ supercrítico.*

En relación a la extracción de antocianos, en el presente proyecto se desarrollará la extracción supercrítica con una pequeña proporción de etanol que mejorará la eficacia del proceso de extracción.

2.4. MODELO DE TRANSFERENCIA DE MATERIA PARA ESC.

Existen en la bibliografía varios intentos de modelizar la ESC. Los mejores resultados se han conseguido en la modelización del proceso de extracción de semillas, considerando un lecho fijo y realizando un balance al soluto en la fase supercrítica y en la fase sólida (Bulley y col., 1984; Schaeffer y col., 1989). Dichos balances están asociados con la relación de equilibrio para evaluar el coeficiente de transferencia de materia del proceso de extracción. Esta aproximación puede ser adoptada cuando el equilibrio de solubilidad o la difusión externa son las etapas limitantes.

Cuando la difusión intraparticular o interna controla el proceso de transferencia de masa resulta más adecuado comenzar estudiando dicho proceso entre una partícula y el disolvente supercrítico y posteriormente, extender el resultado a todo el lecho. Aunque las partículas vegetales no se ajustan a esta hipótesis, Reverchon y col. (1993) han elaborado un modelo simplificado

suponiendo un lecho formado por partículas esféricas del mismo tamaño y forma. Bartle y col. (1990) también han utilizado una aproximación similar y, además, han considerado que la resistencia a la transferencia de materia en el lado del fluido es nula.

El proceso de extracción a una partícula supone las siguientes etapas en serie: (1) difusión del disolvente a través de la película que rodea a la partícula, (2) penetración del disolvente y difusión en la partícula, (3) solubilización del soluto, (4) difusión del soluto a través del sólido, (5) y difusión del soluto a través de la película que rodea a la partícula.

En las etapas 2 y 4 se supone que existe difusión equimolar en contracorriente y debido a la escasez de datos cinéticos, dichas etapas se consideran conjuntamente definiendo una difusión global. De forma similar, las etapas 1 y 5 han sido representadas como una difusividad sólido-FSC global. Otras consideraciones a tener en cuenta son las siguientes:

- El diámetro de la partícula es el correspondiente al diámetro medio de la muestra.
- La extracción del soluto y demás compuestos se realiza en paralelo y no interaccionan entre sí.
- La difusividad de los compuestos extraídos es independiente del radio de partícula.
- La familia de solutos extraídos se considera como un único compuesto.

MODELO DE TRANSFERENCIA DE MATERIA APLICADO A UNA PARTÍCULA PLANA.

El balance de materia a través de la superficie de una partícula plana, aplicando la primera ley de Fick, para el caso de densidad y difusividad constante en el sólido y utilizando las coordenadas cartesianas (x, y, z) es de la forma:

$$N = -D_m \cdot \left(\left(\frac{\partial C_{ix}}{\partial x} \right) + \left(\frac{\partial C_{iy}}{\partial y} \right) + \left(\frac{\partial C_{iz}}{\partial z} \right) \right) \quad [2.1]$$

donde $N = N(t)$ es el flujo de materia por unidad de área, C_{ix} , C_{iy} y C_{iz} las concentraciones adimensionales, dependientes del tiempo de extracción, para las coordenadas x , y y z , respectivamente, y D_m la difusividad en la matriz sólida.

Si la densidad de flujo molar es unidireccional, es decir, la concentración del componente i es, independiente de las coordenadas y y z , la ecuación [2.1] se simplifica, quedando del siguiente modo:

$$N = -D_m \cdot \frac{\partial C}{\partial x} \quad [2.2]$$

Por otro lado, la ecuación de transporte en la superficie externa viene dado por:

$$N_i = k_{ei} \cdot (c_i - c_{if}) \quad [2.3]$$

donde c_i es la concentración del componente i en la superficie de la partícula, c_{if} es la concentración del componente i en la fase supercrítica, y k_{ei} es el coeficiente individual de transferencia de materia de la partícula en la fase supercrítica.

Procediendo de forma análoga a como se hace en la transmisión de calor (Mills, 1999) es posible obtener una expresión que proporciona el perfil de concentración en función del tiempo de extracción y la posición intraparticular, de la forma:

$$X(t, r) = \frac{C - C_f}{C_0 - C_f} = \sum_k \frac{2 \operatorname{sen} \beta_k}{\beta_k + \operatorname{sen} \beta_k \cos \beta_k} \cdot \cos\left(\beta_k \frac{x}{L}\right) \cdot \exp\left[-\left(\frac{\beta_k}{L}\right)^2 \cdot D_m \cdot t\right] \quad [2.4]$$

donde los valores de β_k son las k soluciones de la ecuación trascendental:

$$\cot \beta_k = \frac{\beta_k}{k_e \cdot \frac{L}{D_m}} \quad [2.5]$$

La expresión final de la densidad de flujo molar se obtiene despejando la concentración de la expresión [2.4] y sustituyéndola en la ecuación [2.2], para el caso de $x=L$:

$$N = \frac{D_m}{L} \cdot (C_0 - C_f) \cdot \sum_k \frac{2 \beta_k \operatorname{sen}^2 \beta_k}{\beta_k + \operatorname{sen} \beta_k \cos \beta_k} \cdot \exp\left[-\left(\frac{\beta_k}{L}\right)^2 \cdot D_m \cdot t\right] \quad [2.6]$$

donde L es el espesor de la partícula.

Para el cálculo del parámetro β_{ki} es necesario conocer los términos k_{ei} y D_{mi} . Por un lado, D_{mi} se utiliza como parámetro de ajuste del modelo, de forma que se obtenga el mejor ajuste con los datos experimentales. Por otro, el valor del coeficiente de transferencia de masa externo, k_{ei} , puede calcularse a partir de correlaciones semiempíricas que relacionan la transferencia de materia con otros parámetros del proceso mediante números adimensionales. Para la transferencia de materia sólido-fluido en un extractor supercrítico se utilizará la relación propuesta por Tan y col. (1988):

$$Sh = 0,38 \cdot Re^{0,83} \cdot Sc^{1/3} \quad [2.7]$$

siendo Re , Sh y Sc los números de Reynold, Sherwood y Schmidt, respectivamente.

Si se conoce el valor de la difusividad externa, el valor del coeficiente de transferencia de materia externo puede calcularse utilizando la definición del número de Sherwood:

$$Sh = \frac{L \cdot k_{ei}}{D_{ei}} \quad [2.8]$$

La relación [2.7], junto con la solución particular obtenida de la ecuación [2.6], permite el cálculo cuantitativo del proceso de extracción del componente i de una partícula frente al tiempo de extracción.

La extensión de los resultados del modelo a todo el lecho de partículas puede realizarse suponiendo que todas las partículas se comportan del mismo modo. Considerando que el número de partículas que constituyen el lecho viene dado por la ecuación:

$$n_p = \frac{V \cdot (1 - \varepsilon)}{A_p \cdot L_p \cdot L} \quad [2.9]$$

donde V es el volumen del lecho, ε es la fracción de huecos, A_p es el ancho medio de partícula, L_p es la longitud media de partícula y n_p es el número de partículas. La cantidad total de producto extraído en función del tiempo es:

$$E_{cum_i}(t) = n_p \cdot N_i \cdot A_p \cdot L_p \quad [2.10]$$

La ecuación [2.10] se basa en la hipótesis de que todas las partículas en el lecho alcancen el mismo nivel de extracción durante el proceso, ignorando los perfiles de concentración que aparecen a lo largo del lecho mientras el disolvente lo atraviesa. Esta aproximación puede ser asumida desde el momento en el que se considere, más importante, el desarrollo de un modelo válido para simular el proceso que la obtención de una descripción precisa del sistema al que está aplicado. Esta misma consideración se mantiene cuando se considera que todas las partículas son esféricas y del mismo tamaño.

A partir de la ecuación [2.10] se puede realizar la modelización de la variación del rendimiento de la extracción (y) con el tiempo (t) definiéndolo de la siguiente forma:

$$y_i(t) = \frac{E_{cum_i}(t) \cdot M_i}{W} \quad [2.11]$$

donde W es el peso total de las matrices herbáceas en el lecho fijo y M_i el peso molecular de la especie i .

2.5. SIMULACIÓN DEL PROCESO.

2.5.1 INTRODUCCIÓN.

A partir del modelo de partícula plana, se ha realizado la simulación del proceso de extracción. La ecuación de dicho modelo depende, no sólo del coeficiente de difusión interno y del tiempo de extracción sino, también, de la concentración de soluto tanto en el fluido como en la matriz sólida; mientras que los dos primeros parámetros son conocidos, para estimar los dos últimos se considera que:

- La concentración de soluto en el fluido y en la matriz sólida depende únicamente del tiempo transcurrido desde el inicio y de la posición en el extractor.
- Se conoce la concentración de soluto a la entrada del extractor, la concentración de soluto inicial en el sólido y el valor máximo de concentración de soluto en el fluido (igual a la concentración del equilibrio de solubilidad) como condiciones de contorno.
- El caudal de disolvente no varía a lo largo del lecho y que no existe distribución radial ni retromezcla.
- El lecho se divide en elementos diferenciales de longitud y el proceso de extracción en elementos diferenciales de tiempo. De ésta forma es posible determinar, para cada elemento diferencial, el flujo molar de antocianos y, a partir de éste, estimar el valor de la concentración en el fluido y en el sólido.
- El rendimiento final del proceso se determina basándose en la concentración de solutos en el disolvente que sale del lecho.

A continuación se detallan las bases en la elaboración y el funcionamiento del programa de simulación creado para el proceso de extracción supercrítica.

2.5.2 USO DE MATLAB.

A lo largo de los años se han desarrollado un gran número de paquetes de simulación. En teoría, estos lenguajes de simulación relevan al ingeniero el conocimiento acerca de la integración numérica, facilitándole el establecimiento y la solución de los problemas. Resumiendo, la simulación digital es un poderoso recurso para la solución de ecuaciones que describan los sistemas de ingeniería química.

MATLAB proviene de la contracción de los términos MATRIX LABORATORY y fue inicialmente concebido para proporcionar fácil acceso a las librerías LINPACK y

EISPACK, las cuales representan hoy en día dos de las librerías más importantes en computación y cálculo matricial.

Algunas características notables para los análisis numéricos con MATLAB respecto a otros lenguajes de programación son:

- La programación es mucho más sencilla.
- Hay continuidad entre valores enteros, reales y complejos.
- La amplitud de intervalo y la exactitud de los números son mayores.
- Cuenta con una biblioteca matemática amplia.
- Abundantes herramientas gráficas, incluidas funciones de interfaz gráfica con el usuario.
- Capacidad de vincularse con los lenguajes de programación tradicionales.
- Transportabilidad de los programas MATLAB.

El análisis visual de los modelos matemáticos ayuda a comprender las matemáticas y a hacerlas más asequibles. Aunque esta ventaja es bien conocida, la presentación de resultados calculados con gráficos de computadora solía requerir un esfuerzo adicional considerable. Con MATLAB, en cambio, bastan unos cuantos comandos para producir presentaciones gráficas de material matemático. Es posible crear objetos gráficos, científicos e incluso artísticos en la pantalla mediante expresiones matemáticas.

Finalmente, todas estas características hacen que el lenguaje de programación escogido para la elaboración del programa de simulación de extracción con fluidos supercríticos sea MATLAB .

2.5.3 PROGRAMA DE SIMULACIÓN.

El programa elaborado en el presente proyecto pretende ofrecer al usuario una aproximación del tiempo necesario para alcanzar un determinado rendimiento de extracción. Para ello, se utilizarán unas pantallas de interacción con el usuario de muy fácil manejo. A continuación se detalla la función de cada una de estas pantallas.

Al ejecutar el programa aparecerá una primera pantalla de inicio, tal y como se muestra en la figura 2.8.



Figura 2.8. Pantalla de inicio del programa de simulación.

Al pulsar el botón "CONTINUAR" se dará paso a la pantalla de trabajo del programa de simulación.

La siguiente pantalla se ha realizado partiendo del modelo de transferencia de materia para partículas planas y analizando exhaustivamente todas las variables que intervienen, muchas de ellas propias de la planta de proceso, como la longitud del lecho, y otras relativas a experiencias previas en el laboratorio, como el coeficiente de difusividad interno.

En la figura 2.9. se puede visualizar la pantalla de trabajo del programa de simulación.

EXTRACCION FSC

Temperatura de trabajo (K)	0
Presion de trabajo (bar)	0
Tiempo de extraccion (min)	0
Tiempo de imbicion (min)	0
Longitud del lecho (m)	0
Diametro del lecho (m)	0
Espesor de la partícula (m)	0
Longitud media de la partícula (m)	0
Ancho medio de la partícula (m)	0
Porosidad del lecho	0
Carga del lecho (kg)	0
Peso molecular compuesto a extraer (g/mol)	0
Concentracion inicial matriz solida (kmol/m ³)	0
Caudal de disolvente (m ³ /min)	0
Viscosidad CO ₂ a la temperatura de trabajo (cP)	0
Densidad CO ₂ a la temperatura de trabajo (mol/cm ³)	0
Codisolvente a emplear	Agua
Fraccion de codisolvente (% molar)	0
Volumen molar del compuesto a extraer (cm ³ /mol)	0
Solubilidad en las condiciones de trabajo (kmol/m ³)	0
Coefficiente de difusividad interno (m ² /s)	0

RENDIMIENTO (%) vs TIEMPO DE EXTRACCION (horas)

Calcular

Figura 2.8. Pantalla de trabajo del programa de simulación.

Todas las variables que entran en juego disponen de una celdilla a su derecha donde se puede introducir el valor correspondiente. Así también, en la variable "Codisolvente a emplear" ,en lugar de una celdilla en la que introducir un valor, se dispone de una galería de codisolventes ya registrada en el programa, tal y como se aprecia en la figura 2.9, de la que se seleccionará el codisolvente que más interese.

La entrada de estos valores por parte del usuario es lo que hace polivalente al programa ante una amplísima variedad de procesos de extracción que utilicen fluidos supercríticos. Así mismo, permite al ingeniero comparar los rendimientos de extracción al modificar variables de operación de una forma muy sencilla.

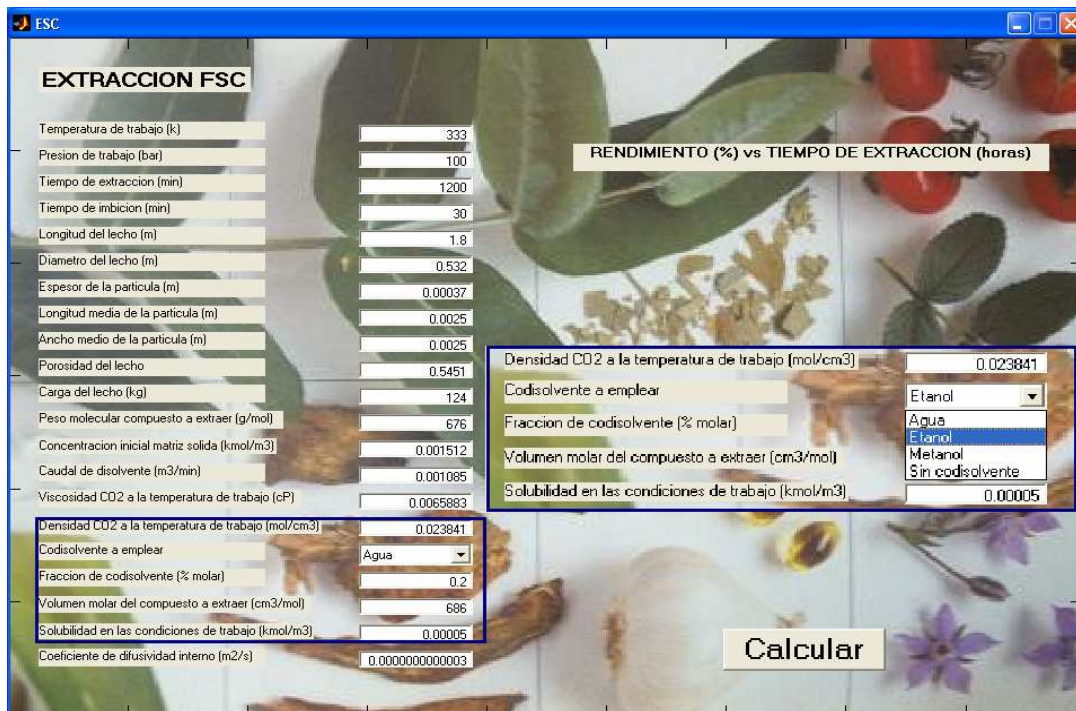


Figura 2.9. Detalle de la galería de codisolventes.

Tras introducir los valores adecuados y pulsar el botón "Calcular", el programa ejecutará todo el soporte de cálculo enlazado al mismo para ofrecer una respuesta gráfica tal y como puede observarse en la figura 2.10.

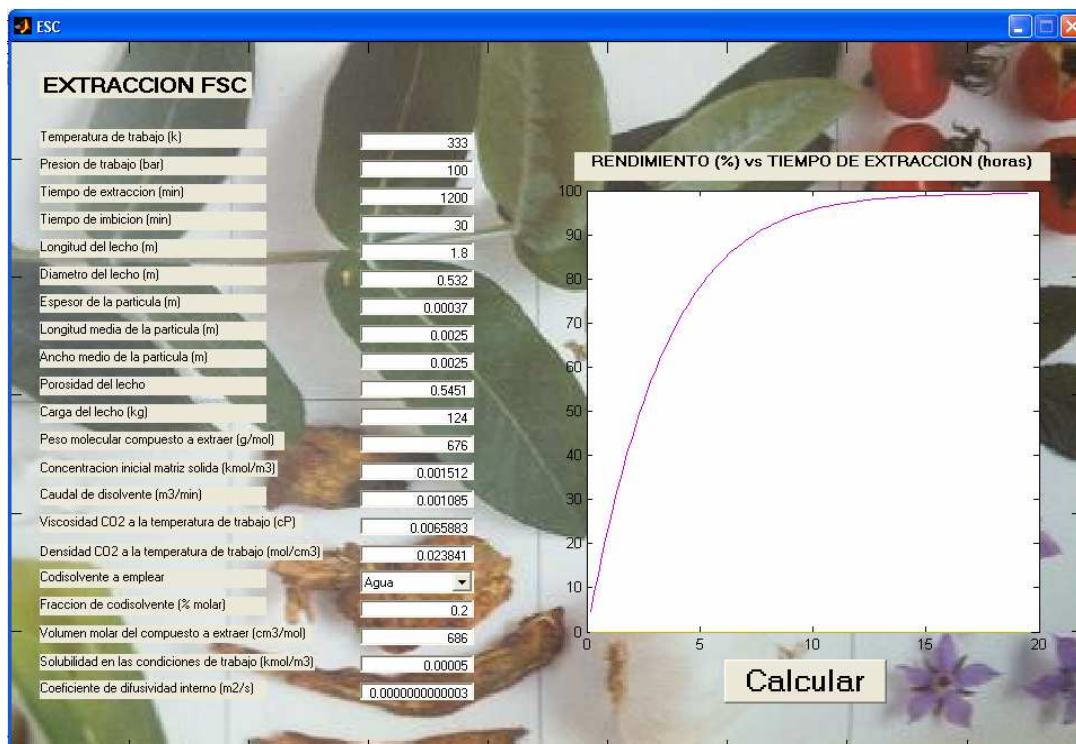


Figura 2.10. Pantalla de resultado del programa de simulación.

El resultado que proporcionará el programa es el rendimiento de la extracción en función del tiempo empleado en el proceso. Este resultado será de un enorme interés para el ingeniero, que podrá comprobar la influencia de los requerimientos del diseño o de operación sobre el rendimiento del proceso para la optimización del mismo.

Para validar el programa de simulación se acudió a la bibliografía y se introdujeron los datos correspondientes a un proceso de extracción en las siguientes condiciones: 100 bar de presión, 60°C de temperatura, 20% molar de codisolvente, y caudal de 895 g/min, para el sistema CO₂ y agua. (C. Mantell, 2000)

Resumiendo, el programa de simulación elaborado para el presente proyecto será una potente herramienta para el ingeniero. Gracias al mismo y previo estudio en planta piloto, se podrán comparar los rendimientos del proceso extracción supercrítica cambiando distintas variables de operación tales como el caudal de disolvente, la temperatura y presión de operación, la utilización o no de codisolvente y en caso afirmativo cuál, etc.

Además, dado que el resultado ofrecido por el programa se expresa en función del tiempo de extracción, se facilitará en gran medida la planificación del proceso de extracción supercrítica. Este hecho cobra vital importancia en plantas multifuncionales, donde la programación de las distintas campañas de materia prima es un punto clave en la estrategia de la empresa.

2.5.4 SOPORTE DE CÁLCULO DEL PROGRAMA DE SIMULACIÓN.

El algoritmo de cálculo, los métodos de estimación de propiedades, así como la secuencia de comandos en lenguaje MATLAB para el programa de simulación elaborado, se detallan en el anexo.

CAPÍTULO 3: DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.

3.1. MATERIAS PRIMAS.

3.1.1. HOLLEJO DE UVA TINTA.



Los residuos agroindustriales, cuya eliminación suele suponer un problema de gestión para las empresas productoras, son fuentes especialmente atractivas por su contenido en compuestos de diferente naturaleza, como azúcares, pigmentos, fibra alimentaria, proteína, polifenoles, lignina,.... La extracción de estas distintas sustancias revalorizaría así una fracción de desecho, y originaría compuestos útiles en el campo alimentario, médico, ó en el sector químico.

Entre los residuos agroalimentarios abundantes en España destaca sobre todos el bagazo de uva. Utilizado tradicionalmente como abono, ó enviado a plantas que realizan compostaje a partir de materias vegetales. Pero un análisis previo del bagazo revela la presencia de pigmentos y compuestos fenólicos, que se podrían emplear como aditivos.

El sector vitivinícola español tiene una gran importancia tanto por el valor económico que genera, como por la población que ocupa y por el papel que desempeña en la conservación medioambiental.

España, con 1,2 millones de hectáreas destinadas al cultivo de la uva (de la que el 97 % se destina a transformación), sigue siendo el país con mayor extensión de viñedo de la Unión Europea y del mundo (más de un tercio de la superficie total de la UE, seguida por Francia e Italia con un 25 % cada una, lo que representa más de un 15 % del mundo), con una tradición elaboradora de vinos que se remonta a la época de los romanos. La vid ocupa el tercer lugar en extensión de los cultivos españoles, detrás de los cereales y el olivar.

El término bagazo es utilizado para designar el orujo como residuo de vinificación (el reglamento vitivinícola de la CEE lo define como el residuo resultante del prensado de las uvas frescas, fermentado ó no fermentado). El bagazo está compuesto por raspón, hollejo, pepitas y residuos orgánicos y minerales procedentes de las uvas; se estima que de 100 Kg. de uvas se obtienen unos 20-25 Kg. de bagazo. Las proporciones de los distintos componentes del bagazo varían considerablemente con el tipo de uva.

La materia prima utilizada en los procesos de extracción será hollejo de uva tinta de la variedad Tempranillo obtenido del orujo resultante de la elaboración de

vino tinto, material considerado como un subproducto del proceso de vinificación. Se ha seleccionado esta variedad de hollejo por su relativamente alto contenido en antocianos y por que es una de las más cultivadas en España.

En general, el orujo se encuentra constituido por un aglomerado de hollejo, semillas y raspones con las siguientes características:

- Semillas o pepitas..... 60%
- Raspones..... 3%
- Piel u hollejo 37%
- Humedad del hollejo 75%
- Cantidad de antocianos150 mg./100 g de hollejo.

Como puede apreciarse, la cantidad de antociano extraíble es muy baja. Este hecho se debe a que se trabaja con un residuo prácticamente agotado durante el proceso de vinificación. Es decir, existe una amplia variedad de materias primas con un contenido en antocianos mucho más elevado, pero que no están destinados a este fin. El presente proyecto pretende dar salida a un residuo agroalimentario.

Para adecuar la materia prima al proceso sería aconsejable realizar una molturación previa en su recepción. Una vez que la materia prima vaya a someterse al proceso de extracción se triturará, para homogenizar el hollejo y facilitar la extracción.

Dado el carácter multifuncional que quiere otorgarse a la planta de extracción supercrítica que se diseñará en el presente proyecto, además del hollejo de uva tinta también podrán desempeñar el papel de materias primas plantas como el romero, el orégano ,el tomillo, microalgas de origen marino, etc.

3.1.2. DISOLVENTES.

Como ya se ha justificado en el punto 2.2.1 del Capítulo 2 de la presente memoria, el disolvente a emplear en el proceso de extracción supercrítico será CO₂ debido a que presenta valores relativamente bajos de temperatura y presión críticas, baja toxicidad y reactividad y una alta pureza a muy bajo coste, lo que lo convierten en el disolvente por excelencia.

Del mismo modo, como se menciona en el punto 2.3.4, se adicionará una pequeña proporción de etanol que mejorará la eficacia del proceso de extracción. La elección de este codisolvente se justifica en base a su fácil eliminación y a su uso permitido dentro de la industria alimentaria.

3.2. ESQUEMA GENERAL Y DESCRIPCIÓN.

En la figura 3.1 se representa un diagrama simplificado del proceso de extracción supercrítica que se diseña en este proyecto.

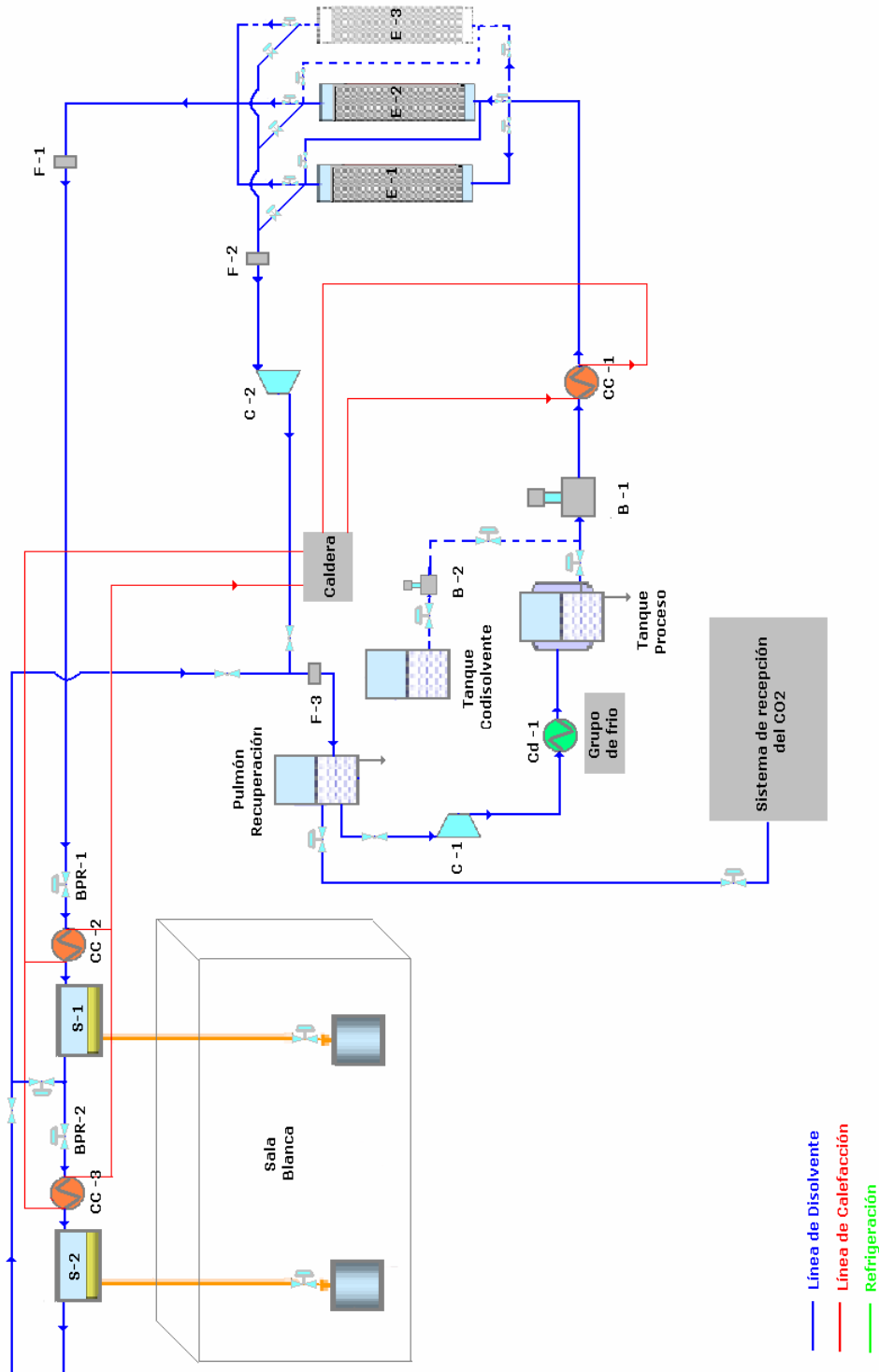


Figura 3.1. Diagrama simplificado del proceso de extracción supercrítica a diseñar.

A continuación, se describe la planta objeto del presente proyecto.

La planta contará con un sistema de carga de la materia prima que no será objeto de diseño, pero que se estima conveniente comentar. La alimentación (especias o hierbas), previamente triturada y peletizada, se cargará mediante una tolva en una serie de cestillos o canastas dispuestos sobre un tren de llenado. Una vez repletos se colgarán mediante una grúa y se introducirán en el extractor pertinente (E-1, E-2, E-3). Una vez introducida la materia prima, comienza el proceso en este extractor, mientras que los otros dos se encuentran en situación de carga/ descarga. Esta opción es la más habitual.

La planta estará diseñada para poder operar en los extractores hasta la presión de 300 bar y la temperatura de 80°C. En las condiciones de operación seleccionadas, el disolvente, cuyo caudal máximo será de 1500 kg CO₂/h, fluirá por el interior del extractor (pasando a través de la materia prima) durante el tiempo que se estime necesario. Se utilizará el programa de simulación elaborado para determinar este último dato.

El disolvente supercrítico abandonará los extractores con el soluto disuelto (extracto) a través del filtro físico F-1 para eliminar los posibles sólidos arrastrados. Una vez transcurrido el tiempo de operación óptimo, determinado gracias al simulador, se cierra el paso de disolvente a este extractor, abriéndose simultáneamente el paso del mismo al segundo extractor. El disolvente a presión que queda en el primer extractor se hará pasar al segundo, hasta que la presión sea tan baja que se redireccione al pulmón de recuperación con la ayuda del compresor C-2 . Todo el proceso se desarrollará de forma cíclica a lo largo de los tres extractores.

Tras el proceso de extracción, la corriente de disolvente rica en extracto pasará por la válvula reductora de presión BPR-1. En este punto la corriente se estrangula y, mediante un proceso isentálpico, es posible reducir la presión hasta 7 bar. Este proceso generará temperaturas inferiores a 0°C en la corriente de disolvente, por lo que el equipo de esta zona estará convenientemente aislado para evitar su congelación. Una vez reducida la presión al nivel deseado, se ajustará la temperatura en el cambiador de calor CC-2, hasta alcanzar las condiciones adecuadas para la separación completa del producto extraído y el disolvente. El cambiador de calor CC-2 se diseñará para poder acondicionar la corriente disolvente hasta los 30°C y soportar presiones de hasta 60 bar. Entonces, en las condiciones de operación elegidas, la corriente de disolvente cargada de extracto entra en el separador S-1, donde tiene lugar la separación del extracto del disolvente. El separador S-1 se diseñará para que sea capaz de soportar las mismas condiciones de operación que el cambiador CC-2. En este punto resulta conveniente resaltar que en todas aquellas extracciones en las que se utilicen codisolventes, los productos separados serán una mezcla de extracto y codisolvente que quedará en el separador y el CO₂ gasificado que pasará a la siguiente etapa.

El sistema de separación descrito se doblará con otro separador S-2 y sus correspondientes regulador de presión BPR-2 y cambiador de calor CC-3, posibilitando así el fraccionamiento del extracto siempre y cuando se desee. Todo el material decantado en los separadores se traslada a unos depósitos o se envasa directamente, dependiendo del caso.

El CO₂ gasificado en el separador, fluirá a través de un sistema de eliminación de impurezas compuesto por el filtro químico F-3 y alcanzará el pulmón de recuperación. A este mismo pulmón llegará el CO₂ residual de los extractores, previamente filtrado en el filtro físico F-2, y el aporte necesario de CO₂ fresco desde el pulmón de carga, debido a las pérdidas de CO₂ que tienen lugar durante el proceso de extracción. El pulmón de resuperación se diseñará para poder soportar presiones de hasta 60 bar. Mediante la acción del compresor C-1, capaz de presurizar desde 7 hasta 60 bar, se presurizará el CO₂ del pulmón de resuperación hasta 60 bar (proceso isentrópico) y se condensará y subenfriará dicha corriente hasta los 5°C en el condensador Cd-1. Este condensador se diseñará para disminuir la temperatura desde 30 hasta 5°C y soportar presiones de hasta 60 bar. Gracias al descenso de la temperatura de esta corriente hasta los 5°C, se eliminarán posibles problemas de cavitación en el proceso de bombeo. Finalmente, esta corriente se almacenará, en dichas condiciones, en el tanque de proceso. Este tanque será capaz de soportar presiones de hasta 60 bar y estará debidamente aislado para evitar el aumento de temperatura del condensado.

El CO₂ condensado que se almacena en el tanque de proceso, entrará en el sistema de bombeo B-1. Este sistema constará de una bomba de diafragma que impulsará el fluido otorgándole una presión de hasta 300 bar. Este proceso conlleva el aumento de la temperatura de la corriente disolvente, de ahí la importancia de la etapa previa en la que se subenfria el CO₂ tras condensarlo para evitar problemas de cavitación en la bomba. Es importante resaltar que antes de entrar al sistema de bombeo B-1, será posible realizar la adición de codisolvente desde el tanque de codisolvente, con la ayuda del sistema de bombeo B-2. El sistema de bombeo B-2 impulsará el codisolvente permitiendo presiones de hasta 60 bar.

A la salida del sistema de bombeo B-1, el disolvente a alta presión pasará por el cambiador de calor CC-1 y alcanzará de nuevo los extractores. Este cambiador será capaz de aumentar la temperatura de la corriente disolvente hasta 80°C y deberá soportar presiones de hasta 300 bar, es decir, deberá diseñarse para soportar condiciones supercríticas. Esto último influirá en gran medida sobre el diseño del cambiador, concretamente en el espesor de los tubos, como podrá comprobarse en el Capítulo 5 de la Memoria de Cálculo.

Finalmente, debido a las grandes presiones con las que se trabajará en la planta objeto del presente proyecto y a los posibles fines que tengan los productos obtenidos, toda equipo de la planta en contacto con el disolvente será de acero inoxidable (SS-316 L).

EQUIPOS AUXILIARES.

En la planta en estudio existirán tres equipos auxiliares de vital importancia para su correcto funcionamiento: grupo de frío, caldera de vapor saturado e instalación de CO₂ fresco. Aunque estos equipos nos son objeto de diseño del presente proyecto, se cree conveniente comentarlos brevemente.

Para realizar los numerosos cambios de temperatura a lo largo de la planta serán necesarios un equipo de calefacción y otro de refrigeración, se habla de una caldera de vapor saturado y de un grupo de frío respectivamente.

El vapor saturado generado en la caldera actuará en dos áreas diferentes dentro de la planta: por un lado, facilitará al disolvente la temperatura de operación en el cambiador CC-1 y, por el otro, proporcionará la temperatura de operación de los separadores en los cambiadores CC-2 y CC-3. El vapor condensado de salida de estos procesos, se devuelve a la caldera para la nueva generación de vapor.

El grupo de frío, utilizando como medio R-134A, se empleará para condensar el disolvente en el condensador Cd-1 y alimentar con este fluido al tanque de proceso.

Para reponer las pérdidas de CO₂ que tienen lugar durante la extracción supercrítica, será necesario contar con una instalación que suministre dicho disolvente. Para ello, la planta contará con una instalación, propiedad de la compañía suministradora de dicho disolvente, que constará de un tanque criogénico, que almacena el CO₂ a -64°C y 20 bar, y una serie de evaporadores atmosféricos que acondicionan la temperatura de entrada del CO₂ al proceso.

3.2.1. CONDICIONES DE TRABAJO PARA LA EXTRACCIÓN A PARTIR DE HOLLEJO DE UVA TINTA.

Se ha recurrido a la bibliografía para determinar las condiciones de extracción consideradas más adecuadas (C. Mantell, 2000).

En la figura 3.2 se representa un diagrama simplificado del proceso de extracción supercrítico en base a las condiciones de extracción seleccionadas.

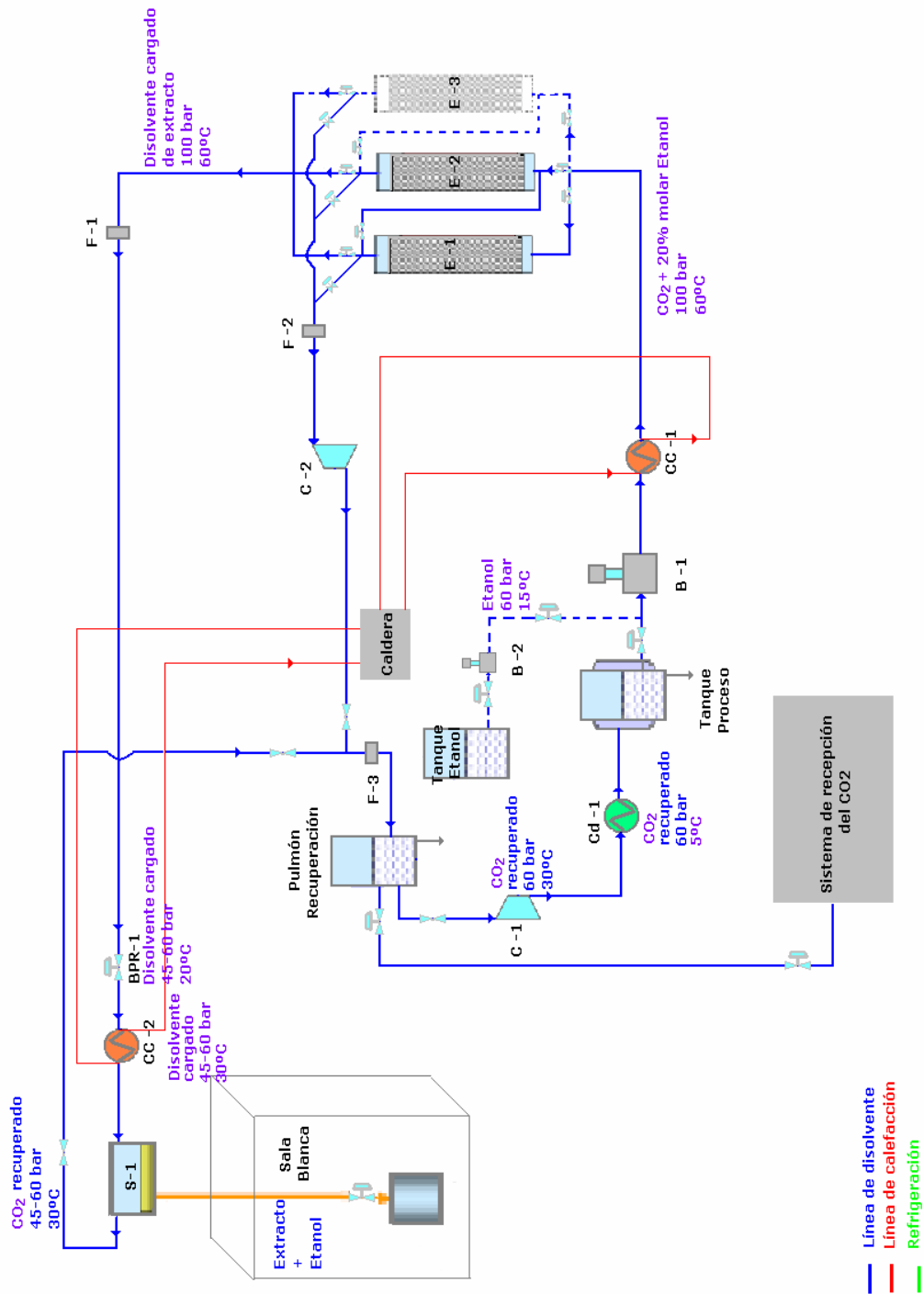


Figura 3.2. Diagrama simplificado del proceso de extracción supercrítica en estudio.

Además, se ha estimado el rendimiento del proceso de extracción mediante el programa de simulación anteriormente comentado en el Capítulo 2 de la presente memoria, utilizando el sistema de extracción aquí descrito. Los resultados de la simulación se muestran en la figura 3.3.

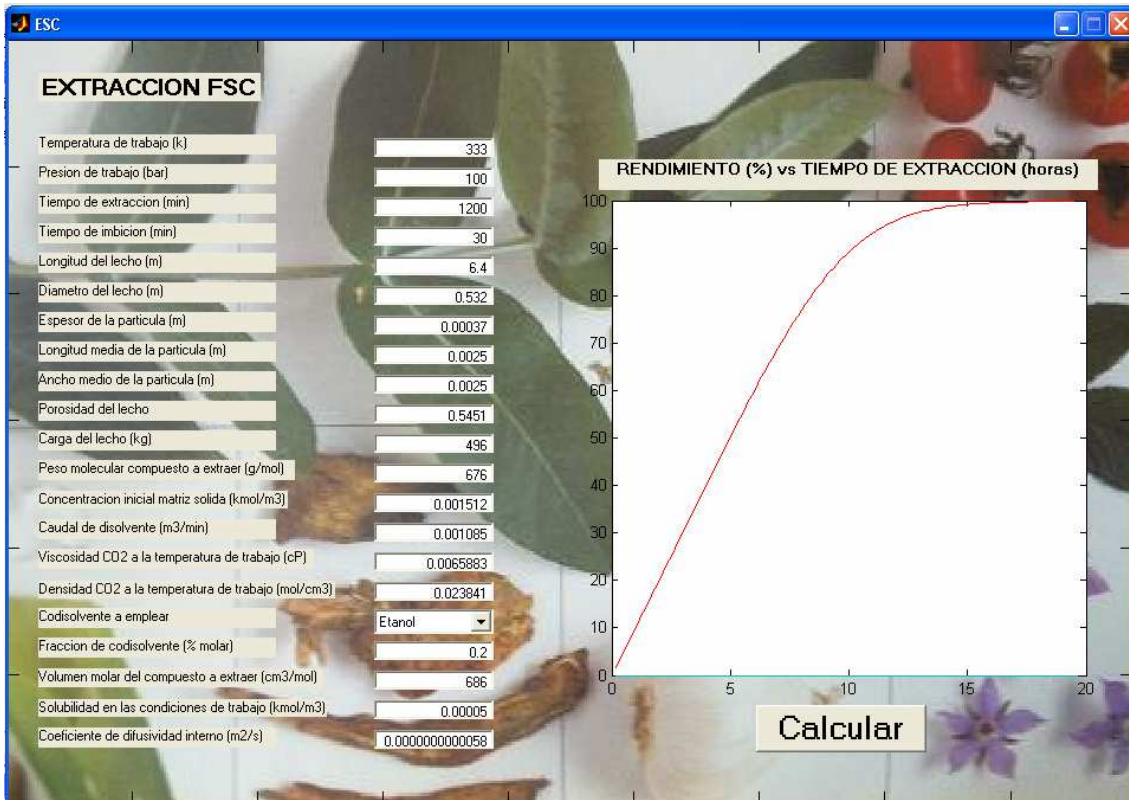


Figura 3.3. Pantalla de resultado para el caso en estudio.

Gracias a este resultado se puede conocer el tiempo óptimo para el sistema seleccionado: 10 horas aproximadamente, considerando como tiempo óptimo el necesario para obtener el 90% del rendimiento de extracción máximo.

A partir de aquí, se describirá el proceso de extracción atendiendo a estas condiciones.

El hollejo de uva tinta, previamente acondicionado, se carga en un sistema de canastas y estas se introducen en uno de los extractores (E-1, E-2, E-3) gracias a la acción de una grúa. Una vez introducido el hollejo, comienza el proceso en este extractor, mientras que los otros dos se encuentran en situación de carga/descarga.

Seguidamente, el disolvente fluye por el interior del extractor a 100 bar y 60°C (pasando a través del hollejo) durante 10 horas, abandonando los extractores con el soluto disuelto (extracto) a través del filtro físico F-1 para eliminar los posibles sólidos arrastrados.

Una vez transcurrido este tiempo, se cierra el paso de disolvente a este extractor, abriéndose simultáneamente el paso de disolvente al segundo extractor. El disolvente a presión que queda en el primer extractor se hará pasar al segundo, hasta que la presión sea tan baja que se redireccione al pulmón de recuperación con la ayuda del compresor C-2 . Todo el proceso se desarrollará de forma cíclica a lo largo de los tres extractores.

La corriente de disolvente rica en extracto se dirige al separador S-1 donde se reduce la presión mediante la válvula reductora BPR hasta unos 45-60 bar y se ajusta la temperatura en el cambiador de calor CC-2, hasta alcanzar unos 25-30°C para la separación completa del producto extraído y el disolvente. No será necesario un segundo separador. En este caso, el producto decantado en los separadores es un concentrado de antocianos en etanol que deberá almacenarse en un depósito inerte hasta finalizar la temporada de recepción de hollejo.

El CO₂ gasificado en el separador fluye a través de un sistema de eliminación de impurezas filtro químico F-3 y se almacena en el pulmón de recuperación. A este mismo pulmón llega el CO₂ residual de los extractores, previamente filtrado en el filtro F-2 y la reposición de CO₂ fresco, siempre y cuando sea necesario. Mediante la acción del compresor C-1 se presurizará el CO₂ hasta 60 bar y se condensará hasta los 5°C para devolverlo al tanque de proceso, donde se almacena en dichas condiciones.

Por último, el CO₂ se transporta de nuevo a los extractores, desde el tanque de proceso, junto con el codisolvente (etanol) en las condiciones de operación seleccionadas (100 bar y 60°C), mediante el sistema de bombeo B-1 y B-2, para la mezcla disolvente y el codisolvente respectivamente, y el cambiador de calor CC-1.

Para llevar a cabo todos los cambios de temperatura se emplearán los grupos de frío y calefacción ya descritos.

Teniendo en cuenta el tiempo óptimo de operación obtenido mediante el programa de simulación, 10 horas, y la cantidad de materia prima a tratar, 1500 kg/día aproximadamente, se recomienda la operación de la planta 24 horas/día durante la campaña de hollejo. Los operarios de dicha planta trabajarán por turnos.

Para el resto de campañas la planificación de extracción se llevará a cabo en función de los tiempos óptimos de operación obtenidos en base al programa de simulación elaborado.

CAPÍTULO 4: DESCRIPCIÓN DE LOS EQUIPOS.

4.1. EXTRACTORES.

4.5.1. INTRODUCCIÓN.

La extracción con fluidos supercríticos es una operación de transferencia de materia efectuada en condiciones de presión y temperatura superiores a las críticas del disolvente, es decir, utilizando fluidos supercríticos como disolventes.

Los equipos empleados en procesos de extracción supercrítica, en general, no son abundantes. Para procesos discontinuos o semicontinuos, como es el caso del presente proyecto, pueden describirse como recipientes a presión con cierres automatizados y estancos. Éstos últimos suelen ser diseño propio de la empresa o relativos a una patente.

4.5.2. SISTEMA DE EXTRACCIÓN.

El sistema contará de tres extractores funcionando en semicontinuo. Es decir, la alimentación se carga en un sistema de canastas que se introduce en uno de los extractores. Una vez introducida la materia prima, comienza el proceso en este extractor haciendo circular el CO₂ supercrítico durante un tiempo predeterminado, mientras que los otros dos se encuentran en situación de carga/descarga. Una vez transcurrido este tiempo, se cierra el paso de disolvente a este extractor, abriéndose simultáneamente el paso de CO₂ al segundo extractor, y del mismo modo con el tercer extractor.



Figura 4.1. *Planta multipropósito en India: 3 X 300 litros.*

El principal inconveniente de este tipo de proceso es que al tener que comprimir y descomprimir sucesivamente durante las operaciones de carga y descarga, se produce una gran pérdida de energía. Para evitarlo, se propone la utilización de extractores conectados en serie y en forma de cascada, de forma que la presión de un extractor se aprovecha en el siguiente y se minimicen las pérdidas de presión.

El diseño de los extractores se realizará en base a las características de sobredimensionamiento acordadas, es decir, para poder trabajar a 300 bar y 80°C.

SISTEMA DE CANASTAS.

Para facilitar los procesos de carga y descarga de los extractores, así como para evitar el apelmazamiento de la muestra en las capas inferiores del extractor, se hará uso de un sistema de canastas acopladas entre sí mediante un sistema de giro y anclaje. Una vez en conjunto, éstas se elevarán mediante una grúa y se procederá a la carga / descarga de la materia prima del extractor.



Figura 4.2. Sistema de canastas en ESC.

SISTEMAS DE CIERRE.

Los extractores estarán dotados de unos cierres automatizados y estancos, que por norma general suelen ser diseño propio de la empresa o relativos a una patente. Además, incorporarán una mordaza de seguridad para mantenerlos en posición cuando aumenta la presión.



Figura 4.3. Sistema de cierre en ESC.

Atendiendo a la experiencia industrial en este tipo de procesos se ha seleccionado un cierre tipo abrazadera, tal y como se observa en la figura 4.4.

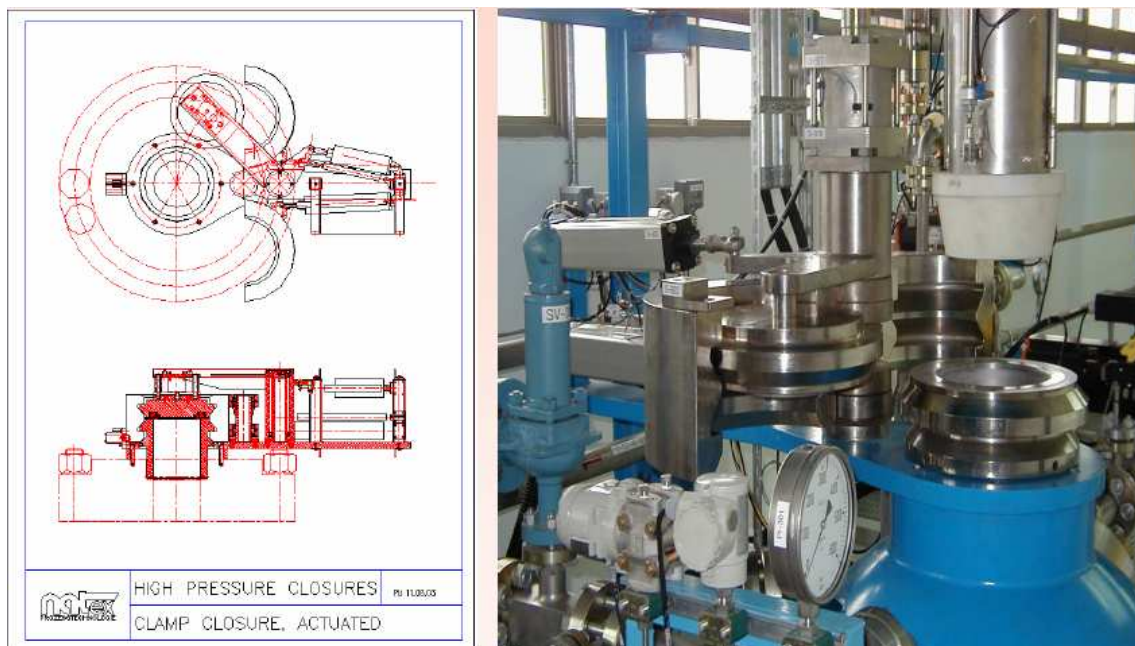


Figura 4.4. Cierre tipo "clamp".

4.5.3. RESUMEN DEL SISTEMA DE EXTRACCIÓN.

En este apartado se presentan las especificaciones técnicas de los extractores presentes en la planta. En la Memoria de Cálculo (Capítulo 2), se detalla el procedimiento de cálculo realizado para la selección de los mismos.

SISTEMA DE EXTRACCIÓN (E-1, E-2 Y E-3)		
Temperatura	°C	80
Presión	bar	300
Longitud	mm	6700
Diámetro	mm	670
Esbeltez		10
Volumen útil	L	1500
Tiempo máximo operación	h	7,5
Número de canastas por extractor		4
Número extractores		3
Espesor	mm	81,64
Cierres		"Clamp"
Material		SS316

4.2. SEPARADORES.

4.2.1. INTRODUCCIÓN.

El contacto entre gases y líquidos puede producirse de forma intencionada, como en la absorción y la rectificación o no intencionada, como en la condensación de un vapor por enfriamiento accidental o en el arrastre de líquido. Con la independencia de su origen, al final suele ser deseable o necesario separar las dispersiones gas-líquido.

El proceso de extracción supercrítica tiene como objeto la obtención de un extracto, generalmente de carácter aceitoso, que debe separarse del disolvente empleado. Es por ello, que será necesario el uso de separadores que retiren el disolvente, en este caso CO₂, del componente extraído acompañado del codisolvente, siempre y cuando haya sido necesario el uso de este último.

Los mecanismos que pueden emplearse para la separación de partículas líquidas de los gases vienen dados por las técnicas de precipitación por gravedad, impacto de inercia (incluidos los separadores centrífugos), interceptación de líneas de flujo, deposición difusional, atracción electrostática, precipitación térmica, fuerzas de flujo y aglomeración de partículas. La mayoría de los dispositivos en raras ocasiones operan según un mecanismo único, aunque es posible que uno de los mecanismos sea tan predominante que se haga referencia al dispositivo como, por ejemplo, un dispositivo de impacto de inercia.

4.2.2. TIPOS DE SEPARADORES.

En primera instancia es conveniente aclarar que existen diversos criterios para la clasificación de los separadores.

La primera clasificación está en función del número de fases que separa (siempre se deberá especificar las fases que entran en juego):

- Se les llama separadores bifásicos cuando separan dos fases.
- Se conoce como separadores trifásicos a los que se diseñan para separar tres fases.
- Llamamos separadores tetrafásicos, a aquellos en los cuales se ha previsto, adicionalmente, una sección para la separación de la espuma que suele formarse en algunos tipos de fluidos.

Si se toma en cuenta la posición del cilindro, habrá que reconocerlos como:

- verticales
- horizontales.

Adicionalmente si al calificativo por la posición del recipiente se le agrega el trabajo que realiza se hablará de separadores horizontales o verticales y bifásicos o trifásicos, según sea la posición del recipiente y el número de fases que separan.

Se trabaje con un separador u otro, todos los separadores deben poseer cuatro secciones principales. Estas son las siguientes:

Sección de separación: comprende la entrada de los fluidos al separador. Esta sección permite absorber la cantidad de movimiento de los fluidos de la alimentación. En ella también se controla el cambio abrupto de la corriente, lo que produce una separación inicial.

Sección de las fuerzas gravitacionales: en esta parte, las fuerzas gravitacionales tienen una influencia fundamental. Las gotas de líquido que contiene el gas son separadas al máximo. Este proceso se realiza mediante el principio de asentamiento por gravedad. En este caso, la velocidad del gas se reduce apreciablemente. En consecuencia, la corriente de gas sube a una velocidad reducida. En algunas ocasiones, en esta sección se usan tabiques y otros tipos de extractores de niebla, con el fin de controlar la formación de espuma y la turbulencia.

Sección de extracción de neblina: aquí se separan las minúsculas partículas de líquido que aún contiene el gas, después de haber pasado por las dos secciones anteriores. La mayoría de los separadores utilizan, como mecanismo principal de extracción de neblina, la fuerza centrífuga o el principio de choque. En ambos métodos, las pequeñas gotas del líquido se separan de la corriente de gas en forma de grandes gotas, que luego caen a la zona de recepción de líquidos.

Sección de acumulación de líquidos: los líquidos separados en las secciones anteriores se acumulan en la parte inferior del separador, por lo tanto, se requiere de un tiempo mínimo de retención que permita llevar a cabo el proceso de separación. Esta parte posee controles de nivel para manejar los volúmenes de líquido obtenidos durante la operación.

En la figura 4.5 se puede observar estas cuatro fases en un separador bifásico horizontal.

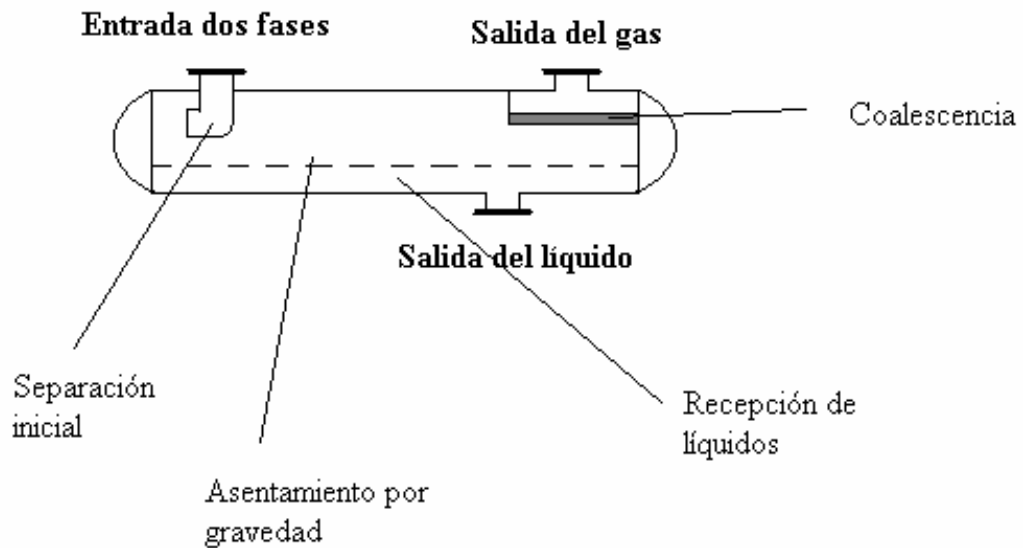


Figura 4.5. Secciones principales de un separador gas-líquido.

4.2.3. ELECCIÓN DEL SEPARADOR.

Como ya se ha mencionado, el objetivo de los separadores en la planta será la separación de un extracto más o menos aceitoso del CO₂ supercrítico. Aquellos casos en los que sea necesaria la aportación de codisolvente al proceso, el extracto estará disuelto en dicho codisolvente. Por ello, se trabajará con un separador bifásico gas-líquido.

No se debe hacer una selección arbitraria de un separador (vertical u horizontal). Cualquiera de los dos tipos será efectivo, si está bien diseñado. La elección se ha de fundamentar en muchos factores, incluyendo el económico. Tras un estudio previo del diseño del separador en posición vertical, se comprueba que los resultados ofrecidos no son viables según la normativa de diseño aplicada, por lo que se ha optado por diseñar un separador horizontal.

4.2.4. RESUMEN DE LOS SEPARADORES.

En este apartado se presentan las especificaciones técnicas de los separadores presentes en la planta. En la Memoria de Cálculo (Capítulo 3), se detalla el procedimiento de cálculo realizado.

En la tabla que se muestra a continuación se resumen las especificaciones del separador S-1:

SEPARADOR HORIZONTAL S-1		
Temperatura	°C	30
Presión	bar	60
Longitud	mm	3000
Diámetro	mm	410
Esbeltez		5,55
Tiempo residencia	min	13,18
Espesor	mm	15,28
Diámetro boquilla entrada	mm	60
Diámetro boquilla salida G/L	mm	35/10
Fondos		Korbbogen
Material		SS316

Para posibilitar el fraccionamiento del extracto siempre y cuando se desee, contaremos con el separador S-2 de características idénticas al separador S-1:

SEPARADOR HORIZONTAL S-2		
Temperatura	°C	30
Presión	bar	60
Longitud	mm	3000
Diámetro	mm	410
Esbeltez		5,55
Tiempo residencia	min	13,18
Espesor	mm	15,28
Diámetro boquilla entrada	mm	60
Diámetro boquilla salida G/L	mm	35/10
Fondos		Korbbogen
Material		SS316

4.3. TANQUES.

4.3.1. INTRODUCCIÓN.

Para la operación de la planta de extracción supercrítica será esencial la presencia de tanques que faciliten el almacenamiento de los disolventes, productos finales y material de reciclo.

Serán objeto de diseño el tanque de proceso donde se almacena el CO₂ condensado, el pulmón de recuperación al que llega el CO₂ recuperado y el tanque de almacenamiento del codisolvente.

4.3.2. TIPOS DE TANQUES.

Los diferentes tipos de tanques se pueden clasificar de acuerdo al siguiente esquema:

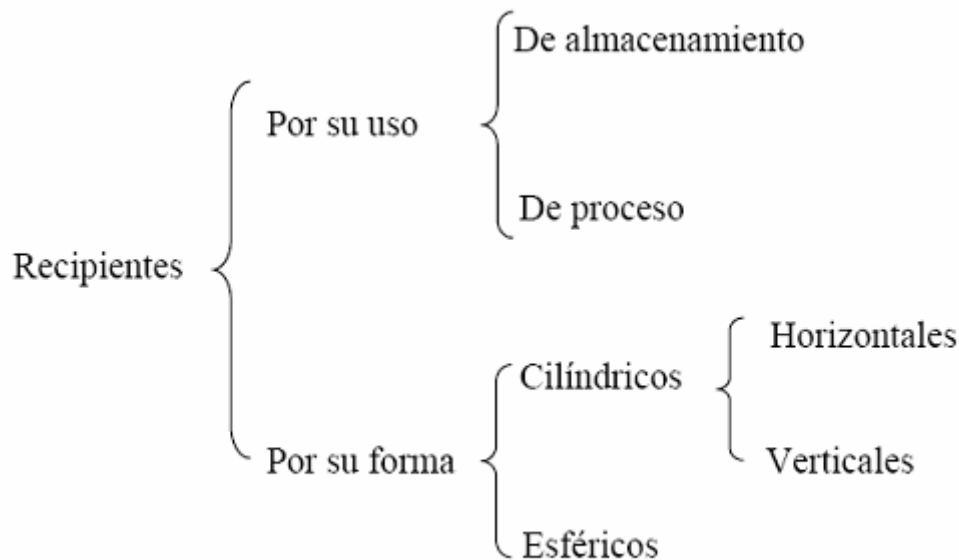


Figura 4.6. Clasificación de los tanques.

Por su uso se pueden dividir en recipientes de almacenamiento y en recipientes de proceso. Los primeros nos sirven únicamente para almacenar fluidos, y de acuerdo con su servicio son conocidos como tanques de almacenamiento, tanques de día, tanques acumuladores, etc. Los recipientes de proceso tienen múltiples y muy variados usos, entre ellos cabe citar los cambiadores de calor, reactores, torres fraccionadoras, torres de destilación, etc.

Por su forma, los recipientes pueden ser cilíndricos o esféricos. Los primeros pueden ser horizontales o verticales, y pueden tener, en algunos casos, chaquetas para incrementar o decrecer la temperatura de los fluidos según el caso.

Los recipientes esféricos se utilizan generalmente como tanques de almacenamiento, y se recomiendan para almacenar grandes volúmenes a altas presiones. Puesto que la forma esférica es la forma "natural" que toman los cuerpos al ser sometidos a presión interna, ésta sería la forma más económica para almacenar fluidos a presión, sin embargo, la fabricación de este tipo de recipientes es mucho más cara en comparación con los recipientes cilíndricos.

4.3.3. ELECCIÓN DE LOS TANQUES.

De forma general se puede citar que en los tres casos se trata de recipientes cilíndricos verticales soportados por patas.

Para el diseño de los diferentes tanques objeto de este estudio, se utilizará el Código ANSI/ASME BPV Code-VIII-1(2000).

4.3.4. RESUMEN DE LOS TANQUES.

En este apartado se presentan las especificaciones técnicas de los tanques objeto de diseño del proyecto. En la Memoria de Cálculo (Capítulo 4), se detalla el procedimiento de cálculo realizado para la selección de los mismos.

En la tabla que se muestra a continuación se resumen las especificaciones del tanque de codisolvente:

Tanque de codisolvente		
Volumen	m ³	30
Longitud	m	6,63
Diámetro	m	2,4
Capacidad para líquido	m ³	24
Presión de diseño	kg/cm ²	3,5
Temperatura de diseño	°C	40
Material		SA-283C
Margen de corrosión	mm	3
Espesor	mm	8,89
Tipo de fondos		Korbbogen
Soportes apoyo		4 x IPN-100
Longitud soportes	m	1,5
Boquillas de entrada		1
Boquillas de salida		1
Drenaje		1
Venteos		1
Boca de hombre		1
Conexiones indicadores /controladores		4

En la tabla que se muestra a continuación se resumen las especificaciones del tanque de proceso:

Tanque de proceso		
Volumen	m ³	10,63
Longitud	m	6,0125
Diámetro	m	1,5
Capacidad para líquido	m ³	8,5
Presión de diseño	kg/cm ²	74,39
Material		SS-316
Margen de corrosión	mm	3
Espesor	mm	40
Tipo de fondos		Elipsoidales
Soportes apoyo		4 x IPN-100
Longitud soportes	m	1,5
Boquillas de entrada		1
Boquillas de salida		1
Drenaje		1
Venteos		1
Boca de hombre		1
Conexiones indicadores/ controladores		4
Aislamiento		Lana de vidrio

En la tabla que se muestra a continuación se resumen las especificaciones del pulmón de recuperación, que como ya se justifica en la memoria de cálculo será de características idénticas al tanque de proceso:

Pulmón de recuperación

Volumen	m ³	10,63
Longitud	m	6,0125
Diámetro	m	1,5
Capacidad para líquido	m ³	8,5
Presión de diseño	kg/cm ²	74,39
Material		SS-316
Margen de corrosión	mm	3
Espesor	mm	40
Tipo de fondos		Elipsoidales
Soportes apoyo		4 x IPN-100
Longitud soportes	m	1,5
Boquillas de entrada		1
Boquillas de salida		1
Drenaje		1
Venteos		1
Boca de hombre		1
Conexiones indicadores/ controladores		4
Aislamiento		Lana de vidrio

4.4. INTERCAMBIADORES DE CALOR.

4.4.1. INTRODUCCIÓN.

A lo largo de todo el proceso de extracción supercrítica serán numerosos los puntos en los que se debe realizar el aporte o retirada de calor.

Cualquier aparato diseñado para transmitir la energía calorífica desde un medio (gas o líquido) hacia otro medio es denominado Intercambiador de calor. En el Intercambiador de calor, el calor es transferido desde el medio caliente hacia el medio frío por conducción y convección, y algunas veces por radiación en el caso de gases. Una condición para la transferencia de calor es que exista un gradiente de temperatura entre los dos medios.

Los intercambiadores de calor donde dos fluidos están en contacto directo uno con el otro, se denominan intercambiadores "directos". El área necesaria para la transferencia es proporcionada por las interfaces del líquido, por las gotas, o por las películas de líquido (ejemplo un "Scrubber").

Los intercambiadores de calor en los cuales los dos fluidos están separados uno del otro por una pared divisora, a través de la cual se transporta el calor, se denominan intercambiadores "indirectos". La pared que los separa proporciona el área de transferencia de calor.

Cualesquiera que sea el caso de los vistos, estos involucran dos tipos de procesos: sin cambio de fase (transferencia de calor sensible) y con cambio de fase (transferencia de calor latente).

El tratamiento cuantitativo de las operaciones de intercambio de calor se basa, fundamentalmente, en la aplicación de los balances de energía y el concepto de intensidad de paso de calor.

El balance calorífico en un intercambiador expresa que la cantidad de calor cedido por el fluido que se enfría y /o condensa ha de ser igual a la que gana en el mismo tiempo el fluido que se calienta y /o evapora y representa pues, el calor total a intercambiar en el aparato en dicho tiempo. El balance anterior sería rigurosamente cierto en el caso ideal de que las pérdidas al exterior fuesen nulas; habitualmente en la práctica se procura reducir dichas pérdidas a un valor muy pequeño, utilizando para ello un aislante adecuado.

4.4.2. TIPO DE INTERCAMBIADORES.

Los intercambiadores de calor de acuerdo a su construcción pueden dividirse en tres grandes grupos:

- Intercambiadores compactos. Los que están hechos en base a placas o laminas "planas" paralelas (intercambiador de placas, de espiral y laminar).
- Intercambiadores tubulares. Los que están hechos en base a tubos (doble tubo y de carcasa y tubos).
- Intercambiadores misceláneos. Los que tienen diferentes configuraciones según el requerimiento específico (chaqueta, espiral calentador de aire, enfriador por goteo, líneas trazadoras, etc.).

4.4.3. ELECCIÓN DE LOS INTERCAMBIADORES.

Debido a su uso extendido y a los requerimientos del sistema en estudio se utilizarán intercambiadores de carcasa y tubos. Las ventajas de este tipo de intercambiadores son:

- Su configuración proporciona grandes áreas de transferencia en pequeños espacios.
- Soportan altas presiones y altas temperaturas de operación.
- Procedimientos de diseño y técnicas de fabricación bien establecidas.

El principio del haz alojado en el interior de una carcasa se ha mantenido igualmente en la construcción de condensadores. El aparato está constituido por un haz de tubos montados sobre dos placas tubulares que llevan un número determinado de placas deflectoras. Por cada extremo se fijan las cajas de distribución que aseguran la circulación del fluido por el interior del haz, en varias fases. El haz está alojado en una carcasa provisto de una tobera de entrada y otra de salida para el segundo fluido que circula por el exterior de los tubos, siguiendo el camino impuesto por las placas deflectoras.

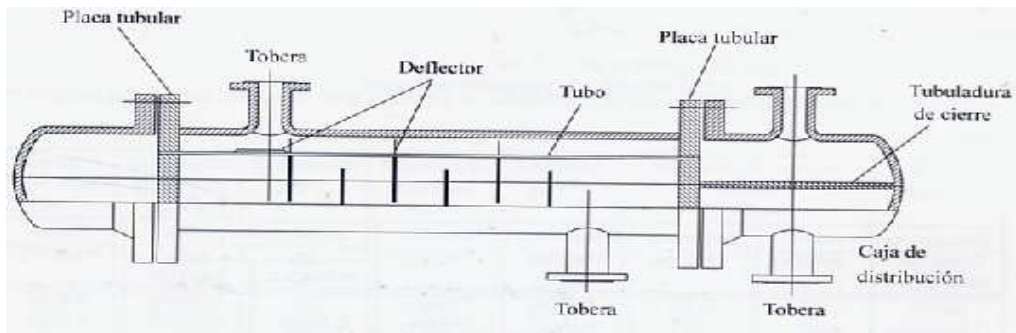


Figura 4.6. *Intercambiador de carcasa y tubos.*

Todos los elementos que entran en la construcción de los intercambiadores, han sido objeto de una normalización publicada por T.E.M.A (Standards of Tubular Exchange Manufactured Association), que especifica las características mecánicas y térmicas correspondientes a las diversas condiciones de funcionamiento.

En la figura 4.7 se puede observar la clasificación y terminología de los intercambiadores de calor definida por T.E.M.A.

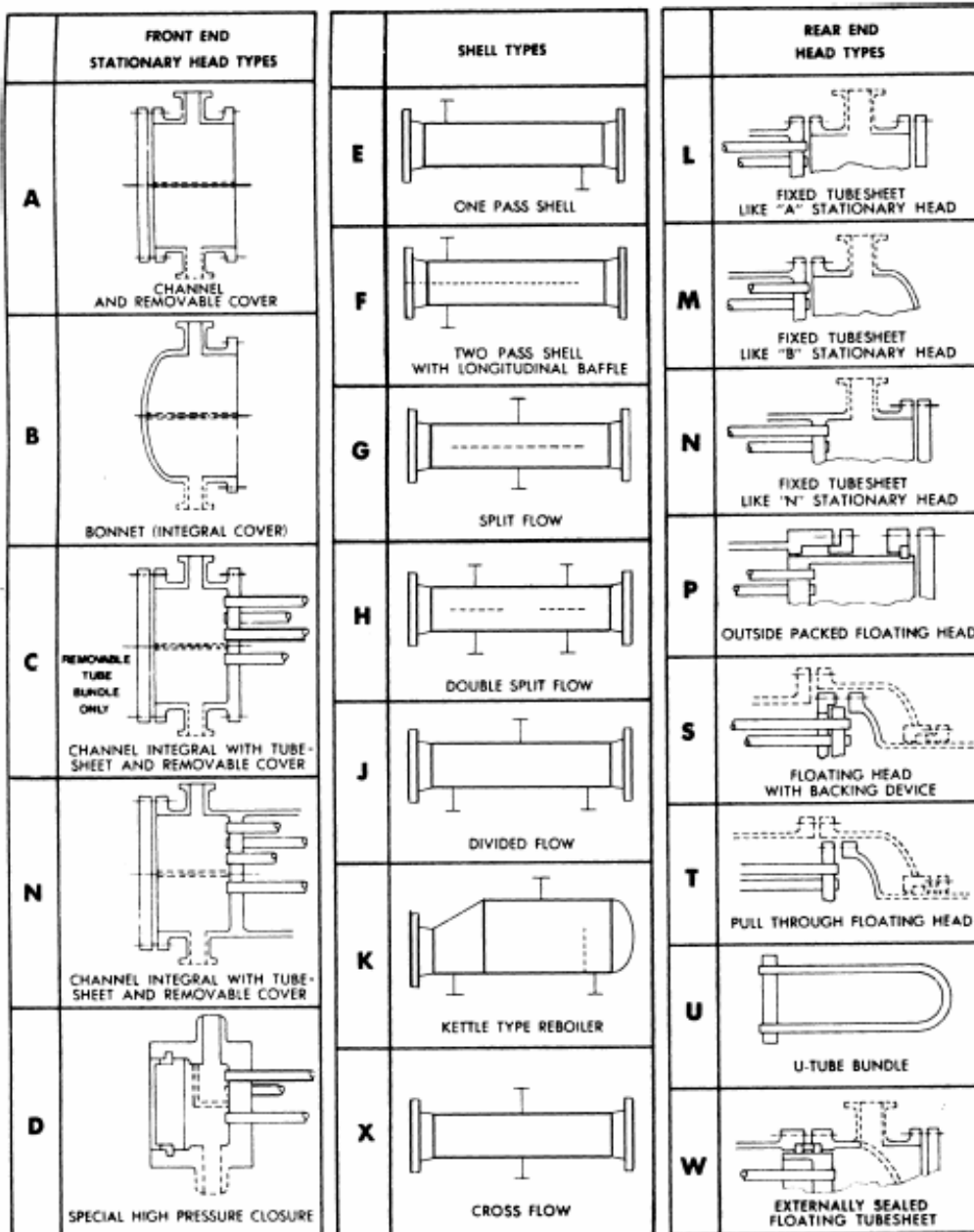


Figura 4.7. Clasificación y terminología para intercambiadores de calor T.E.M.A.

CORAZA Y PLACAS DEFLECTORAS.

Los diámetros de las corazas son estandarizados. Para corazas de hasta 23 in, los diámetros se fijan de acuerdo con los estándares para tuberías de la American Society for Testing and Materials (ASTM). Los diámetros internos estándar son 8, 10, 12, 13¼, 15¼, 17¼, 19¼, 21¼, 23¼ in, posteriormente 25, 27, in, y así sucesivamente en aumentos 2 in. Estas corazas se fabrican con placas enrolladas.

La distancia entre placas deflectoras (de centro a centro), recibe el nombre de *espaciado de placas deflectoras* o *espacio de placas deflectoras*, y no deberá de ser inferior a un quinto del diámetro de la coraza ni mayor que el diámetro interno de la misma.

HAZ DE TUBOS.

Los tubos estándares de los intercambiadores de calor tienen un diámetro exterior de $\frac{1}{4}$, $\frac{3}{8}$, $\frac{1}{2}$, $\frac{5}{8}$, $\frac{3}{4}$, 1 , $1\frac{1}{4}$ y $1\frac{1}{2}$ in. El espesor de la pared se mide en unidades de calibre de Birmingham (tabla 2.11 del anexo). Las longitudes estándares los tubos son de 8, 10, 12, 16, y 20 ft., siendo esta última la más común.

La práctica más habitual consiste en especificar la superficie del intercambiador en función del área externa total de los tubos.

Debido a que trabajamos con un disolvente a alta presión, resultará más viable la circulación de éste en el lado de los tubos. Debido también a este hecho, en el intercambiador que trabaja a mayor presión, el diseño de los tubos que constituyen el haz se realizará en base a las normas ANSI B36.10 y ANSI B36.19, ya que los tubos generales para intercambiadores no ofrecen los espesores adecuados para soportar tales presiones. Las especificaciones para estos tubos se detallan en la tabla 2.10 del anexo .

Los tubos se fijan a cada una de sus extremidades por mandrinado en las dos placas tubulares. Las perforaciones de los huecos en estas placas están normalizadas, efectuándose según una disposición, ya se de paso cuadrado o paso triangular.

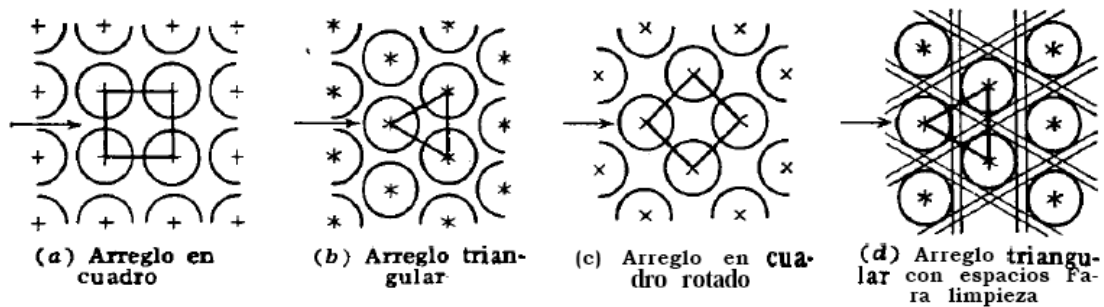


Figura 4.8. Arreglos comunes para los tubos de intercambiadores.

4.4.4. RESUMEN DE LOS INTERCAMBIADORES.

En este apartado se presentan las especificaciones técnicas de los intercambiadores de calor presentes en la planta. En la Memoria de Cálculo (Capítulo 5), se detalla el procedimiento de cálculo realizado para la obtención del área de transferencia, así como de coeficiente de transmisión de calor de cada uno de ellos.

En la tabla que se muestra a continuación se resumen las especificaciones del cambiador CC-1. Este cambiador, previo a los extractores, será capaz de aumentar la temperatura del disolvente hasta 80°C y soportará presiones de hasta 300 bar.

CAMBIADOR DE CARCASA Y TUBOS (BEM) CC-1			
Fluido		CO ₂	Vapor Sat.
Caudal másico	kg/h	1500	77,78
Temperatura E/S	°C	20 / 80	111,35/ 111,35
Dirección relativa de los fluidos		Contracorriente	
Temperatura media	°C	50	111,35
Densidad E/S	kg/m ³	977,48 / 745,60	0,863 / 949,92
Calor específico E/S	kcal/kg°C	0,456 / 0,492	0,591 / 1,011
Viscosidad E/S	cP	0,114 / 0,064	0,013 / 0,251
Conductividad térmica E/S	kcal/hm°C	0,106 / 0,0714	0,022 / 0,587
Número de pasos		1	1
Capacidad total	kcal/h	41380,5	
DN tubo	in	3/4	
Longitud tubo	mm	1524	
Número de tubos		9	
Coefficiente global de transmisión	kcal/hm ² °C	684,24	
Pitch tubos	mm	25	
Schedule	nº	160	
Tamaño carcasa	mm	154	
Dimensión conexiones E/S	mm	50,8 / 25,4	25,4 / 50,8
Material		SS316	SS316

En la tabla que se muestra a continuación se resumen las especificaciones del cambiador CC-2. Este cambiador, situado tras el reductor de presión BPR-1, podrá aumentar la temperatura del disolvente cargado de extracto hasta 30°C y soportará presiones de hasta 60 bar.

CAMBIADOR DE CARCASA Y TUBOS (BEM) CC-2			
Fluido		CO ₂	Vapor Sat.
Caudal másico	kg/h	1500	103,87
Temperatura E/S	°C	-49,37/ 30	111,35/ 111,35
Direscción relativa de los fluidos		Contracorriente	
Temperatura media	°C	-9,69	111,35
Densidad	kg/m ³	18,372 / 12,648	0,863 / 949,92
Calor específico	kcal/kg°C	0,229 / 0,215	0,591 / 1,011
Viscosidad	cP	0,011 / 0,015	0,013 / 0,251
Conductividad térmica	kcal/hm°C	0,010 / 0,015	0,022 / 0,587
Número de pasos		1	1
Capacidad total	kcal/h	55263	
DN tubo	mm	19,05	
Longitud tubo	mm	1524	
Número de tubos		7	
Coefficiente global de transmisión	Kcal/hm ² °C	776,32	
Pitch tubos	mm	25	
Espesor tubos	BWG	16	
Tamaño carcasa	mm	154	
Dimensión conexiones E/S	mm	50,8 / 25,4	25,4 / 50,8
Material		SS316	SS316

Para posibilitar el fraccionamiento del extracto siempre y cuando se desee, contaremos con el cambiador de calor CC-3 de características idénticas al cambiador CC-2:

CAMBIADOR DE CARCASA Y TUBOS (BEM) CC-3			
Fluido		CO ₂	Vapor Sat.
Caudal másico	kg/h	1500	103,87
Temperatura E/S	°C	-49,37 / 30	111,35/ 111,35
Dirección relativa de los fluidos		Contracorriente	
Temperatura media	°C	-9,69	111,35
Densidad	kg/m ³	18,372 / 12,648	0,863 / 949,92
Calor específico	kcal/kg°C	0,229 / 0,215	0,591 / 1,011
Viscosidad	cP	0,011 / 0,015	0,013 / 0,251
Conductividad térmica	kcal/hm°C	0,010 / 0,015	0,022 / 0,587
Número de pasos		1	1
Capacidad total	kcal/h	55263	
DN tubo	mm	19,05	
Longitud tubo	mm	1524	
Número de tubos		7	
Coefficiente global de transmisión	kcal/hm ² °C	776,32	
Pitch tubos	mm	25	
Espesor tubos	BWG	16	
Tamaño carcasa	mm	154	
Dimensión conexiones E/S	mm	50,8 / 25,4	25,4 / 50,8
Material		SS316	SS316

4.5. CONDENSADOR.

4.5.1. INTRODUCCIÓN.

Un fluido puede existir como gas, vapor o líquido. El cambio de vapor a líquido se conoce como condensación.

Para facilitar el bombeo del disolvente, evitando posibles problemas de cavitación, será necesaria una etapa de condensación del mismo y su posterior almacenaje en el tanque de proceso, donde mantendrá las características establecidas para su posterior bombeo.

4.5.2. TIPOS DE CONDENSADORES.

La construcción de un condensador será similar a los intercambiadores de carcasa y tubos. Son posibles cuatro configuraciones de condensadores:

- Horizontal, con la condensación en el casco, y el medio de enfriamiento en el lado de los tubos.
- Horizontal con la condensación en los tubos.
- Vertical, con la condensación en el casco.
- Vertical con la condensación en los tubos.

Sin embargo, los condensadores se clasifican mejor por lo que pasa dentro de ellos que por los procesos o servicios que prestan. A menudo, además de la condensación, pueden también sobrecalentar el vapor o subenfriar los condensados. Una clasificación conveniente en la cual cada clase es indicativa de diferentes modificaciones en el cálculo, es la siguiente:

- Vapores simples (el vapor de un compuesto simple o una mezcla de punto de ebullición constante).
 - Vapor saturado: Condensación parcial o total fuera de los tubos.
 - Vapor sobrecalentado: sobrecalentamiento y condensación fuera de los tubos.
 - Vapor saturado: Condensación y subenfriamiento fuera de los tubos.
 - Condensación dentro de tubos: Sobrecalentamiento, condensación y subenfriamiento.
 - Condensación de vapor de agua.

- Mezcla de vapores. Aplicación de la regla de la fase.
 - Mezcla binarias.
 - Mezcla de vapor con amplios rangos de condensación.
 - Mezclas de vapor que forman condensados inmiscibles.
 - Vapores simples o vapores con gases no condensables.
 - Mezclas de vapor y gases no condensables que forman condensados inmiscibles.

4.5.3. ELECCIÓN DEL CONDENSADOR.

El servicio que debe prestar el condensador en la planta puede describirse como desobrecalentamiento del CO₂ recuperado, condensación del mismo y subenfriamiento para su posterior recepción en el tanque de proceso y consecuente bombeo en estado líquido.

Como puede apreciarse en la clasificación anterior, la condensación tendrá lugar en el interior de los tubos en lugar de fuera de ellos. Este hecho, supone además una ventaja adicional al condensar un fluido sometido a presión, como es el caso, ya que simplifica el diseño a tubos que soporten elevadas presiones.

4.5.4. MEDIO DE REFRIGERACIÓN.

El condensador de la planta formará parte de un grupo de frío o máquina frigorífica. Este equipo se basa en la propiedad de los líquidos de absorber grandes cantidades de calor a medida que se produce la vaporización de los mismos.

La instalaciones estará constituida, como mínimo, por:

- Un intercambiador de calor, que toma cierta cantidad de calor de una fuente fría o lugar que queremos mantener a baja temperatura. Este intercambiador será nuestro condensador de planta objeto de diseño.
- Un compresor, que eleva el nivel térmico del fluido refrigerante hasta la temperatura que reina en el segundo intercambiador de calor.
- Un segundo intercambiador de calor, que cede el calor, tomado en el foco frío y el calor recibido en la compresión del fluido, al exterior.
- Un dispositivo de expansión para mantener a diferentes presiones los dos intercambiadores de calor.

Como ya se ha mencionado el primer intercambiador, en el que se toma calor de una corriente para mantenerla a baja temperatura, será el intercambiador objeto de nuestro diseño. No serán objeto de diseño el resto de los componentes del grupo de frío.

En estas máquinas frigoríficas se utilizan unos fluidos, los llamados refrigerantes, que tienen propiedades muy apropiadas para absorber grandes cantidades de calor cuando vaporizan o realizan un cambio de fase a baja temperatura.

Respecto a la elección del refrigerante, desde hace algunos años existe un debate considerable sobre los efectos de la liberación de los refrigerantes en la atmósfera, y su incidencia sobre el cambio de la capa de ozono que protege la Tierra de los rayos UV del Sol.

Estos debates se centraron sobre los efectos nefastos de los refrigerantes como los clorofluorocarburos (CFC), que se prohibieron más tarde. Los problemas provocados por los CFC están unidos al hecho de que contienen componentes de cloro, que son responsable de la destrucción del ozono. El Protocolo de Montreal, acuerdo internacional para la protección de la capa de ozono, especificó en sus directivas, primero la eliminación de los CFC de mayor contenido en cloro y ahora, la retirada gradual de los hidroclorofluorocarburos (HCFC).

Posteriormente se han encontrado otras soluciones para sustituir los anteriores refrigerantes, son conocidas con el nombre de "refrigerantes verdes", como el R-407C, el R-134A y el R-410A.

Como medio de refrigeración del presente proyecto se usará el R-134A. Es un refrigerante libre de cloro (sin compuestos CFC ni HCFC) y por lo tanto no produce ningún daño a la capa de ozono y su uso no está sujeto a ningún proceso de retirada marcado por la legislación.

4.5.5. RESUMEN DEL CONDENSADOR.

En este apartado se presentan las especificaciones técnicas del condensador presente en la planta. En la Memoria de Cálculo (Capítulo 6), se detalla el procedimiento de cálculo realizado para la obtención del área de transferencia, así como de coeficiente de transmisión de calor.

En la tabla que se muestra a continuación se resumen las especificaciones del condensador Cd-1. Este condensador será capaz de subenfriar el CO₂ recuperado hasta 5°C para almacenarlo en el tanque de proceso, evitando así problemas en la posterior etapa de bombeo.

CONDENSADOR DE CARCASA Y TUBOS (BKU) CD-1			
Fluido		CO ₂	R-134A
Caudal másico	kg/h	1500	1800
Temperatura E/S	°C	35 / 5	26,09 / -26,09
Direscción relativa de los fluidos		Contracorriente	
Temperatura media	°C	20	-26,09
Densidad E/S	kg/m ³	158,79 / 917,16	1377,5 / 5,193
Calor específico E/S	kcal/kg°C	0,495 / 0,596	0,306 / 0,190
Viscosidad E/S	cP	0,019 / 0,096	0,380 / 0,010
Conductividad térmica E/S	kcal/hm°C	0,022 / 0,094	0,089 / 0,008
Número de pasos E/S		2	1
Capacidad total	kcal/h	88410	
DN tubo	mm	19,05	
Longitud tubo	mm	3048	
Número de tubos		14	
Coefficiente global de transmisión	kcal/hm ² °C	788,5	
Pitch tubos	mm	25	
Espesor tubos	BWG	16	
Tamaño carcasa	mm	154/355	
Dimensión conexiones E/S	mm	50,8 / 25,4	25,4 / 50,8
Material		SS316	SS316

4.6. CONDUCCIONES Y ACCESORIOS.

4.6.1. INTRODUCCIÓN.

Las conducciones son necesarias para trasladar de un punto a otro de una instalación diversos fluidos, tanto líquidos como gases, a presiones y velocidades muy variables. Estas pueden ser de forma y tamaño diversos, y sus materiales y dimensiones se eligen de acuerdo con las exigencias en cada caso.

Además, los fluidos que circulan por las conducciones con frecuencia han de cambiar de dirección, sufrir estrechamientos, ensanchamientos, ramificaciones, etc. Para ello, existen accesorios de las conducciones de muy diversas clases.

4.6.2. TIPOS DE CONDUCCIONES.

Las conducciones pueden ser de dos tipos:

- Canales: son conducciones abiertas que se usan para el transporte de caudales relativamente grandes de líquido, principalmente agua, de un punto a otro aproximadamente al mismo nivel.
- Tubos o tuberías: son conducciones cerradas, generalmente de sección circular.¹

Los materiales con que se construyen las conducciones son muy diversos, tales como el acero al carbono, acero inoxidable, hierro forjado, fundición, plomo, plásticos, cemento, amianto, bronce, cobre, cerámica, vidrio, etc., y cada uno responde a una necesidad concreta. Así, si el flujo es corrosivo interesan aleaciones de gran resistencia química, mientras que si son aguas residuales, la tubería puede ser de cemento o de alguna fibra sintética de bajo coste. Si se desea calentar o enfriar el fluido, interesan materiales de elevada conductividad calorífica, como el cobre.

Los tubos o tuberías se fabrican en dimensiones normalizadas, es decir, con un diámetro interno y un espesor de pared fijo. Los diámetros nominales normalizados están comprendidos en el intervalo de 1/8 a 30 pulgadas (0,32-76 cm), y no coinciden por lo general con el diámetro externo ni con el interno.

¹ No existe una distinción clara entre los términos tubo y tubería; en general las tuberías tienen pared gruesa, diámetro relativamente grande y se fabrican en longitudes comprendidas entre 6 y 12 m; los tubos, son de pared delgada y con frecuencia están dispuestos en forma de rollos de muchos metros de longitud. La pared de las tuberías es generalmente algo más rugosa, mientras que la de los tubos es lisa.

- Para tuberías de 3 a 12 pulgadas, el valor nominal se aproxima al diámetro interno real.
- Para tuberías pequeñas, menores de 3 pulgadas, el diámetro nominal no corresponde a ninguna dimensión real.
- Para tuberías grandes, de más de 12 pulgadas, el diámetro nominal es igual al diámetro externo real.

Sin tener en cuenta el espesor de la pared, el diámetro externo de todas las tuberías, correspondientes a un determinado diámetro nominal, es el mismo, con el fin de poder intercambiar los accesorios.

En la figura 4.9, se presentan los valores más frecuentes de los diámetros de tubería de acero, según la norma ASA (American Standards Association). Las tuberías de otros materiales se fabrican también con el mismo diámetro externo que las tuberías de acero, con el objeto de poder intercambiar las diversas partes de un sistema de conducción. Estas dimensiones normalizadas de tubería se las conoce como IPS (iron pipe size), o NPS (normal pipe size).

Diámetro nominal (pulgadas)	Diámetro exterior (cm)	Diámetro interior (cm)	Espesor de pared (cm)	Número de catálogo
1/8	1,029	0,683	0,173	40
1/8	1,029	0,546	0,241	80
1/4	1,372	0,925	0,224	40
1/4	1,372	0,767	0,302	80
3/8	1,715	1,252	0,231	40
3/8	1,715	1,074	0,320	80
1/2	2,134	1,580	0,277	40
1/2	2,134	1,387	0,373	80
3/4	2,667	2,093	0,287	40
3/4	2,667	1,885	0,391	80
1	3,340	2,664	0,338	40
1	3,340	2,431	0,455	80
1 1/4	4,216	3,505	0,356	40
1 1/4	4,216	3,246	0,485	80
1 1/2	4,826	4,089	0,368	40
1 1/2	4,826	3,810	0,508	80
2	6,033	5,250	0,391	40
2	6,033	4,925	0,554	80
2 1/2	7,303	6,271	0,516	40
2 1/2	7,303	5,900	0,701	80
3	8,890	7,793	0,549	40
3	8,890	7,366	0,762	80
3 1/2	10,16	9,012	0,574	40
3 1/2	10,16	8,545	0,808	80
4	11,43	10,226	0,602	40
4	11,43	9,718	0,856	80
5	14,13	12,819	0,655	40
5	14,13	12,225	0,953	80
6	16,83	15,405	0,711	40
6	16,83	14,633	1,097	80
8	21,91	20,272	0,818	40
8	21,91	19,368	1,270	80
10	27,31	25,451	0,927	40
10	27,31	24,287	1,509	80
12	32,39	30,323	1,031	40
12	32,39	28,890	1,748	80

Figura 4.9. Dimensiones de tuberías de acero normalizadas.

El espesor de pared de los tubos se encuentra también normalizado, y es variable para cada diámetro nominal, según sean las condiciones de presión que vayan a reinar en su interior². La norma ASA clasifica los tubos por el "número de catálogo" que viene definido por la expresión:

$$\text{Número de catálogo} = 1000 P/S$$

siendo P la presión interna de trabajo (kg/m^2) y S la presión que soporta la aleación empleada (kg/m^2), y que depende del material de la tubería. Se utilizan diez números de catálogo: 10, 20, 30, 40, 60, 80, 100, 120, 140 y 160, aunque los más frecuentes, en tubos ordinarios son 40 y 80.

Los métodos más usuales para la unión de las secciones de los tubos son: conexión macho-hembra (roscado), conexión mediante bridas y soldadura.

Cuando se emplean accesorios roscados se hace una rosca a los terminales del tubo, por medio de una herramienta adecuada. La rosca tiene forma de huso y los últimos pasos de la misma, situados a mayor distancia del extremo de la tubería son imperfectos de modo que se obtiene una unión hermética cuando la tubería se rosca al accesorio. Las uniones roscadas son las más frecuentes en la industria, especialmente en tuberías de pequeño tamaño, ya sean de acero, hierro forjado, fundición, bronce o plástico. Los accesorios roscados están normalizados para tuberías hasta 12 in., pero debido a la dificultad del roscado y del manejo de tuberías grandes, se emplean muy raramente para tuberías mayores de 3 in.

La conexión de tuberías con un diámetro mayor de 2 in., se hace por medio de bridas o soldaduras. Las bridas son dos discos iguales o anillos de metal, unidos mediante tornillos que comprimen la junta que está situada entre sus caras. Las bridas se unen a la tubería por rosca o soldadura. Una brida sin abertura, empleada para cerrar una tubería, recibe el nombre de brida ciega.

Para unir las diferentes piezas de una tubería de acero, especialmente en procesos en que la presión o la temperatura es elevada, la soldadura ha llegado a ser el método más normal. Se utiliza como norma general para tuberías de diámetro superior a las dos pulgadas. Las uniones hechas por soldadura son herméticas. La principal desventaja consiste en la dificultad de realizar los recambios.

² Las presiones habituales a las que circulan los fluidos en las instalaciones son muy variables, desde unos 100 kN/m^2 a aún menos (aspiración de bombas de líquidos), hasta unos 10000 kN/m^2 (descarga de compresores alternativos), y dependen naturalmente del punto de la instalación considerado, del tipo de fluido, del proceso que tiene lugar, etc. En el caso de los gases, el intervalo de presiones es todavía mayor que en el de los líquidos, pudiéndose alcanzarse muy altas presiones ($5 \cdot 10^5$ a 10^6 kN/m^2). La tecnología de la alta presión comprende la aplicación técnica de presiones superiores a los 10^4 kN/m^2 , como, por ejemplo, en los procesos industriales de síntesis de amoníaco y metanol, procesos de hidrogenación, polimerización, etc.

4.6.3. TIPO DE ACCESORIOS.

Los grupos de accesorios más importantes son los siguientes:

- *Ramificaciones (tes y crucetas)*. Pueden tener tres o cuatro salidas, en un mismo plano o en planos diferentes, También pueden tener alguna salida de tamaño diferente a las otras (ramificación con reducción, etc). Se utilizan para separar una corriente en varias, o para juntar dos corrientes en una tercera, etc.

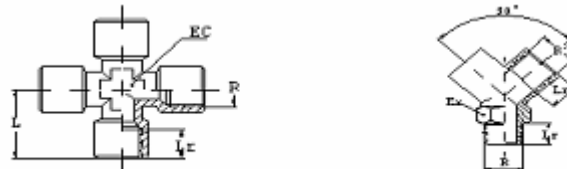


Figura 4.10. *Ramificaciones*.

- *Codos*. Son accesorios para cambiar de dirección la tubería. Se fabrican de 45 o 90°, con radios pequeños, medio o grande. Al igual que en las ramificaciones pueden darse codos con reducción simultánea. Tanto unos como otros presentan generalmente escasa pérdida de carga.
- *Manguitos*. Sirven para unir dos tramos rectos de tubería. Según sean las roscas de sus extremos pueden ser doble hembra, doble macho, macho-hembra y con reducción.



Figura 4.11. *Manguitos*.

- *Tapones ciegos*. Sirven para cerrar extremos de tuberías. Pueden ser macho o hembra, en caso de ser roscados. Si la unión a la tubería es mediante bridas, se denomina brida ciega.

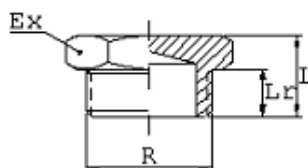


Figura 4.12. *Tapón ciego*.

- *Uniones con tuerca.* La unión de dos tuberías fijas, que por tanto no pueden roscarse, puede efectuarse mediante una unión con tuerca. Consta de dos piezas roscadas que se unen a los extremos de cada tubería fija, y de una tercera pieza que se acopla también mediante rosca al conjunto, apretando las dos piezas anteriores, que proporcionan el cierre.

Por último, y aunque no se trate propiamente de un accesorio, cabe citar los *dispositivos para la expansión de tuberías*. Casi todas las tuberías están sometidas a variaciones de temperatura y en algunos casos la variación puede ser muy grande. Estas variaciones de temperatura producen expansiones y contracciones de la tubería. En efecto, en tuberías rectas sometidas a variaciones de temperatura, las expansiones y contracciones térmicas del material que podrían someter a tensiones las válvulas y accesorios, se evitan por medio de curvas en forma de lira en la tubería, que se repiten periódicamente las veces necesarias. También se podrían utilizar juntas de expansión con empaquetadura, fuelles o manguitos de material flexible.

4.6.4. DESCRIPCIÓN DE LAS CONDUCCIONES Y ACCESORIOS DE LA PLANTA.

A continuación se presentan las tuberías principales de las que se constituye la planta. La distribución de las mismas puede seguirse con ayuda del diagrama de flujo de la planta (ver Documento nº 5: Planos y Diagramas).

El procedimiento de cálculo empleado para el cálculo de las principales características de las tuberías que se presentan a continuación, puede consultarse en el Capítulo 7 de la Memoria de Cálculo.

Dadas las características de nuestra planta, al igual que ocurre con el resto de los equipos de la misma, toda la línea de tubería se fabricará en acero inoxidable SS 316.

- L-1: Salida tanque proceso /Aspiración de la bomba B-1.

Longitud: 4,75 m

Densidad fluido: 917,16 kg/m³

Diámetro: 19,05 mm

Velocidad: 1,595 m/s

Espesor: 2,1 mm

- L-2: Impulsión de la bomba B-1 /Entrada cambiador CC-1.

Longitud: 3 m

Densidad fluido: 977,48 kg/m³.

Diámetro: 19,05 mm

Velocidad: 1,496 m/s

Espesor: 4,3 mm

- L-3: Salida cambiador CC-1 /Entrada a los extractores (camino más largo).

Longitud: 11 m

Densidad fluido: 745,60 kg/m³

Diámetro: 19,05 mm

Velocidad: 1,962 m/s

Espesor: 6,7 mm

- L-4: Salida de los extractores /Entrada BPR.

Longitud: 14,5 m

Densidad fluido: 745,60 kg/m³

Diámetro: 19,05 mm

Velocidad: 1,962 m/s

Espesor: 6,7 mm

- L-5: Salida BPR-1 /Entrada al cambiador CC-2.

Longitud: 0,5 m

Densidad fluido: 18,372 kg/m³

Diámetro: 63,5 mm

Velocidad: 7,165 m/s

Espesor: 3 mm

- L-6: Salida cambiador CC-2 /Entrada al separador S-1.

Longitud: 0,5 m

Densidad fluido: 12,648 kg/m³

Diámetro: 76,2 mm

Velocidad: 7,227 m/s

Espesor: 3,4 mm

- L-7: Salida separador S-1 /Entrada BPR-2.

Longitud: 2 m

Densidad fluido: 12,648 kg/m³

Diámetro: 76,2 mm

Velocidad: 7,227 m/s

Espesor: 3,4 mm

- L-8: Salida BPR-2 /Entrada al cambiador CC-3.

Longitud: 0,5 m

Densidad fluido: 18,372 kg/m³

Diámetro: 63,5 mm

Velocidad: 7,165 m/s

Espesor: 3 mm

- L-9: Salida cambiador CC-3 /Entrada al separador S-2.

Longitud: 0,5 m

Densidad fluido: 12,648 kg/m³

Diámetro: 76,2 mm

Velocidad: 7,227 m/s

Espesor: 3,4 mm

- L-10: Salida separador S-2 /Entrada pulmón recuperación.

Longitud: 25 m

Densidad fluido: 12,648 kg/m³

Diámetro: 76,2 mm

Velocidad: 7,227 m/s

Espesor: 3,4 mm

- L-11: Salida pulmón recuperación/ Entrada compresor C-1.

Longitud: 3,5 m

Densidad fluido: 12,648 kg/m³

Diámetro: 76,2 mm

Velocidad: 7,227 m/s

Espesor: 3,4 mm

- L-12: Salida compresor C-1 /Entrada condensador Cd-1.

Longitud: 9 m

Densidad fluido: 158,79 kg/m³

Diámetro: 31,75 mm

Velocidad: 3,316 m/s

Espesor: 2,4 mm

- L-13: Salida condensador Cd-1 /Entrada tanque proceso.

Longitud: 1 m

Densidad fluido: 917,16 kg/m³

Diámetro: 19,05 mm

Velocidad: 1,595 m/s

Espesor: 2,1 mm

- L-14: Línea para adición de codisolvente.

Longitud: 7,75 m

Densidad fluido: 800 kg/m³

Diámetro: 9,53 mm

Velocidad: 1,404 m/s

Espesor: 1,9 mm

4.7. BOMBAS Y COMPRESORES.

4.7.1. INTRODUCCIÓN.

Los medios comúnmente empleados para lograr flujo en los fluidos son: gravedad, desplazamiento, fuerza centrífuga, fuerza electromagnética, transferencia de cantidad de movimiento, impulso mecánico o combinaciones de estos seis medios básicos.

Tomando como base estos medios, los sistemas empleados para lograr el flujo de fluidos a lo largo de la planta objeto de nuestro diseño serán bombas para el caso de fluidos líquidos y compresores cuando se trate de fluidos gaseosos.

4.7.2. TIPOS DE BOMBAS.

Los aparatos dedicados a al impulsión de líquidos se denominan bombas. La forma en que dicha impulsión se produce puede ser variada, aunque principalmente suele ser de dos tipos:

- Por desplazamiento volumétrico del fluido.
- Por la acción de una fuerza centrífuga.

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

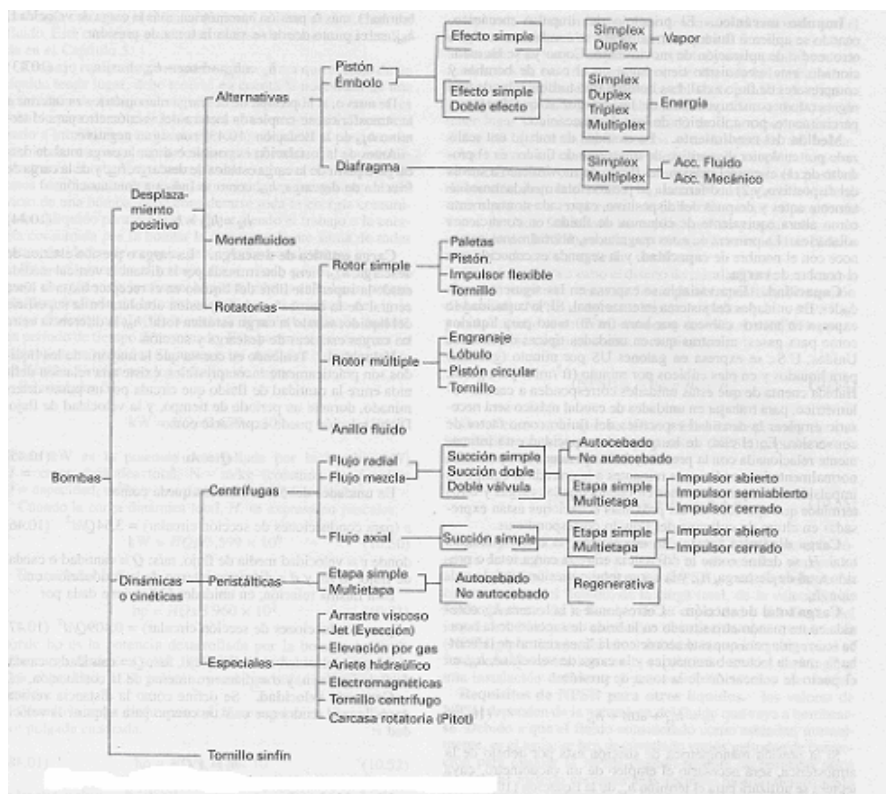


Figura 4.13. Clasificación de las bombas según Hydraulic Institute.

BOMBAS DE DESPLAZAMIENTO POSITIVO

En estas bombas, durante 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 o revolución de la parte móvil, sin que el líquido puede 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.

La gran variedad de dispositivos de transporte de fluidos que emplean como principio el desplazamiento dificulta la concreción de un número de características comunes a todos ellos. Sin embargo, para la mayoría de los mismos sería correcto admitir que son adaptables para operar en condiciones de alta presión, lo que justificará su uso a lo largo de nuestra planta.

Según el mecanismo de impulsión del líquido se dividen en:

- Bombas alternativas
- Bombas rotatorias

BOMBAS CENTRÍFUGAS

Su uso está ampliamente extendido, debido principalmente a su gran versatilidad, bajo coste, fácil diseño, operación y mantenimiento.

Las bombas centrífugas están formadas por un disco rotatorio denominado rodete, provisto de unas nervaduras o álabes dispuestos como indica la figura, que giran a gran velocidad dentro de una carcasa metálica (1500-3000 rpm).

El líquido entra a la bomba por el eje hueco del rodete, aspirado como consecuencia de la disminución inicial de presión que producen sus álabes al girar. A continuación, este líquido es proyectado radialmente a lo largo de los álabes por la acción de la fuerza centrífuga, aumentando considerablemente su energía cinética.

A la salida del rodete, esta energía cinética adquirida se transforma en energía de presión, de acuerdo con la ecuación de Bernoulli, a costa de un ensanchamiento paulatino de la sección de paso. Este ensanchamiento progresivo se puede conseguir dándole a la carcasa una forma de espiral, denominada voluta, o mediante otra pieza dotada de álabes, fija, denominada difusor.

La presión de descarga de una bomba centrífuga, para una misma presión de admisión, dependerá, naturalmente, de la eficacia con la que se lleva la citada conversión de energía cinética en energía de presión.

4.7.3. ELECCIÓN DE LAS BOMBAS.

Como ya se ha mencionado, debido a los requerimientos de elevada presión en la planta, se hará uso de bombas de desplazamiento positivo y mecanismo alternativo, concretamente serán de tipo pistón y de diafragma. A continuación se citarán las características más relevantes de cada una de ellas.

Las bombas de pistón, constan de un cilindro de mayor o menor diámetro movido por una biela, el cual comprime al líquido en la cámara en que se aloja, en cuya entrada y salida existen las correspondientes válvulas de retención. El líquido es succionado hacia el interior de la cámara a través de una válvula de retención, por acción del émbolo o pistón, y luego forzado a salir a través de una válvula de retención de descarga, en la carrera de vuelta del pistón o émbolo.

En la siguiente imagen puede observarse el mecanismo de funcionamiento.

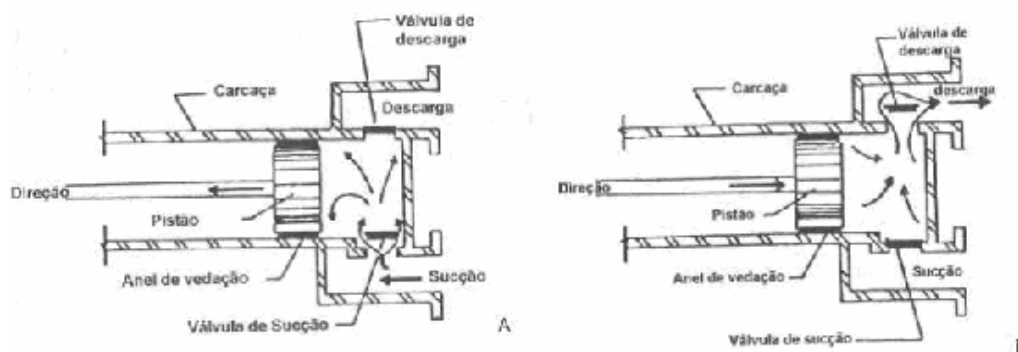


Figura 4.14. *Bomba de pistón. A) Admisión, B) Compresión*

Como consecuencia de dicho mecanismo dan un caudal fluctuante, puesto que durante la admisión no hay descarga de líquido y durante la expulsión el caudal varía pasando por un máximo.

Las presiones alcanzadas a la salida suelen ser elevadas, superiores a $5 \cdot 10^3$ kN/m². Además, las bombas de pistón son muy útiles para la impulsión de líquidos muy viscosos por el elevado esfuerzo cortante que se crea sobre las paredes del cilindro al paso del émbolo, lo que favorece la estanqueidad del conjunto; no se pueden utilizar para bombear líquidos que contengan sólidos abrasivos, debido al daño que ocasionarían sobre las superficies pulidas del interior.

El rendimiento volumétrico de estas bombas, definido como cociente entre el volumen real de líquido suministrado y el volumen barrido por el cilindro, es superior al 90%. El rendimiento mecánico oscila entre 40-50%, para las bombas pequeñas, y 70-90%, para las bombas grandes. El número de emboladas suele oscilar entre 20 y 200 por minuto.

Las bombas de diafragma son similares a las de pistón. Difieren de éstas en que la parte móvil está constituida por una membrana flexible de metal, caucho o plástico accionada mecánica o neumáticamente.

En la figura 4.15 podemos ver el mecanismo de funcionamiento.

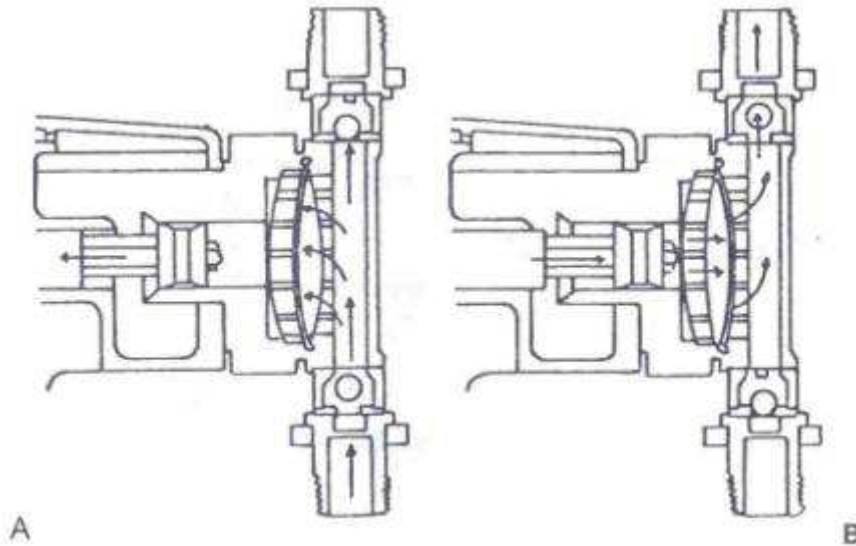


Figura 4.15. *Bomba diafragma. A) Admisión, B) Compresión*

La ventaja principal de este dispositivo es la eliminación de todos los sellos y empaques expuestos al líquido bombeado.

4.7.4. TIPOS DE COMPRESORES.

Los principios esenciales del equipo de bombeo de líquidos son los mismos que los del equipo de impulsión de gases, aunque los detalles de construcción de los respectivos aparatos puedan ser muy diferentes. La diferencia fundamental entre la impulsión de un líquido y un gas reside en la posibilidad de reducir el volumen de este último por compresión, a costa naturalmente de aumentar su densidad, fenómeno que no ocurre en la impulsión de líquidos.

Los compresores se utilizan para impulsar gases a presiones superiores a los $2,5 \cdot 10^2 - 4 \cdot 10^2$ kN/m² que pueden incluso llegar a centenas de miles de kN/m². La obtención de estas presiones tan elevadas requiere, naturalmente, la utilización de varias etapas, ya que por razones económicas la razón de compresión conseguida en cada etapa no suele ser superior a 3 o 4.

Los compresores se pueden clasificar en dos grandes categorías:

- Los compresores de flujo continuo
 - Compresores centrífugos.
 - Compresores de flujo axial.

- Los compresores de desplazamiento positivo.
 - Compresores rotatorios.
 - Compresores alternativos.

COMPRESORES DE FLUJO CONTINUO

Los compresores continuos son equipos que producen un flujo continuo, al contrario de los de desplazamiento positivo, que producen un flujo fluctuante.

Los compresores de flujo continuo también se consideran dentro de la categoría de turbomáquinas, y son muy utilizados en el sector de la industria química y del petróleo para diversos servicios. Las unidades de flujo continuo son mucho más pequeñas y producen muchas menos vibraciones que sus unidades competidoras, los equipos de desplazamiento positivo.

COMPRESORES DE DESPLAZAMIENTO POSITIVO

Los compresores de desplazamiento positivo son equipos, esencialmente, de volumen constante con presiones de descarga variables.

4.7.5. ELECCIÓN DE LOS COMPRESORES.

Dados los requerimientos del sistema e estudio se hará uso de compresores de flujo continuo, en concreto se trabajará con compresores centrífugos de múltiples etapas (también conocidos como turbo-compresores). Estos compresores son análogos a las bombas centrífugas de múltiples etapas. El gas es aspirado en la primera etapa, en las proximidades del eje e impulsado por el rodete se desplaza radialmente hacia el exterior, ganando energía cinética; luego retorna hacia el eje por el difusor (sección de paso creciente) donde la energía cinética se convierte en energía de presión, hasta que entra en la etapa siguiente.

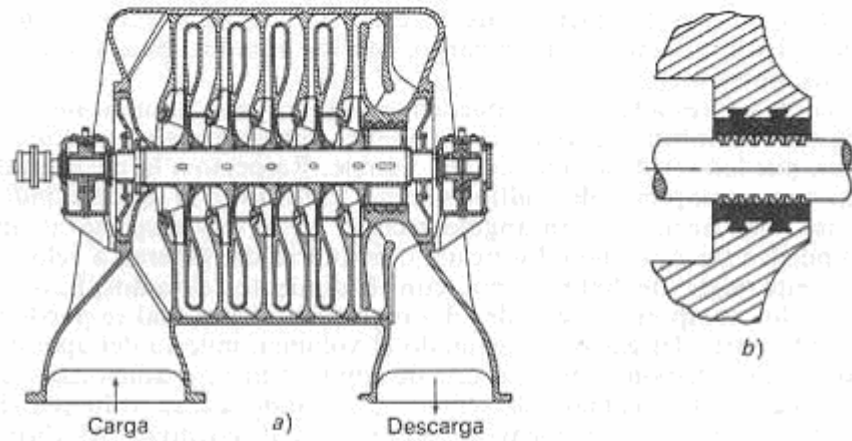


Figura 4.16. Compresor centrífugo de múltiples etapas. A) Esquema del compresor completo, B) Esquema del cierre de laberinto

4.7.6. RESUMEN DE BOMBAS Y COMPRESORES.

En este apartado se presentan las especificaciones técnicas de las bombas y compresores presentes en la planta. En la Memoria de Cálculo (Capítulo 8), se detalla el procedimiento de cálculo realizado.

En la tabla que se muestra a continuación se resumen las especificaciones de la bomba B-1:

Bomba B-1		
Tipo		Diafragma
Caudal	kg/m ³	1500
Tempeartura E/S	°C	5 / 22
Velocidad aspiración	m/s	1,595
Velocidad impulsión	m/s	1,496
Presión aspiración	bar	59,9
Presión impulsión	bar	395,44
Potencia Bomba	kW	25,44
Potencia Motor	kW	40,64
NPSH disponible	m	238,28

En la tabla que se muestra a continuación se resumen las especificaciones de la bomba B-2:

Bomba B-2		
Tipo		Pistón
Caudal	kg/m ³	300
Tempeartura E/S	°C	20
Velocidad aspiración	m/s	1,595
Velocidad impulsión	m/s	1,496
Presión aspiración	bar	0,86
Presión impulsión	bar	60,13
Potencia Bomba	kW	1,1
Potencia Motor	kW	1,5
NPSH disponible	m	12,6

En la tabla que se muestra a continuación se resumen las especificaciones de los compresores C-1 y C-2:

Compresores		
Ciclo compresión		Isotermo
Potencia C-1	kW	7,29
Potencia C-2	kW	1,23

4.8. REGULADORES DE CONTRAPRESIÓN (BPR)

4.8.1. INTRODUCCIÓN.

Dada la confusión frecuente entre los reguladores de presión y los reguladores de contrapresión se ha creído oportuno señalar la diferencia entre ambos.

Se entiende por regulador de contrapresión aquel regulador, normalmente instalado al final de una línea de tubería, que proporciona un estrangulamiento en el flujo del fluido y controla así la presión del fluido corriente arriba, es decir, en la corriente posterior (de ahí su nombre, Back Pressure Regulator).

Un regulador de presión es aquel regulador, instalado al principio del sistema o antes del equipo al que se requiera regular la presión de entrada, cuyo objeto es aumentar o disminuir la presión de la corriente, modificando el diámetro de paso del fluido.

4.8.2. FUNCIONAMIENTO.

Los reguladores de contrapresión controlan la presión estabilizándola por medio de un muelle de fuerza ajustable que actúa contra ésta. Girando el vástago se ajusta la presión al valor deseado. Cuando la presión de entrada supera la fuerza del muelle, el regulador abre hasta que ambas fuerzas quedan estabilizadas de nuevo.

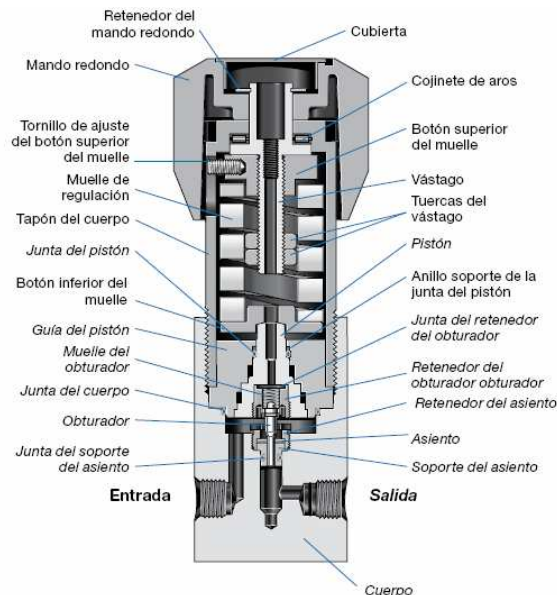


Figura 4.17. Esquema de una válvula de contrapresión.

A lo largo de la planta de extracción supercrítica se contará con dos válvulas de alta contrapresión que permitan alcanzar los 7 bar en la corriente de entrada a los separadores.

4.9. SISTEMA DE RECEPCIÓN DEL CO₂ EN LA PLANTA.

4.9.1. INTRODUCCIÓN.

El sistema de recepción del CO₂ se basa en una instalación realizada por la empresa distribuidora de dicho gas y constará de dos partes diferentes:

- Tanque de almacenamiento de dióxido de carbono (CO₂) líquido.
- Auxiliares.

4.9.2. DESCRIPCIÓN DE LA INSTALACIÓN.

La instalación constará de un depósito cilíndrico horizontal diseñado para almacenar CO₂ líquido a temperatura aproximada de -64 °C con una presión de operación de 20 bar y de unos auxiliares que permiten el correcto funcionamiento de la instalación.



Figura 4.18. Sistema de recepción del CO₂.

SISTEMA DE DESCARGA DE CISTERNA

La empresa suministradora de CO₂ enviará camiones cisternas para cargar el depósito cada vez que sea necesario. Es por ello, que se cuenta con un sistema de descarga de cisterna, es decir, el depósito tendrá dos puntos de descarga de cisternas con terminación en acople de manguera.

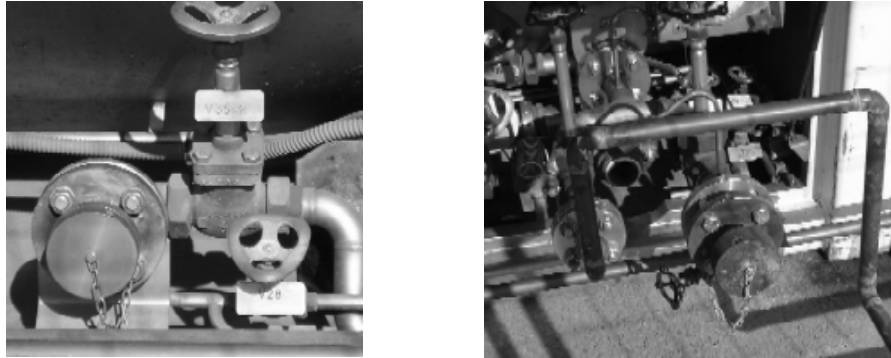


Figura 4.19. Sistema de descarga de cisterna.

En el depósito existirán indicadores de presión y de nivel que informará de la necesidad de realizar cargas de CO₂ en el depósito.

SISTEMA PARA MANTENER LA PRESIÓN EN EL DEPÓSITO.

El equipo estará dotado de un sistema para presurizar el depósito hasta la presión de 20 bar, que es la presión a la que viene cargado en las cisternas.

Gracias a la presión en el depósito se puede impulsar el CO₂ hasta nuestra instalación, sin necesidad de bombas o compresores en la línea hacia la misma. La presión en el depósito se consigue mediante la evaporación de parte del CO₂ líquido en un circuito cerrado (sale líquido del depósito y retorna al mismo como gas, que al ocupar mayor volumen que el líquido hace aumentar la presión).

Este sistema está formado por una válvula autorreguladora de presión que, ante una caída de presión en el depósito, abre paso al CO₂ líquido hacia un evaporador horizontal, y de este retorna en fase gas al depósito.

SISTEMA DE ENVÍO DEL CO₂ GASEOSO A PLANTA

El sistema está formado por 4 evaporadores verticales instalados en paralelo. Durante la operación normal, se trabaja con dos en servicio y los otros dos en reserva. La instalación también contará con dos reguladores de presión (uno en servicio y el otro en reserva) que disminuirán la presión hasta 7 bar.

En estas condiciones, la corriente de CO₂ fresco enlazará con el pulmón de recuperación de la planta de procesos.

4.10. FILTROS.

4.10.1. INTRODUCCIÓN.

A lo largo de la planta de extracción supercrítica serán necesarios varios puntos de filtrado de la corriente disolvente. Lo que se pretende es evitar el flujo de impurezas que puedan dañar equipos así como la contaminación de la corriente de disolvente recuperado. Dadas estas dos finalidades hablaremos de dos tipos diferentes de filtros: filtros físicos y filtros químicos.

4.10.2. FILTROS FÍSICOS.

Se contará con filtros físicos a la salida de los extractores para poder retener pequeñas partículas de materia prima que hayan escapado del extractor. Estos filtros se caracterizarán por su elevada capacidad para la retención de polvo y su reducida pérdida de carga. La línea en la que se sitúen contará con indicadores de presión antes y después de los mismos. Se podrá conocer así si hay una pérdida de carga apreciable y proceder a su limpieza.

4.10.3. FILTROS QUÍMICOS.

Se dispondrá de un filtro químico en la línea de entrada de CO₂ al pulmón de recuperación. Estos filtros retendrán cualquier fracción de producto extraído que no se haya separado en los separadores y que pueda contaminar la corriente de CO₂ que se recupera del proceso. El más común y efectivo de este tipo de filtros será el de carbón activo, que actúa eliminando las sustancias por adsorción, lo que se debe a su gran porosidad, que le confiere una gran superficie de contacto.

CAPÍTULO 5: CONTROL E INSTRUMENTACIÓN.

5.1. INTRODUCCIÓN.

El gran desarrollo que ha habido en los últimos procesos productivos de la industria, la exigencia de productos de máxima calidad por parte del mercado, así como el logro de una máxima seguridad en las industrias, ha dado lugar a que actualmente sea imprescindible la existencia de industrias modernas con sistemas de control adecuados.

El término control automático o regulación automática se refiere al hecho de procurar que una variable de proceso (variable a controlar), se mantenga igual a un valor (punto de consigna o "set point"), mediante la manipulación de alguna otra variable.

En este capítulo se exponen los principales lazos de control y la instrumentación asociada al proceso en estudio.

5.2. CONTROL DEL PROCESO.

A continuación se detallan cada una de las variables a manipular y controlar en cada uno de los equipos que conforman la planta.

El sistema de control que se describirá puede seguirse con ayuda del diagrama de control de la planta (ver Documento nº 5: Planos y Diagramas).

5.2.1. INSTRUMENTACIÓN ASOCIADA A LOS EXTRACTORES.

En todos los recipientes a presión debe haber dispositivos de purga de presión y ajustarse para saltar a una presión que no sobrepase la presión máxima permisible de carga. Cuando salten, por lo común debido a condiciones anormales, deberán evitar que la presión se eleve a más del 10% por encima de la presión máxima permisible de trabajo.

Los dispositivos de alivio de la presión pueden ser válvulas o discos de ruptura. Para evitar la abertura frecuente, se mantiene por lo común un margen entre la presión operacional y el ajuste del dispositivo de purga. Los dispositivos de purga se instalan por lo común directamente sobre el recipiente o se conectan a él mediante una tubería corta de un diámetro que sea por lo menos igual al de la entrada del dispositivo.

Asimismo, los extractores dispondrán de indicadores de la presión y la temperatura a las que se desarrolla el proceso de extracción supercrítica, que permitirán al operador actuar de la manera estipulada en los procesos de inicio y fin de cada extracción. Estos indicadores tendrán salida a panel y alarma.

5.2.2. INSTRUMENTACIÓN ASOCIADA A LOS SEPARADORES.

Al igual que ocurre en el caso de los extractores, los separadores pueden considerarse como recipientes a presión, por lo que deberán llevar asociados dispositivos de purga de presión.

Al igual que ocurría antes, los separadores contarán con indicadores de presión y temperatura con salida a panel y alarma, para supervisión por parte del operador.

Además, será de gran importancia controlar el nivel de líquido en el separador. Por ello, se dispone de un lazo de regulación en este punto.

Lazo de regulación asociado al nivel de líquido en los separadores:

El nivel de líquido en el separador se regula para evitar posibles arrastres que se producirían por un nivel alto o bajo. Para ello el separador cuenta con un indicador de nivel superior y otro inferior. Siempre y cuando estos indicadores de nivel emitan una señal, está se traducirá en el mecanismo de abertura o cierre, en mayor o menor medida, de la válvula situada a la salida del líquido desde el separador. Se consigue así un nivel de líquido adecuado en el separador.

5.2.3. INSTRUMENTACIÓN ASOCIADA A LOS TANQUES.

Al igual que en el caso de los extractores, en todos los tanques debe haber dispositivos de purga de presión y ajustarse para saltar a una presión que no sobrepase la presión máxima permisible.

Los dispositivos de alivio de la presión serán válvulas instaladas como tubuladuras de los tanques. Para evitar la abertura frecuente, se mantiene por lo común un margen entre la presión operacional y el ajuste del dispositivo de purga.

Asimismo, los tanques dispondrán de indicadores de presión, temperatura y nivel. En el tanque de proceso y el pulmón de recuperación será de vital importancia controlar el nivel de presión, por lo que contarán con el lazo de regulación oportuno. Sin embargo, en el tanque de codisolvente la variable a controlar será el nivel del tanque, por lo que gracias a los indicadores de nivel podremos prever la necesidad de reponer codisolvente en el mismo.

Además, el tanque de proceso contará con un lazo de regulación de caudal en la línea de salida del mismo, de forma que la válvula a la salida de este tanque se abrirá o cerrará en mayor o menor medida, en función de la señal de caudal a la salida de dicho tanque.

Lazo de regulación asociado a la presión en el tanque de proceso:

El control de la presión en el tanque de proceso es fundamental para el correcto funcionamiento del proceso de extracción supercrítica. Por ello, el tanque de proceso contará con un lazo regulador de la presión. Siempre que se produzca una variación apreciable de la presión requerida en el tanque de proceso, se transmitirá una señal que regulará la apertura o cierre de una válvula a la salida del pulmón de recuperación. Se consigue así mantener la presión necesaria en el tanque de proceso.

Lazo de regulación asociado a la presión en el pulmón de recuperación:

Al igual que ocurre en el tanque de proceso, el control de la presión en el pulmón de recuperación es fundamental para el correcto funcionamiento del proceso de extracción supercrítica. Por ello, el tanque de proceso contará con un lazo regulador de la presión. Siempre que se produzca un descenso en la presión en el pulmón de recuperación por debajo de 7 bar, se transmitirá una señal a una válvula que permitirá la reposición de CO₂ desde el sistema de recepción del CO₂. Se consigue así mantener la presión necesaria en el pulmón de recuperación.

5.2.4. INSTRUMENTACIÓN ASOCIADA A LOS INTERCAMBIADORES.

Cada intercambiador dispondrá de transmisores de temperatura (termopares) con salida a panel. En función de la temperatura se regulará el caudal de entrada del vapor al intercambiador.

El controlador será capaz de actuar sobre la válvula de control situada en la línea de entrada del vapor. Esta válvula será de tipo tres vías y se utilizará en el caso que sea necesario desviar el flujo de vapor.

5.2.5. INSTRUMENTACIÓN ASOCIADA AL CONDENSADOR.

El condensador pertenece al grupo auxiliar de frío, por lo que dispondrá de un sistema de regulación propio que, en función de la temperatura en la corriente de salida, controlará el caudal de refrigerante al condensador.

5.2.6. INSTRUMENTACIÓN ASOCIADA A LAS BOMBAS.

Las bombas llevarán tanto en la impulsión como en la aspiración, un manómetro de lectura local. Asimismo, llevarán un transmisor de la presión de impulsión, con lectura en panel de control.

Existe un criterio de general aceptación de los diseñadores de plantas, relativo al posicionamiento y accionamiento del tipo de válvulas que se instalan en la aspiración e impulsión de las bombas. Se debe instalar una válvula de compuerta en la aspiración y una de compuerta y otra de retención en la impulsión de la

bomba. La válvula de retención situada en la impulsión de la bomba evita que el fluido pueda circular en sentido contrario.

El diámetro de estas válvulas se elige en función de la tubería donde han de instalarse y el tamaño de las tubuladuras de la bomba; así, en la aspiración, cuando el diámetro de la tubería es igual o un diámetro superior que el de la tubuladura de la bomba, la válvula de bloqueo se elige del mismo diámetro que el de la tubería y cuando el diámetro de la tubería es mayor en dos o más diámetros que el de la boca de la bomba, el diámetro de la válvula se elige un diámetro inferior a la de la tubería.

En la impulsión, cuando el diámetro de la tubuladura es igual o un diámetro inferior que el de la tubería, el diámetro de la válvula de retención y de compuerta se elige del mismo tamaño que el de la boca de la bomba, y cuando esta es menor en dos o más tamaños al diámetro del tubo, las válvulas se eligen de un diámetro superior al de la boca de la bomba.

5.2.7. INSTRUMENTACIÓN ASOCIADA A LOS COMPRESORES.

Cada compresor llevará asociado distintos indicadores de presión y temperatura con salida a panel. Se supervisa así la función realizada por estos equipos.

CAPÍTULO 6: SEGURIDAD EN EL PROCESO.

6.1. INTRODUCCIÓN.

En todo proceso de trabajo existe el riesgo de que la persona sufra un daño en su realización. Al analizar cualquier accidente o enfermedad derivados del trabajo, aún se sigue afirmando que se deben a circunstancias ligadas a lo imprevisible, a la fatalidad, a lo inevitable y, por tanto, difíciles de prever y de prevenir.

Cada año, en el mundo, millones de trabajadores sufren accidentes de trabajo que les producen lesiones de diversa gravedad: de carácter leve, grave (con o sin incapacidad permanente) y mortales. En cada uno de estos accidentes hay dolor físico y psíquico, pérdida de la capacidad de trabajo, preocupación y sufrimiento en la familia del accidentado, y costes económicos para la empresa y la sociedad en general.

Por todo ello es necesario evitar los accidentes de trabajo, tarea ésta en la que tienen que participar todos: los trabajadores, los técnicos y directivos de las empresas, los gobiernos, etc., porque a todos afecta e interesa, pero sobre todo a los trabajadores que son los que sufren las peores consecuencias de los accidentes. Razones éticas, económicas y legales sustentan el creciente interés por evitarlos o reducirlos.

6.2. MANIPULACIÓN DE PRODUCTOS QUÍMICOS.

En el proceso de extracción supercrítica se manipulan sustancias, como el CO₂ y los codisolventes, que requieren unas condiciones especiales dada la peligrosidad con la que cuentan por su naturaleza. Todas las precauciones a tomar en el manejo de estas sustancias se detallan en las fichas de seguridad que se adjuntan en el anexo.

6.3. MANIPULACIÓN DE FUENTES TÉRMICAS.

En la planta existen diversos elementos que se encuentran a elevadas temperaturas. Tal es el caso de intercambiadores de calor, la línea de calefacción o los extractores.

Es importante que cuando se manipule alguno de estos elementos, por ejemplo para una labor de desmontaje y reparación, se espere que su temperatura descienda hasta un valor apropiado para evitar quemaduras. Asimismo, cuando se opere cerca de estas fuentes es necesario el uso de ropas y guantes de seguridad.

Otras fuentes de quemaduras son los distintos fluidos que se encuentran a elevadas temperaturas, por lo que para su manipulación se tendrán en cuenta las consideraciones anteriores.

En el caso de que se produzcan quemaduras el primer paso es separar al paciente en cuestión de la fuente térmica. Una vez hecho esto, se aplican compresas frías para reducir el daño tisular, siempre y cuando las quemaduras no sean muy extensas, ya que de ser así el enfriamiento prolongado precipita rápidamente en hipotermia. Las quemaduras deben ser cubiertas con gasas limpias y secas. El paciente debe ser tratado con la mayor celeridad a un centro donde pueda ser tratado por un especialista.

6.4. MANIPULACIÓN DE FUENTES ELÉCTRICAS.

El proceso de extracción supercrítica necesitará un aporte continuo de energía eléctrica. Por ello, la planta estará conectada a la red de la compañía suministradora.

Cada vez que se proceda a la manipulación de alguno de los componentes eléctricos de alguna de las máquinas, bombas o cualquier equipo que trabaje mediante corriente eléctrica se debe cortar el suministro eléctrico que recibe. Se hace obligatorio el uso de guantes y calzado de seguridad.

En el caso de que un trabajador de la planta reciba una descarga eléctrica, en primer lugar éste debe ser apartado de la fuente de electricidad, con algún objeto específico para aislar corriente. Si se producen quemaduras se actúa como en el caso de las quemaduras térmicas. A continuación se procede al traslado de la víctima hasta un especialista.

6.5. PROTECCIÓN CONTRA INCENDIOS.

La planta deberá constar de un completo sistema de protección contra incendios en base al RIEI (Reglamento de seguridad contra Incendios en los Establecimientos Industriales).

CAPÍTULO 7: ESTUDIO DE IMPACTO AMBIENTAL.

Consideraremos a grandes rasgos el impacto generado durante las obras a realizar y el proceso de funcionamiento normal de la planta, analizando aquellos factores que pueden resultar condicionantes sobre el medioambiente y determinando el grado de impacto.

Se establecerán una serie de criterios de acuerdo con el Real Decreto 1131/98. El modo de valoración según esto es el siguiente:

- Se considera que una actividad genera una ACCIÓN COMPATIBLE, cuando no ejerce efectos negativos sobre el medio donde se desarrolla.
- Se considera que una actividad genera una ACCIÓN MODERADA, cuando afectando al medio donde se desarrolla, puede aceptarse siempre que se apliquen medidas correctoras.
- Se considera que una actividad genera una ACCIÓN INCOMPATIBLE, cuando a pesar de las medidas correctoras, aún sigue causando un efecto negativo sobre el medio en el que se desarrolla.

FASE DE CONSTRUCCIÓN O DE REALIZACIÓN DE LAS OBRAS:

IMPACTO	ACCIÓN PRODUCTORA	VALORACIÓN	MEDIDAS CORRECTORA
Ruido	Tránsito de vehículos y máquinas de obra	Moderada	Horarios de trabajo diurnos. Funcionamiento acorde con los parámetros del fabricante. Cumplimiento de los Niveles de Protección de los Trabajadores.
Polvo	Tránsito de vehículos y máquinas de obra, movimientos de tierras, perforaciones,...	Moderada	Riego de desmontes y accesos. Velocidades moderadas. Retirada de materiales generadores de polvo.
Ocupación del suelo	Materiales de construcción, material obsoleto,...	Moderada	Construcciones temporales en zonas de menor impacto. Retirada de objetos o equipos inservibles de la zona de paso.
Hidrología	Aceites de máquinas pesadas, pinturas, disolventes,...	Moderada	Instalación de todo lo que pueda contaminar en zonas alejadas de orillas y acuíferos.
Socio-económicas	Realización de las obras pertinentes.	Compatible	

FASE DE EXPLOTACIÓN:

IMPACTO	ACCIÓN PRODUCTORA	VALORACIÓN	MEDIDAS CORRECTORA
Ruido	Proceso en general: funcionamiento de los extractores, separadores, bombas, compresores,...	Moderada	Aislamiento acústico de la planta en caso de que fuese necesario. Funcionamiento acorde con los parámetros del fabricante. Cumplimiento de Niveles de protección de los trabajadores.

Si se respetan las medidas especificadas, el impacto resultante de la instalación queda minimizado. Se propone un sistema de vigilancia medioambiental, por parte del Departamento de Medio Ambiente de la Comunidad Autónoma correspondiente, o por empresas certificadas por este organismo para realizar esta vigilancia.

CAPÍTULO 8: BIBLIOGRAFÍA.

En este capítulo se incluye la bibliografía empleada para la realización del proyecto completo incluyendo todos sus documentos:

- AINIA (2004) "State of the art book on supercritical fluids" **Ainia** (Valencia)
- BONILLA, F.; BARÓN, R.; MÉRIDA, J.; MAYÉN, M.; MEDINA, M. (1996) "Aprovechamiento de residuos de prensa de uva Tinta para la obtención de Pigmentos Antociánicos" **J. Vitic. y Enol. Tierra de Barros** 237-244
- BRUCE, E. ; POLING, JM.; PRAUSNITZ, J P.; O'CONNELL. (2004)"The Properties of Gases and Liquids" **McGraw-Hill** (EE.UU)
- BRUNNER, G. (2005) "Supercritical fluids: technology and application to food processing" **Journal of Food Engineering** 67 ,21-33
- BRUNNER, G. (1994) "Gas Extraction" **Deutsche Bunsen-Gesellschaft fürPhysikalische Chemie.** (Frankfurt).
- CARNIARD DE LA TOUR, C. (1822) **Ann. Chim.** 22, 410 en PHELPS, C.L.; SMART, N.G.; WAI, C.M. (1996) "Past, present, and possible future applications of supercritical fluid extraction technology" **J. Chem. Edu.** 73 (12), 1163-68.
- CENGEL, A.; BOLES, M. (2001) "Thermodynamics: an engineering approach" 4ª Ed **McGraw-Hill** (EE.UU)
- COSTA, J.; CERVERA, S; CUNILL, F.; ESPLUGAS, S.; MANS, C.; MATA, J. (1991) "Curso de Química Técnica" **Ed. Reverté** (Barcelona).
- COULSON J.M.; RICHARDSON J.F. (2005) "Chemical Engineering Design" **Elsevier** (EE.UU)
- COUPER, JR; PENNEY, W; FAIR, JR; WALAS, S. (2005) "Chemical Process Equipment" **Elsevier** (EE.UU)
- DELGADO, A.; MOLERO, A.; MARTÍNEZ DE LA OSSA, E. (1999) "Extracción de un aceite con CO₂ supercrítico. Aplicación al aceite de semilla de borraja." **Ingeniería Química** 362, 178-183.
- DOBBS, J.M.; WONG, J.M.; LAHIERE, R.J.; JOHNSTON, K.P. (1987) "Modification of supercritical fluid phase behavior using polar cosolvents" **Ind. Eng. Chem. Res.** 26, 56
- FRANCIS , F.J. (1992) "A new group of food colorants" **Trends in Food Science & Technology** 3, 27-30.

- HANSELMAN, D; LITTLEFIELD, B. (1998) "Matlab edición del estudiante" **Prentice-Hall** (Madrid)
- KING, J.W.; LIST, G.R. (1996) "Supercritical Fluid Technology in Oil and Lipid Chemistry" **OACS Press** (Illinois)
- KERN, D. (1984) "Procesos de transferencia de calor" **CIA. Editorial Continental S.A.** (Mexico)
- KORNER, J.F. (1985) "Design and construction of Full-Scale Supercritical Gas Extraction Plants" **Chem. Eng. Prog.** 4, 63.
- LUCAS, S.; ALONSO, E.; SANZ, J.A.;COCERO, M.J.;(2003) "Safety Study in a Supercritical Extraction Plant" **Chem. Eng. Technol.** 23, 4.
- LUQUE DE CASTRO, M.D.; VARCARCEL, M.; TENA, M.T. (1993) "Extracción con Fluidos Supercríticos en el Proceso Analítico". **Reverté S.A.** (Barcelona)
- MANTELL, C. (2000) "Estudio de un proceso de extracción de antocianos, a partir de hollejo de uva tinta, utilizando dióxido de carbono a alta presión y codisolventes." **Tesis Doctoral** Universidad de Cádiz.
- MARCÍAS, J. (1997) "Diseño conceptual de separadores" **Ingenieros Consultores, S.R.L.** (Venezuela)
- MARTÍNEZ DE LA OSSA E.; GALAN, M.A. (1991) "Extracción con Fluidos Supercríticos. (III) Aplicaciones Industriales" **Ingeniería Química** Enero, 251-260.
- MARTÍNEZ DE LA OSSA, E.; GALAN, M.A. (1990) "Extracción con Fluidos Supercríticos. (I) Fundamentos" **Ingeniería Química** Julio, 169-175.
- McCABE, W.; SMITH, J.; HARRIOT, P. (2001) "Operaciones Unitarias en Ingeniería Química" **McGraw-Hill** (México)
- MENDIA, F. (1994) "Equipos de intercambio de calor" **Cadem** (Bilbao)
- MIRA, B. (1999) "Aplicaciones de la EFSC en Tecnología de Alimentos. Extracción de aceite esencial de naranja y antocianos de uva." **Tesis Doctoral** Universidad de Valencia.
- MOLERO, A. (1998) "Diseño de un proceso de extracción de aceite de germen de trigo con dióxido de carbono líquido y supercrítico" **Tesis Doctoral.** Universidad de Cádiz.

- MOLERO, A.; BLANCO, M.A.; MARTÍNEZ DE LA OSSA, E. (1997) "Optimización del proceso de extracción de aceite de germen de trigo con dióxido de carbono líquido y supercrítico" **Alim. Equip. y Tecnol.** Junio, 63-67.
- MOLERO, A.; PEREYRA, C.; MARTÍNEZ DE LA OSSA, E. (1995) "Recovery of Grape Seed Oil by Liquid and Supercritical Carbon Dioxide: a Comparison with Conventional Solvent Extraction" **The Chemical Engineering Journal** 61, 227
- NOVAK, A.; ROBEY, J. (1988) "Supercritical Fluid Extraction of Flavouring Material" **ACS Symposium series 400** Chapter 32
- PERRY, R; GREEN, D. (2001) "Manual del Ingeniero Químico" Tomos I, II, III, IV. **McGraw-Hill** (España)
- REID, R.C.; PRAUSNITZ, J.M.; POLING, B.E. (1987) "The Propierties of Gases & Liquids" 4ª Ed. **McGraw-Hill** (Boston).
- REVERCHON, E.; DONSI, G.; OSSÉO, L.S. (1993) "Modeling of Supercritical Fluid Extraction from Herbaceous Matrices" **Ind. Eng. Chem. Res.** 32(11) 2721-2726
- SMITH, JM.; Van Ness, HC.; Abbott, MM. (1997) "Introducción a la termodinámica en Ingeniería Química" **McGraw-Hill** (México)
- SOARES, C. (2002) "Process Engineering Equipment Handbook" **McGraw-Hill** (EE.UU.)
- TREYBAL, R.E. (1980); "Operaciones de Transferencia de Masa". 2ª Ed. **McGraw-Hill** (México).
- VIAN, A. (1991); "El pronóstico económico en Química Industrial". **EUDEMA UNIVERSIDAD** (España).

DOCUMENTO

1

MEMORIA

**II. MEMORIA
DE CÁLCULO**

CAPÍTULO 1: CONSIDERACIONES PREVIAS A LOS CÁLCULOS.

Uno de los principales objetivos que pretende el presente proyecto es otorgar de multifuncionalidad a la planta de proceso, por lo que todos los equipos estarán sobredimensionados indicándose en cada apartado las condiciones de diseño para los mismos.

Para el desarrollo del presente proyecto será necesaria la consulta de multitud de propiedades de los fluidos con los que se trabaja. Por este motivo, se ha consultado como base de datos para las propiedades termofísicas de los sistemas fluidos, el "Libro de Química del NIST (National Institute of Standards and Technology)". Esta base de datos, presente como sitio electrónico en la dirección <http://webbook.nist.gov/chemistry/>, proporciona datos termoquímicos, termofísicos y de energética de iones compilados por el NIST en el ámbito del Programa de Datos de Referencia Estándar [Standard Reference Data Program].

Se utilizará acero inoxidable 316 (SS 316) en todos los equipos de la planta, siempre y cuando no se indique lo contrario, ya que posee buenas propiedades para el proceso que se plantea y no supone ninguna contraindicación desde el punto de vista de la industria alimenticia.

CAPÍTULO 2: CÁLCULO DE LOS EXTRACTORES.

2.1. INTRODUCCIÓN.

Los equipos empleados en procesos de extracción supercrítica, en general, no son abundantes. Para procesos discontinuos o semicontinuos, pueden describirse como recipientes a presión con cierres automatizados y estancos. Éstos últimos suelen ser diseño propio de la empresa o relativos a una patente.

2.2. GENERALIDADES.

El sistema contará de tres extractores funcionando en semicontinuo. Es decir, la alimentación se carga en una canasta y ésta se introduce en uno de los extractores. Una vez introducida la materia prima, comienza el proceso en este extractor haciendo circular el CO₂ supercrítico durante un tiempo predeterminado, mientras que los otros dos se encuentran en situación de carga/ descarga. Una vez transcurrido este tiempo, se cierra el paso de disolvente a este extractor, abriéndose simultáneamente el paso de CO₂ al segundo extractor, y así sucesivamente incluyendo el tercer extractor.

El CO₂ abandonará los extractores con el soluto disuelto (extracto) a través de un filtro para eliminar los posibles sólidos arrastrados.

El desarrollo de los extractores que a continuación se detalla, vendrá en función de las características de sobredimensionamiento acordadas.

2.3. PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO.

RELACIÓN MASA ALIMENTACIÓN/ VOLUMEN ÚTIL EXTRACTOR.

Atendiendo a la bibliografía (Mantell, 2001) la materia prima, tras la previa trituración recomendada, presenta las siguientes características:

<i>CARACTERÍSTICAS DEL HOLLEJO</i>	Densidad	0,6815 g/mL
	Peso molecular	676 g/mL
	Densidad aparente	0,31 g/mL

Tabla 2.1. *Características del hollejo.*

El dato de densidad aparente nos proporciona la masa de hollejo frente al volumen útil del extractor: 0,31 kg hollejo/L extractor.

CAPACIDAD DEL EXTRACTOR.

La planta debe procesar 1500 kg/día. Suponiendo que funciona las 24 horas del día, el sistema elegido debe ser aquel capaz de tratar una cantidad de hollejo de 62,5 kg/h.

VOLUMEN NECESARIO Y TIEMPO DE EXTRACCIÓN DISPONIBLE.

Se deben procesar 62,5 kg de hollejo cada hora y teniendo en cuenta la relación de la masa de hollejo frente al volumen útil de extractor, resulta:

$$\frac{62,5 \text{ kg} / \text{h}}{0,31 \text{ kg} / \text{L}} = 201,61 \text{ L} / \text{h}$$

Este resultado indica un volumen de extractor de unos 200L para trabajar durante una hora, pero debido a los tiempos de extracción consultados en la bibliografía y a los obtenidos con el programa de simulación desarrollado en el presente proyecto, para obtener altos rendimientos en un amplio rango de extracciones supercríticas posibles, interesa tomar como base un tiempo de operación elevado otorgando así versatilidad a la planta.

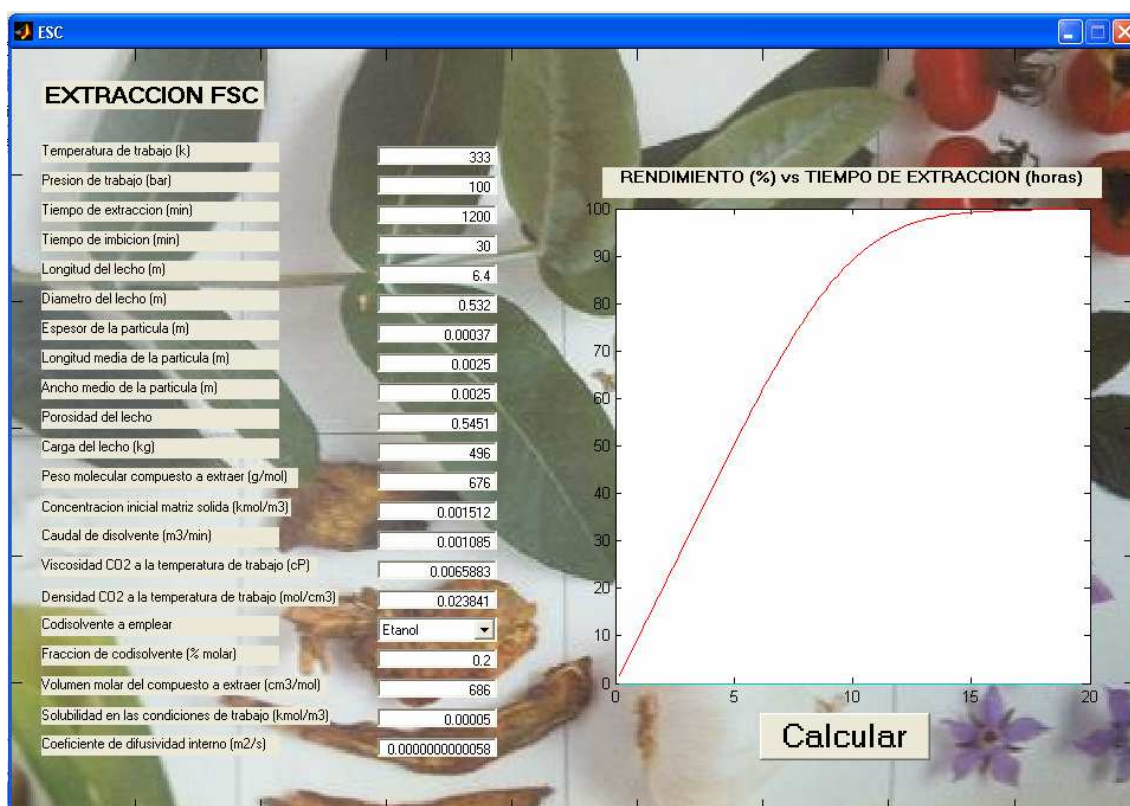


Figura 2.1. Pantalla de resultado para la extracción supercrítica de hollejo con CO₂ y etanol.

Es por ello, que se seleccionará como base un tiempo de operación de 7,5 horas y así el extractor deberá tener un volumen útil de 1500 L. En aquellos casos en los que el tiempo óptimo de extracción supere las 7,5 horas, deberá tenerse en cuenta la posible prolongación de la campaña según la cantidad diaria de materia prima a tratar.

En este punto puede plantarse como proceso de mejora el pretratamiento de la materia prima mediante una peletizadora que aumentase la densidad del sólido y permitiese trabajar con volúmenes menores en los extractores. No obstante, debería realizarse el estudio oportuno sobre la cinética de extracción supercrítica en este supuesto.

DIMENSIONES DE LA CANASTA.

Como ya se ha mencionado, el extractor tendrá un volumen útil de 1500L. Se entenderá como volumen útil, el volumen de la canasta cargada de materia prima que puede introducirse en el extractor.

Según la bibliografía (King List, 1996) la relación longitud/ diámetro para un extractor cilíndrico oscila, para los extractores de alta presión, entre 5 y 12, según el volumen. Para un volumen de 1500L, un volumen elevado, se estima una relación longitud/ diámetro de 12. Es conveniente trabajar con una relación alta, para que el flujo sea lo más homogéneo posible a lo largo del extractor. Así se evitan perfiles de concentración y temperatura en el interior del extractor.

Por lo tanto, para estimar la longitud y el diámetro de la canasta, se procede de la siguiente manera , a partir de la ecuación que define el volumen del cilindro:

$$V = L \cdot \pi \cdot R^2$$

$$\frac{L}{D} = 12 \Rightarrow \frac{L}{R} = 24$$

entonces

$$V = 24 \cdot \pi \cdot R^3 \Rightarrow R^3 = \frac{V}{24 \cdot \pi} \Rightarrow R = \sqrt[3]{\frac{V}{24 \cdot \pi}}$$

sustituyendo datos

$$R = 0,271m \quad \Rightarrow \quad \boxed{D = 0,542m} \quad \text{y} \quad \boxed{L = 6,5m}$$

Concluyendo, el volumen útil del extractor será de 1500L. Tendrá un diámetro interno de 0,54m y una longitud de 6,5m.

Para facilitar el contacto con el disolvente supercrítico la canasta estará perforada, con un diámetro de perforación de 2mm para evitar el arrastre de partículas de hollejo previamente trituradas.

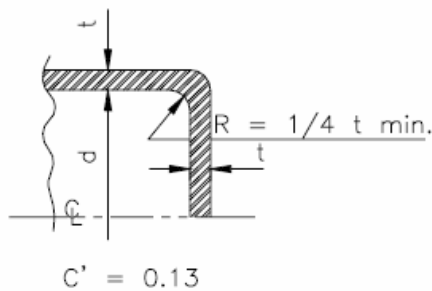
FRACCIONAMIENTO DE LA CANASTA

Dado la importante altura de la canasta, las capas de materia prima cercanas a la base pueden apelmazarse contrarrestando eficacia al proceso de extracción. Por ello, será más aconsejable la utilización de cuatro canastas de 1,8 m. de altura cada una unidas entre sí mediante un cierre de giro y anclaje.

ESPESOR DE LA CANASTA

La canasta deberá tener un espesor tal que soporte el peso de la materia prima sin deformarse. Se supondrá tapa plana y el espesor resultante para la tapa se aplicará al resto de la envolvente.

La ecuación para calcular el espesor de tapa plana es la que se indica a continuación:



$$t = \left(d \cdot \sqrt{C' \cdot P / SE} \right) + C$$

DETALLE TAPAS PLANAS

Figura 2.1. *Detalle de tapas planas.*

donde:

t: espesor de la tapa (in).

d: solape (in).

P: presión ejercida por la masa de materia prima (lb/in²).

SE: máximo esfuerzo permisible, obtenido de la tabla 2.3 del anexo (lb/in²).

C': característica del tipo de tapa, véase figura 2.1.

C: corrosión permisible, según el Reglamento de Aparatos a Presión (in).

Dado que la densidad del hollejo es muy baja y fácilmente cualquier materia prima puede presentar una densidad aparente mayor, se supondrá el doble (0,62 kg/L) para otorgar versatilidad a la planta.

En primer lugar, se calculará la masa de materia prima cargada en la canasta tal y como se indica:

$$M_p = \rho_a \cdot V = 930kg$$

A continuación, se calculará la fuerza que ejerce dicha masa sobre la tapa de la canasta y al dividirla entre el área de dicha tapa se obtendrá la presión ejercida:

$$F = M_p \cdot g = 930kg \cdot 9,8m/s^2 = 9114kg_f$$

$$A = \pi \cdot \left(\frac{D}{2}\right)^2 = 0,23m^2 = 2307cm^2$$

$$P = 3,95kg_f/cm^2 = 3,82bar$$

Entonces, sustituyendo todos los datos en la ecuación para calcular el espesor de la tapa plana:

$$t = \left(d \cdot \sqrt{C' \cdot P / SE}\right) + C$$

$$P = 3,82bar = 56,14lb/in^2$$

$$SE = 20000lb/in^2$$

$$d = 0,025m = 0,984in$$

$$C' = 0,13$$

$$C = 0,059in$$

resulta:

$$t = 0,077in \Rightarrow \boxed{t = 1,98mm \Rightarrow t \approx 2mm}$$

Por lo tanto, toda la canasta tendrá un espesor de 2 mm.

DIMENSIONES DEL EXTRACTOR.

Conocidas las dimensiones de la canasta a introducir en el extractor, se pueden determinar las dimensiones de éste. Se dotará al mismo de cierta holgura en el diámetro y en la altura, para evitar así que cualquier deformación que haya podido sufrir la canasta evite la entrada de esta al extractor.

Entonces, las dimensiones del extractor serán:

$$\boxed{D = 0,67m} \quad y \quad \boxed{L = 6,7m}$$

ESPEJOR DEL EXTRACTOR

Como ya se ha mencionado los extractores supercríticos se diseñarán en base a los recipientes sometidos a presión, es por ello que para calcular su espesor atenderemos a la siguiente expresión definida para recipientes cilíndricos sometidos a presión:

$$t = \frac{P \cdot D}{2 \cdot (SE + PY)} + C$$

donde:

t: espesor del cuerpo cilíndrico (in).

P: presión de diseño (lb/in²)

D: diámetro del recipiente cilíndrico (in).

SE: esfuerzo máximo permisible, obtenido de la tabla 2.3 del anexo (lb/in²).

C: sobreespesor de corrosión, según el Reglamento de Aparatos a Presión (in).

Y: coeficiente cuyos valores se encuentran en la tabla 2.4 del anexo para materiales ferrosos dúctiles; 0,4 para materiales ferrosos no dúctiles y 0 para materiales frágiles.

sustituyendo datos:

$$P = 300bar + 20\% = 360bar = 5290,54lb/in^2$$

$$D = 0,67m = 26,38in$$

$$SE = 20000lb/in^2$$

$$Y = 0,4$$

$$C = 0,059in$$

$$\Rightarrow \boxed{t_p = 81,64mm}$$

SISTEMA DE CIERRE.

Tal y como se ha indicado en el Capítulo 4 de la Memoria Descriptiva, los extractores contarán como un sistema de cierre tipo "calmp" o abrazadera diseño propio de la casa especializada en este tipo de equipos. Además, estos cierres estarán automatizados, de manera que facilitarán en gran medida la operación a lo largo del proceso de extracción.

PÉRDIDA DE CARGA EN EL LECHO.

A continuación se calcula la pérdida de carga que tiene lugar en los extractores. Para ello se utiliza la ecuación de Ergun:

$$\frac{P_o - P_L}{L} = 150 \cdot \frac{V\mu}{D_p^2} \cdot \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} + 1,75 \cdot \frac{V^2\rho}{D_p} \cdot \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3}$$

donde:

$P_o - P_L$: pérdida de carga en el lecho, Pa.

L: longitud del lecho, m.

V: velocidad másica del fluido, kg/m²s.

μ : viscosidad del fluido, kg/ms.

ε : porosidad del lecho.

D_p :Diámetro de partícula, m.

operando en la ecuación para expresarla de forma adimensional:

$$\frac{P_o - P_L}{L} = \frac{V^2\rho}{D_p} \cdot \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \cdot \left[\frac{150}{\text{Re}'} + 1,75 \right]$$

$$\left(\frac{P_o - P_L}{V^2\rho} \right) \cdot \left(\frac{D_p}{L} \right) = \left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \right) \cdot \left[\frac{150}{\text{Re}'} + 1,75 \right]$$

donde

$$\text{Re}' = \frac{\rho V D_p}{\mu} \cdot \left(\frac{1}{1-\varepsilon} \right)$$

sustituyendo todos los datos:

$$\rho = 745,60 \text{ kg / m}^3$$

$$V = 1,19 \text{ kg / m}^2 \text{ s}$$

$$D_p = D_{\text{equivalente}} = 0,0025 \text{ m}$$

$$\mu = 0,0000638 \text{ kg / ms}$$

$$\varepsilon = 0,5451$$

$$\text{Re}' = 102,76$$

$$L = 6,7 \text{ m}$$

$$P_o - P_L = 46,11 \text{ Pa} \Rightarrow \Delta P = 0,000455 \text{ bar}$$

Se comprueba que la pérdida de carga es mínima.

2.4. ELECCIÓN DEL EQUIPO.

En la tabla que se muestra a continuación se resumen las especificaciones del sistema de extracción:

SISTEMA DE EXTRACCIÓN (E-1, E-2 Y E-3)		
Temperatura	°C	80
Presión	bar	300
Longitud	mm	6700
Diámetro	mm	670
Esbeltez		10
Volumen útil	L	1500
Tiempo máximo operación	h	7,5
Número de canastas por extractor		4
Número extractores		3
Espesor	mm	81,64
Cierres		"Clamp"
Material		SS316

CAPÍTULO 3: CÁLCULO DE LOS SEPARADORES.

3.1. INTRODUCCIÓN.

Tras el proceso de extracción supercrítica, se obtiene un extracto más o menos aceitoso que debe separarse del disolvente. Aquellos casos en los que sea necesaria la aportación de codisolvente al proceso, será necesaria la separación de la disolución extracto-codisolvente del disolvente.

A lo largo de este capítulo se analizan los pasos para diseñar un separador y los parámetros de soporte que se requieren para dimensionar el equipo.

De una forma sencilla el diseño del separador expresa la selección del cilindro en el cual se puede introducir la mezcla gas-líquido para que se aisle, de tal manera que el gas salga por el tope del separador y el líquido en el fondo de la unidad.

3.2. GENERALIDADES.

Un separador líquido-gas tiene dos secciones básicas. En la sección superior, el gas fluye hacia arriba y las gotitas del líquido caen en la fase del líquido. La sección inferior permite que las burbujas de gas en el líquido emerjan y pasen a la fase de gas. Un recipiente de tamaño satisfactorio tendrá el espacio apropiado en cada sección, para permitir que estas funciones se lleven a cabo con alguna eficiencia mínima.

A continuación se desarrolla el método propuesto por PDVSA (Petróleos de Venezuela S.A) en la bibliografía (Marcías,1997) para el diseño de separadores gas-líquido horizontales.

El separador a diseñar se sobredimensionará para poder separar el máximo caudal de líquido, es decir, cuando se trabaja con un 20% de codisolvente. Además, dada la posibilidad de trabajar con distintos codisolventes se tomará como referencia el de mayor gravedad relativa (el agua) que necesitará un tiempo de residencia mayor y de este modo, todos los demás también se separarán.

3.3. DISEÑO DEL SEPARADOR S-1.

3.3.1. PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO.

VELOCIDAD DE DISEÑO DEL GAS.

La velocidad de diseño del gas puede calcularse mediante la siguiente ecuación, que se deriva de la ley de caída de Newton:

$$V_g = K \cdot \sqrt{\frac{(\rho_l - \rho_g)}{\rho_g}}$$

donde:

ρ_l : densidad del líquido (lb/ft³).

ρ_g : densidad del gas (lb/ft³).

K: constante.

Valores "K" para el cálculo del tamaño del recipiente.

El valor de la constante K es uno de los parámetros que mayor relevancia tienen en el momento de predecir el comportamiento de los fluidos dentro de un recipiente. En cierto modo, es el valor que acerca o aleja las predicciones del funcionamiento real del sistema.

En el caso de los separadores horizontales, la selección de la constante de Souders y Brown, K, se basa en la relación longitud/diámetro del recipiente, considerada de costura a costura. El máximo valor que se permite es 0,7.

$$2,5 < \frac{L}{D} < 4,0 \Rightarrow K = 0,4$$

$$4,0 < \frac{L}{D} < 6,0 \Rightarrow K = 0,5$$

$$\frac{L}{D} > 6,0 \Rightarrow K = 0,5 \cdot \left(\frac{L}{L_{base}} \right)^{0,5}$$

donde:

$$\frac{L_{base}}{D} = 6,0$$

Se partirá de un valor de K supuesto, que se comprobará una vez determinadas las dimensiones del separador. Así, se supone $K_{supuesto} = 0,5$.

Finalmente, se puede calcular la velocidad de diseño del gas sustituyendo los datos en la ecuación ya vista:

$$V_g = K \cdot \sqrt{\frac{(\rho_l - \rho_g)}{\rho_g}} = 4,41 \text{ ft/s} = 1,34 \text{ m/s}$$

$$\rho_l = 62,173 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_g = 0,78957 \text{ lb/ft}^3$$

TASA DEL FLUJO VOLUMÉTRICO DEL GAS.

La tasa de flujo volumétrico del gas, en las condiciones de operación del separador, se puede hallar siguiendo la ley combinada de los gases o dividiendo la tasa másica entre la densidad del gas, también en condiciones de operación, como sigue:

$$Q_g = \frac{W_g}{\rho_g} = 0,931 \text{ ft}^3 / \text{s} = 0,026 \text{ m}^3 / \text{s}$$

Calculados estos parámetros se procede al cálculo del área de la sección que permite el flujo normal del gas dentro del separador.

ÁREA DE LA SECCIÓN TRANSVERSAL QUE PERMITA EL FLUJO NORMAL DEL GAS DENTRO DEL SEPARADOR.

$$A_g = \frac{Q_g}{V_g} = 0,21 \text{ ft}^2 = 0,019 \text{ m}^2$$

DIÁMETRO DEL RECIPIENTE.

El diámetro del recipiente se determina en este punto, partiendo de la relación h_g/D . (Figura 3.1 y tabla 2.8 del anexo).

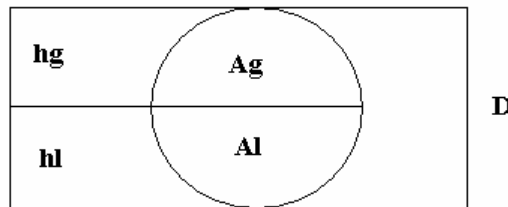


Figura 3.1. Separadores horizontales.

En términos generales, se comienza el diseño dejando la mitad de la sección transversal para el gas (h_g/D será 0,5) y la otra mitad, para el líquido. No obstante, la altura mínima del espacio de vapor por encima del nivel de líquido más alto debe ser, por lo menos, igual al 20% del diámetro del recipiente o a 30 cm., cualquiera que sea mayor.

Se aplicará un proceso iterativo para determinar el cociente h_g/D que cumpla la altura mínima de vapor por encima del nivel de líquido y además una relación satisfactoria entre la longitud y el diámetro del cilindro, que podrá comprobarse más adelante, y el resultado alcanzado fue el siguiente:

$$\frac{h_g}{D} = 0,73 \quad \Rightarrow \quad \boxed{D = 1,35 \text{ ft} = 0,41 \text{ m}}$$

DETERMINAR LA LONGITUD DEL CILINDRO.

Se supone una longitud costura a costura de un recipiente (L) y longitudes comunes que comienzan con 7,5 ft. y aumentan en incrementos de 2,5 ft.

$$L = 7,5 \text{ ft} = 2,25 \text{ m}$$

VOLUMEN DE RETENCIÓN DEL LÍQUIDO.

$$V_l = A_l \cdot L = 2,34 \text{ ft}^3 = 0,066 \text{ m}^3$$

$$A_l = 0,31 \text{ ft}^2 = 0,029 \text{ m}^2$$

FLUJO VOLUMÉTRICO DEL LÍQUIDO.

$$Q_l = \frac{W_l}{\rho_l} = 0,003 \text{ ft}^3 / \text{s} = 8,5 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3 / \text{s}$$

TIEMPO DE RETENCIÓN DEL LÍQUIDO.

$$t_{rl} = \frac{V_l}{60 \cdot Q_l} = 13,18 \text{ min.}$$

COMPROBACIÓN DE UNA RELACIÓN SATISFACORIA L/D.

Se determina la esbeltez del separador atendiendo a las relaciones económicas L/D del recipiente, con el margen entre 2,5 y 6.

$$2,5 < \frac{L}{D} < 6$$

$$\frac{L}{D} = 5,55$$

Puede comprobarse que el valor de $K_{\text{supuesto}} = 0,5$ al comienzo del procedimiento de cálculo es válido.

CORRECCIÓN DE LAS DIMENSIONES.

Después de establecer las dimensiones para lograr la separación requerida, se debe agregar un mínimo 75 cm. adicionales de longitud, para acomodar los indicadores de nivel, controles de nivel, válvulas de drenaje, etc.

DIÁMETRO DE LA BOQUILLA DE ENTRADA.

La boquilla de entrada debe tener un tamaño calculado según las fórmulas enunciadas por Watkins (Marcías,1997).

$$D_{boquilla} = \sqrt{\frac{4 \cdot (Q_l + Q_g)}{\pi \cdot V_{boquilla}}}$$

Se halla la densidad de la mezcla formada por el líquido y el gas y con ella se determina la velocidad del fluido en la entrada del recipiente.

Para calcular la densidad de la mezcla se procede así:

$$\rho_m = \frac{W_l + W_g}{Q_l + Q_g} = 0,985 lb / ft^3$$

Calculamos ahora la velocidad del gas en la boquilla.

$$V_{boquilla} = \frac{80}{\sqrt{\rho_m}} = 80,61 ft / s = 24,57 m / s$$

La fórmula que se usa para calcular la velocidad permisible en la boquilla para que entre la mezcla en el separador, corresponde al 80% de la velocidad de erosión para el flujo continuo.

La experiencia indica que la velocidad real del fluido en la boquilla tiene un valor máximo. Esto indica que en la boquilla de entrada de la mezcla al separador no se deberá utilizar una velocidad mayor de 30 ft/s aún cuando así resulte del uso de la fórmula. Dado que el resultado de la fórmula nos indica un valor mayor a 30 ft/s, se tomará el valor máximo permitido.

Ahora se puede calcular el diámetro de la boquilla :

$$D_{boquilla} = \sqrt{\frac{4 \cdot (Q_l + Q_g)}{\pi \cdot V_{boquilla}}} = 0,2 ft = 0,06m$$

DIÁMETRO DE LAS BOQUILLAS DE SALIDA.

Se procede del mismo modo que en la boquilla de la corriente de entrada pero refiriendo los términos al gas o el líquido, según la boquilla de la que se trate.

BOQUILLA DE SALIDA DEL GAS.

Se calcula la velocidad del gas en la boquilla.

$$V_{boquilla} = \frac{80}{\sqrt{\rho_g}} = 90,03 \text{ ft} / \text{s} = 27 \text{ m} / \text{s}$$

$$\rho_g = 0,78957 \text{ lb} / \text{ft}^3$$

La velocidad del gas en la boquilla de salida, según la bibliografía seguida en este procedimiento, ha de ser de 18 a 27 m/s. Se comprueba que la velocidad calculada se sitúa dentro de ese rango.

Ahora se puede calcular el diámetro de la boquilla :

$$D_{boquilla} = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_g}{\pi \cdot V_{boquilla}}} = 0,115 \text{ ft} = 0,035 \text{ m}$$

BOQUILLA DE SALIDA DEL LÍQUIDO.

Se calcula la velocidad del líquido en boquilla.

$$V_{boquilla} = \frac{80}{\sqrt{\rho_l}} = 10,14 \text{ ft} / \text{s} = 3,09 \text{ m} / \text{s}$$

$$\rho_l = 62,173 \text{ lb} / \text{ft}^3$$

La velocidad del líquido en la descarga del separador ha de ser de 1 m/s (Marcías, 1997). Dado que el valor obtenido es superior, se aplicará el valor limitante para calcular el diámetro.

$$D_{boquilla} = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_l}{\pi \cdot V_{boquilla}}} = 0,034 \text{ ft} = 0,01 \text{ m}$$

CÁLCULO DE LOS ESPESORES DEL CASCO Y DE LOS CABEZALES.

Aunque el separador esta diseñado en base a las condiciones de operación más desfavorables para la separación, el espesor del mismo se diseñará para que una presión máxima de operación 60 bar.

En primer lugar, se calculará el espesor del cuerpo del envase haciendo uso de la siguiente ecuación, ya usada en capítulos anteriores:

$$t_m = \frac{P \cdot D_e}{2 \cdot (SE + PY)} + C = 0,48in = 12,12mm$$

$$P = 1058,11lb / in^2$$

$$D_e = 16,14in$$

$$C = 0,059in$$

$$SE = 20000lb / in^2$$

$$Y = 0,4$$

Con respecto a los fondos, se trabajará con fondos torisféricos. Estos fondos son los de mayor aceptación en la industria, debido a su bajo coste y a que soportan grandes presiones manométricas. Su principal característica es la relación que establecen los parámetros geométricos del diámetro principal y el radio del abombado (codillo). Se construyen mediante una figura de revolución cuyo perfil (sección del fondo con plano que pasa por el eje del cilindro) interno se obtiene mediante dos radios de curvatura con centros diversos. Para el caso en estudio se escogerá uno de los tipos más utilizados:

"Fondo torisférico Korbbogen Boden, con radio mayor $L=0,8 \cdot D_o$ y radio menor $r=D_o/6,5$ ". Para el cálculo de su espesor se utilizará la siguiente ecuación:

$$t = \frac{P \cdot D_o \cdot M}{2 \cdot SE + (P \cdot (M - 0,2))} + C$$

donde

$$M = \frac{1}{4} \cdot \left[3 + \sqrt{\frac{L}{r}} \right]$$

donde:

La relación L/r oscila entre 1 y 16.

La presión hace referencia a la presión de diseño.

Sustituyendo todos los datos tenemos que:

$$P = 1058,11 \text{ lb} / \text{in}^2$$

$$D_o = 16,14 \text{ in}$$

$$L = 12,91 \text{ in}$$

$$r = 2,5 \text{ in}$$

$$M = 1,32$$

$$C = 0,059 \text{ in}$$

$$SE = 20000 \text{ lb} / \text{in}^2$$

$$t = 0,61 \text{ in} = 15,24 \text{ mm}$$

Por lo tanto, el tanto el casco como los cabezales del separador tendrán un espesor de 15,24 mm.

3.3.2. ELECCIÓN DEL EQUIPO.

En la tabla que se muestra a continuación se resumen las especificaciones del separador S-1:

SEPARADOR HORIZONTAL S-1		
Temperatura	°C	30
Presión	bar	60
Longitud	mm	3000
Diámetro	mm	410
Esbeltez		5,55
Tiempo residencia	min	13,18
Espesor	mm	15,24
Diámetro boquilla entrada	mm	60
Diámetro boquilla salida G/L	mm	35/10
Fondos		Korbbogen
Material		SS316

3.4. DISEÑO DEL SEPARADOR S-2.

Para posibilitar el fraccionamiento del extracto siempre y cuando se desee, se dispondrá del separador S-2 de características idénticas al separador S-1:

SEPARADOR HORIZONTAL S-2		
Temperatura	°C	30
Presión	bar	60
Longitud	mm	3000
Diámetro	mm	410
Esbeltez		5,55
Tiempo residencia	min	13,18
Espesor	mm	15,24
Diámetro boquilla entrada	mm	60
Diámetro boquilla salida G/L	mm	35/10
Fondos		Korbbogen
Material		SS316

CAPÍTULO 4: DIMENSIONAMIENTO DE LOS TANQUES.

4.1. INTRODUCCIÓN.

Para la operación de la planta de extracción supercrítica será esencial la presencia de tanques que faciliten el almacenamiento de los disolventes, productos finales y material de reciclo.

En este capítulo se desarrollará el procedimiento de cálculo oportuno para el diseño del tanque de proceso donde se almacena el CO₂ condensado, el pulmón de recuperación al que llega el CO₂ recuperado y el tanque de almacenamiento del codisolvente.

4.2. GENERALIDADES.

Como ya se comentó en la memoria descriptiva, en algunos casos resulta conveniente añadir un codisolvente al proceso de extracción supercrítica para favorecer el proceso. Esta adición suele ser lo más baja posible, para evitar posteriores fases de separación entre el producto extraído y el codisolvente, sin embargo es conveniente que la planta disponga de un depósito para codisolvente para facilitar la adición del mismo siempre y cuando sea necesario.

Respecto a los tanques para el CO₂, ambos son tanques de proceso. El primero almacena CO₂ condensado a 60 bar y 5°C que se adecuará para entrar al proceso de extracción. El segundo, al que llega el CO₂ recuperado y el CO₂ del sistema de recepción (este último siempre que sea necesario) actúa como un colchón en la recepción del CO₂ para su posterior trasvase en las condiciones adecuadas al tanque de proceso.

4.3. DISEÑO DEL TANQUE DE CODISOLVENTE.

4.4.1. BASES DE DISEÑO.

CLASIFICACIÓN DEL PRODUCTO.

Etanol:

Punto de inflamación: 13°C < 38 °C

Presión de vapor a 20°C : 0.059 kg/cm²

Punto de ebullición: 79°C

Punto de fusión: -117°C

Atendiendo a estas características y al reglamento de almacenamiento de productos químicos el etanol pertenece a la **SUBCLASE B1**.

TIPO DE ALMACENAMIENTO.

El almacenamiento de este producto se hará en un recipiente cilíndrico vertical situado dentro de la planta de extracción supercrítica y contará con un volumen de 30 m³.

El recipiente de almacenamiento se construirá con un material adecuado para las condiciones de almacenamiento y de producto almacenado. Por ello, el material elegido es el acero SA-283 C, este acero tiene una buena ductilidad, fusión de soldadura y fácilmente maquinable, además es uno de los aceros más económicos apropiados para este tipo de recipientes.

El diseño se realizará de acuerdo con las reglamentaciones técnicas vigentes sobre la materia y, en su ausencia, con códigos o normas de reconocida solvencia. Para el desarrollo del presente proyecto se utilizará el Código ANSI/ASME BPV Code-VIII-1(2000).

DATOS DE PARTIDA.

Los datos de partida que se conocen para el tanque de almacenamiento de codisolvente son los siguientes:

Tanque de codisolvente		
Volumen	m ³	30
Presión de diseño	kg/cm ²	3,5
Temperatura de diseño	°C	40
Material		SA-283C
Tensión máxima admisible	kg/cm ²	1104
Margen de corrosión	mm	3

La presión de diseño será 3,5 kg/cm², atendiendo a la normativa aplicada.

4.4.2. PROCESO DE CÁLCULO.

ESBELTEZ DEL CUERPO CILÍNDRICO.

La esbeltez del cuerpo cilíndrico debe ajustarse atendiendo a las relaciones económicas L/D del recipiente, con el margen entre 2,5 y 6. De este modo, para otorgar al depósito de un volumen de 30 m^3 :

$$L = 6,63m$$

$$D = 2,4m$$

$$\frac{L}{D} = 2,76$$

ALTURA DE LA COLUMNA DE LÍQUIDO.

La altura del nivel de líquido dentro del depósito será tal que permita un 20% de espacio libre por encima del mismo. Entonces:

$$H_L = 0,20 \cdot L = 0,20 \cdot 6,63(m)$$

$$\Rightarrow H_L = 5,3m$$

Entonces, la capacidad para el líquido es de 24 m^3 .

CÁLCULO DE ESPESORES.

El cálculo mecánico del tanque consiste, básicamente, en el cálculo de los espesores, tanto de la envolvente como de los fondos que constituyen el recipiente.

Se realiza esta determinación siguiendo el código ASME Sección VIII División I, que indica los métodos de cálculo para dichos espesores.

Para comenzar el cálculo se deben disponer de los datos básicos del proyecto como: presión y temperatura de proyecto, las cargas debidas al viento, coeficiente sísmico, tipo de material, dimensiones del equipo, margen de corrosión, etc.

Se despreciará la carga o presión ejercida por el viento, ya que el depósito se encuentra emplazado dentro de un recinto; por este mismo hecho, consideramos que la instalación no está sometida a presión externa. Por otro lado, tampoco se considerará el efecto sísmico dada la localización geográfica de la zona de implantación.

Espesor en carcasas cilíndricas:

La presión interna en un elemento cilíndrico produce dos tipos de tensiones: circunferenciales o transversales y axiales o longitudinales, siendo el valor de las primeras el doble que el de las segundas. Por lo tanto, cuando en las diferentes normas o códigos se incluyen las fórmulas que definen el espesor exigido, éstas están basadas en las tensiones circunferenciales que producen, por ser superiores los espesores requeridos por éstas.

El espesor de las carcasas cilíndricas, de acuerdo con ASME, Sección VIII, Div.1, viene dado por la siguiente fórmula, ya comentada con anterioridad:

$$t = \frac{P \cdot D}{2 \cdot (SE + PY)} + C$$

donde:

t: espesor del cuerpo cilíndrico (in).

P: presión de diseño (lb/in²)

D: diámetro del recipiente cilíndrico (in).

SE: esfuerzo máximo permisible, obtenido de la tabla 2.3 del anexo (lb/in²).

C: sobreespesor de corrosión, según la normativa aplicada (in).

Y: coeficiente cuyos valores se encuentran en la tabla 2.4 del anexo para materiales ferrosos dúctiles; 0,4 para materiales ferrosos no dúctiles y 0 para materiales frágiles.

sustituyendo datos:

$$P = 59,74 \text{ lb/in}^2$$

$$D = 2,4 \text{ m} = 94,48 \text{ in}$$

$$SE = 15700 \text{ lb/in}^2$$

$$Y = 0,4$$

$$C = 0,059 \text{ in}$$

$$\Rightarrow t = 6,1 \text{ mm}$$

Espesor en los fondos:

Con respecto a los fondos, se trabajará con fondos torisféricos. Estos fondos son los de mayor aceptación en la industria, debido a su bajo coste y a que soportan grandes presiones manométricas. Su principal característica es la relación que establecen los parámetros geométricos del diámetro principal y el radio del abombado (codillo). Se construyen mediante una figura de revolución cuyo perfil (sección del fondo con plano que pasa por el eje del cilindro) interno se obtiene mediante dos radios de curvatura con centros diversos. Para el caso en estudio se atenderá a uno de los tipos más utilizados:

"Fondo torisférico Korbogen Boden, con radio mayor $L=0,8 \cdot D_o$ y radio menor $r=D_o/6,5$ ". Para el cálculo de su espesor se utilizará la siguiente ecuación, ya comentada en el capítulo 3:

$$t = \frac{P \cdot D_o \cdot M}{2 \cdot SE + (P \cdot (M - 0,2))} + C$$

donde

$$M = \frac{1}{4} \cdot \left[3 + \sqrt{\frac{L}{r}} \right]$$

donde:

La relación L/r oscila entre 1 y 16.

Además en este caso, la presión será la presión de diseño más la presión de columna de líquido en, lb/in^2 .

$$P_{\text{líquido}} = \frac{H_L \cdot \rho}{10^4} = 0,53 \text{ kg/cm}^2 = 7,54 \text{ lb/in}^2$$

Sustituyendo todos los datos tenemos que:

$$P = 67,28 \text{ lb/in}^2$$

$$D_o = 94,48 \text{ in}$$

$$L = 118,1 \text{ in}$$

$$r = 14,54 \text{ in}$$

$$M = 1,46$$

$$C = 0,059 \text{ in}$$

$$SE = 15700 \text{ lb/in}^2$$

$$t = 0,35 \text{ in} = 8,89 \text{ mm}$$

Por lo tanto, el tanto el casco como los cabezales del separador tendrán un espesor de 8,89 mm.

SOPORTES DE APOYO DEL TANQUE.

Los recipientes verticales serán diseñados como unidades autosoportadas. Como soportes podrán utilizarse: faldones, patas, silletas y consolas.

En el presente proyecto, los recipientes irán soportados por patas. Se tomarán como patas de apoyo perfiles IPN de acero al carbono tipo A 42 con una tensión de compresión admisible $\sigma_{adm} = 1500 \text{ kg/cm}^2$.

La longitud de las mismas será tal que la altura que queda entre el fondo inferior del tanque y el suelo sea de 0,90 m. Entonces, atendiendo a la profundidad del fondo elipsoidal y a esta especificación, las patas tendrán una altura de 1,5 m.

El cálculo mecánico consiste en comprobar que las tensiones de compresión debidas al peso total sobre cada pata de apoyo más el pandeo debido al momento producido por la carga de viento sea en cualquier caso inferior a la tensión máxima admisible del material. Este último término será despreciable para el caso que se trata pues la instalación de almacenamiento se halla en un recinto confinado, quedando que:

$$\sigma_{compresión} = \omega \cdot \frac{P}{A} < \sigma_{admisible}$$

donde:

σ_{comp} : tensión de compresión total, en kg/cm^2 .

P: peso total soportado por cada pata de apoyo, en kg.

A: área transversal del perfil, en cm^2 .

ω : coeficiente de seguridad por pandeo.

Para determinar el coeficiente de seguridad por pandeo se necesita el coeficiente de esbeltez del perfil con el que acudir a la tabla 2.7 del anexo. Se recuerda que:

$$\lambda = \frac{l_p}{R_z}$$

donde:

l_p : longitud de pandeo, en cm.

R_z : radio de giro, en cm.

Considerando en cada caso al perfil como una columna empotrada en la base y libre en el extremo tenemos que la longitud de pandeo $l_p = 2l$.

Entonces, se partirá de distintos perfiles hasta cumplir las relaciones antes comentadas.

Partiendo de un perfil IPN-80 de 1,9 m. de longitud se tiene según la tabla 2.6 del anexo:

$$I_p = 2 \times 190 = 380 \text{ cm.}$$

$$R_z = 3,2 \text{ cm.}$$

$$A = 7,58 \text{ cm}^2.$$

Puede calcularse entonces el coeficiente de esbeltez:

$$\lambda = \frac{l_p}{R_z} = 118,75$$

con este dato y acero A 42 podemos obtener de la tabla 2.7 del anexo el coeficiente de pandeo del acero:

$$\omega = 2,64$$

Finalmente, se considera el peso total sobre cada apoyo:

$$P_{total} = P_{recipiente} + P_{líquido}$$

Para calcular el peso del recipiente se atiende a la superficie de todo el cuerpo, al espesor del mismo y al peso específico del acero con el que se trabaja (6,4) y resulta:

$$P_{recipiente} = 3313kg$$

y para el líquido contenido en el recipiente, considerando un caso desfavorable en el que tuviese que llenarse el depósito de agua, se tendrá un peso de:

$$P_{líquido} = 24000kg$$

Entonces:

$$P_{total} = 27312kg$$

y teniendo en cuenta que se tendrán 4 apoyos, se calcula el peso que debe soportar cada uno de ellos:

$$P_{apoyo} = 6828,18kg$$

Ahora puede comprobarse si la tensión de compresión excede o no a la tensión de compresión admisible:

$$\sigma_{\text{compresión}} = \omega \cdot \frac{P}{A} = 2,64 \cdot \frac{6828,18}{7,58} = 2378,15 \text{ kg} / \text{cm}^2 > \sigma_{\text{admisible}}$$

Como la tensión de compresión obtenida es mayor que la admisible, se deben rehacer los cálculos con un perfil más resistente hasta que se valide esta relación. A continuación se expone el perfil que cumple con el requisito exigido:

Perfil IPN-100:

$$l_p = 2 \times 190 = 380 \text{ cm.}$$

$$R_z = 4,01 \text{ cm.}$$

$$A = 10,6 \text{ cm}^2.$$

Se puede calcular entonces el coeficiente de esbeltez:

$$\lambda = \frac{l_p}{R_z} = 94,76$$

con este dato y acero A 42 se obtiene de la tabla 2.7 del anexo el coeficiente de pandeo del acero:

$$\omega = 1,86$$

Ahora puede comprobarse si la tensión de compresión excede o no a la tensión de compresión admisible:

$$\sigma_{\text{compresión}} = \omega \cdot \frac{P}{A} = 1,86 \cdot \frac{6828,18}{10,6} = 1198,15 \text{ kg} / \text{cm}^2 < \sigma_{\text{admisible}}$$

Se cumple la condición exigida y por lo tanto, los dispositivos de apoyo serán 4 patas de perfil IPN-100 soldadas directamente a la carcasa.

BOQUILLAS.

Todos los recipientes a presión deberán estar provistos de boquillas y conexiones de entrada y salida del producto, válvula de seguridad, entrada de hombre, venteo, etc; A continuación se enumeran algunas de las boquillas que se deben instalar en el tanque:

- Entrada de producto.
- Salida de producto.
- Drene.
- Venteo.
- Entrada de hombre.
- Conexión para válvula de seguridad.
- Conexión para manómetro.
- Conexión para termómetro.
- Conexiones para indicadores de nivel.
- Conexiones para control de nivel, etc.

De acuerdo con el tipo de recipiente a presión que se vaya a diseñar, éste puede tener una o varias boquillas de las antes mencionadas.

En concordancia con el Código A.S.M.E., Sección VIII División 1, todas las boquillas mayores de 3 pulgadas de diámetro, instaladas en recipientes a presión, deberán tener una placa de refuerzo en la unión del cuello de la boquilla con el recipiente.

Todas las placas de refuerzo de boquillas de 12 pulgadas de diámetro y menores, deberán llevar un barreno de prueba de 1/4" de diámetro con cuerda NPT, las placas de refuerzo de boquillas de 14" de diámetro y mayores, deberán tener dos barrenos de prueba.

Para instalar una boquilla, en un recipiente a presión, es necesario hacer un agujero en el cuerpo o tapa en que se vaya a instalar. Al efectuar este agujero se "quita área" y las líneas de esfuerzos que pasaban por el área que quitamos pasarán tangentes al agujero practicado. Para evitar fallas en la periferia de donde se practique el agujero, es necesario reponer el material que se quita.

Registro o entrada de hombre:

Cuando se requiere tener acceso al interior de un recipiente a presión, ya sea para mantenimiento, carga o descarga de sólidos, etc., es necesario instalar en él un registro de hombre. El diámetro mínimo para este tipo de registros es de 16", aunque éste no es muy recomendable por que dificulta el rápido acceso al interior del equipo, lo usual es instalar registros de 18 ó 20 pulgadas de diámetro. Ya que al abrir un registro de este tipo los operadores tendrían que cargar la tapa y éstas son muy pesadas, se recomienda instalar un pescante en la tapa de cada registro. En la figura 2.9 del anexo, se muestran los detalles de los registros y pescantes recomendables.

En resumen, el tanque contará con el siguiente juego de boquillas:

Boquillas en e tanque de codisolvente

Boquillas de entrada	1
Boquillas de salida	1
Drenaje	1
Venteos	1
Boca de hombre	1
Conexiones indicadores/ controladores	4

4.4.3. ELECCIÓN DEL EQUIPO.

En la tabla que se muestra a continuación se resumen las especificaciones del tanque de codisolvente:

Tanque de codisolvente		
Volumen	m ³	30
Longitud	m	6,63
Diámetro	m	2,4
Capacidad para líquido	m ³	24
Presión de diseño	kg/cm ²	3,5
Temperatura de diseño	°C	40
Material		SA-283C
Margen de corrosión	mm	3
Espesor	mm	8,89
Tipo de fondos		Korbbogen
Soportes apoyo		4 x IPN-100
Longitud soportes	m	1,5
Boquillas de entrada		1
Boquillas de salida		1
Drenaje		1
Venteos		1
Boca de hombre		1
Conexiones indicadores/ controladores		4

4.4. DISEÑO DEL TANQUE DE PROCESO.

4.4.1. BASES DE DISEÑO.

CLASIFICACIÓN DEL PRODUCTO.

Dióxido de carbono, CO₂:

Punto de sublimación: -79°C

Presión de vapor a 20°C : 58,33 kg/cm²

Punto de fusión: -56,6°C a 5,2 atm.

TIPO DE ALMACENAMIENTO.

Será clave a la hora de diseñar el depósito la cantidad de CO₂ condensado que debe albergar el mismo. Para ello se realiza una estimación en base al volumen de todos los equipos de la planta: los tres extractores, los dos separadores y un 20% más para el volumen que contenido en la línea de tubería y en los equipos de intercambio de calor. Este valor, claramente sobredimensionado, será el que se tome como referencia a la hora del diseño del tanque de proceso.

No obstante, debe tenerse en cuenta que el dióxido de carbono almacenado en el tanque de proceso será líquido condensado en condiciones de 5°C y 60 bar. Entonces, la capacidad necesario para el condensado es de:

$$V_{Total} = V_{tanques} + V_{separadores} + 20\%$$

$$V_{Total} = 4,5m^3 + 2,4m^3 + 20\%$$

$$V_{Total} \approx 8,5m^3$$

No obstante, el volumen del tanque será superior ya que, según la normativa aplicada, debe permitirse un 20% de espacio libre por encima del nivel de líquido en el tanque.

El recipiente de almacenamiento se construirá con un material adecuado para las condiciones de almacenamiento y de producto almacenado. Por ello, el material elegido es el acero SS-316.

El diseño se realizará de acuerdo con las reglamentaciones técnicas vigentes sobre la materia y, en su ausencia, con códigos o normas de reconocida solvencia. Para el desarrollo del presente proyecto se utilizará el Código ANSI/ASME BPV Code-VIII-1(2000).

DATOS DE PARTIDA.

Los datos de partida que se conocen para el tanque de proceso son los siguientes:

Tanque de proceso		
Volumen	m ³	10,63
Presión de diseño	kg/cm ²	74,39
Temperatura de diseño	°C	20
Material		SS-316
Tensión máxima admisible	kg/cm ²	1406,2
Margen de corrosión	mm	3

4.4.2. PROCESO DE CÁLCULO.

ESBELTEZ DEL CUERPO CILÍNDRICO.

La esbeltez del cuerpo cilíndrico debe ajustarse atendiendo a las relaciones económicas L/D del recipiente, con el margen entre 2,5 y 6. De este modo, teniendo en cuenta el volumen para albergar al condensado se tiene que :

$$L = 6,0125m$$

$$D = 1,5m$$

$$\frac{L}{D} = 4$$

ALTURA DE LA COLUMNA DE LÍQUIDO.

La altura del nivel de líquido dentro del depósito será tal que permita un 20% de espacio libre por encima del mismo. Entonces:

$$H_L = 0,20 \cdot L = 0,20 \cdot 6,0125(m)$$

$$\Rightarrow H_L = 4,81m$$

Entonces, la capacidad para el líquido es de 8,5 m³.

CÁLCULO DE ESPESORES.

El cálculo mecánico del tanque consiste, básicamente, en el cálculo de los espesores, tanto de la envolvente como de los fondos que constituyen el recipiente.

Se realiza esta determinación siguiendo el código ASME Sección VIII División I, que indica los métodos de cálculo para dichos espesores.

Para comenzar el cálculo se deben disponer de los datos básicos del proyecto como: presión y temperatura de proyecto, las cargas debidas al viento, coeficiente sísmico, tipo de material, dimensiones del equipo, margen de corrosión, etc.

Se despreciará la carga o presión ejercida por el viento, ya que el depósito se encuentra emplazado dentro de un recinto; por este mismo hecho, se considerará que la instalación no está sometida a presión externa. Por otro lado, tampoco se considerará el efecto sísmico dada la localización geográfica de la zona de implantación.

Espesor en carcasas cilíndricas:

La presión interna en un elemento cilíndrico produce dos tipos de tensiones: circunferenciales o transversales y axiales o longitudinales, siendo el valor de las primeras el doble que el de las segundas. Por lo tanto, cuando en las diferentes normas o códigos se incluyen las fórmulas que definen el espesor exigido, éstas están basadas en las tensiones circunferenciales que producen, por ser superiores los espesores requeridos por éstas.

El espesor de las carcasas cilíndricas, de acuerdo con ASME, Sección VIII, Div.1, viene dado por la fórmula:

$$t = \frac{P \cdot D}{2 \cdot (SE + PY)} + C$$

donde:

t: espesor del cuerpo cilíndrico (in).

P: presión de diseño (lb/in²)

D: diámetro del recipiente cilíndrico (in).

SE: esfuerzo máximo permisible, obtenido de la tabla 2.3 del anexo (lb/in²).

C: sobreespesor de corrosión, según la normativa aplicada (in).

Y: coeficiente cuyos valores se encuentran en la tabla 2.4 del anexo para materiales ferrosos dúctiles; 0,4 para materiales ferrosos no dúctiles y 0 para materiales frágiles.

sustituyendo datos:

$$P = 1058,11 \text{ lb} / \text{in}^2$$

$$D = 1,5 \text{ m} = 59,06 \text{ in}$$

$$SE = 20000 \text{ lb} / \text{in}^2$$

$$Y = 0,4$$

$$C = 0,059 \text{ in}$$

$$\Rightarrow t = 40 \text{ mm}$$

Espesor en los fondos:

Con respecto a los cabezales, se utilizarán cabezales elipsoidales, dado que un estudio previo con cabezales torisféricos proporciona valores de espesor bastante elevados. Entonces, para cabezales elipsoidales se aplica la siguiente ecuación:

$$t = \frac{P \cdot D_o \cdot K}{2 \cdot (SE + P(K - 0,1))} + C$$

donde

$$K = \frac{1}{6} \cdot \left[2 + \left(\frac{D}{2h} \right)^2 \right]$$

La relación D/2h oscila entre 1 y 3.

Además en este caso, la presión será la presión de diseño más la presión de columna de líquido en, lb/in².

$$P_{\text{líquido}} = \frac{H_L \cdot \rho}{10^4} = 0,44 \text{ kg} / \text{cm}^2 = 6,26 \text{ lb} / \text{in}^2$$

Se realizará un proceso iterativo en el que se supone un espesor de entrada para calcular el diámetro interno, D , y a partir de este dato calcular el espesor en base a las fórmulas anteriores.

Los resultados obtenidos son los siguientes:

$$P' = 1064,26 \text{ lb/in}^2$$

$$D_o = 59,06 \text{ in}$$

$$SE = 20000 \text{ lb/in}^2$$

$$h = 13,99 \text{ in}$$

$$C = 0,059$$

$$\Rightarrow t = 1,56 \text{ in} = 39,6 \text{ mm}$$

Por lo tanto, el tanto la carcasa cilíndrica como los fondos del tanque tendrán un espesor de 40 mm.

SOPORTES DE APOYO DEL TANQUE.

Los recipientes verticales serán diseñados como unidades autosoportadas. Como soportes podrán utilizarse: faldones, patas, silletas y consolas.

En el presente proyecto, los recipientes irán soportados por patas. Se tomarán como patas de apoyo perfiles IPN de acero al carbono tipo A 42 con una tensión de compresión admisible $\sigma_{adm} = 1500 \text{ kg/cm}^2$.

La longitud de las mismas será tal que la altura que queda entre el fondo inferior del tanque y el suelo sea de 0,90 m. Entonces, atendiendo a la profundidad del fondo elipsoidal y a esta especificación, las patas tendrán una altura de 1,5 m.

El cálculo mecánico consiste en comprobar que las tensiones de compresión debidas al peso total sobre cada pata de apoyo más el pandeo debido al momento producido por la carga de viento sea en cualquier caso inferior a la tensión máxima admisible del material. Este último término será despreciable para el caso que se trata pues la instalación de almacenamiento se halla en un recinto confinado, quedando que:

$$\sigma_{compresión} = \omega \cdot \frac{P}{A} < \sigma_{admisible}$$

donde:

σ_{comp} : tensión de compresión total, en kg/cm^2 .

P: peso total soportado por cada pata de apoyo, en kg.

A: área transversal del perfil, en cm^2 .

ω : coeficiente de seguridad por pandeo.

Para determinar el coeficiente de seguridad por pandeo es necesario el coeficiente de esbeltez del perfil con el que acudir a la tabla 2.7 del anexo. Recordemos que:

$$\lambda = \frac{l_p}{R_z}$$

donde:

l_p : longitud de pandeo, en cm.

R_z : radio de giro, en cm.

Considerando en cada caso al perfil como una columna empotrada en la base y libre en el extremo se tiene que la longitud de pandeo $l_p = 2l$.

Entonces, se partirá desde distintos perfiles hasta cumplir las relaciones antes comentadas.

Partiendo de un perfil IPN-80 de 1,9 m. de longitud tenemos según la tabla 2.6 del anexo:

$$l_p = 2 \times 190 = 380 \text{ cm.}$$

$$R_z = 3,2 \text{ cm.}$$

$$A = 7,58 \text{ cm}^2.$$

Se puede calcular entonces el coeficiente de esbeltez:

$$\lambda = \frac{l_p}{R_z} = 118,75$$

con este dato y acero A 42 se obtiene de la tabla 2.7 del anexo el coeficiente de pandeo del acero:

$$\omega = 2,64$$

Finalmente, se considerará el peso total sobre cada apoyo:

$$P_{total} = P_{recipiente} + P_{líquido}$$

Para calcular el peso del recipiente se atenderá a la superficie de todo el cuerpo, al espesor del mismo y al peso específico del acero con el que se trabaja (7,7) y resulta:

$$P_{\text{recipiente}} = 9813,9Kg$$

y para el líquido contenido en el recipiente, considerando un caso desfavorable en el que tuviese que llenarse el depósito de agua, se tendrá un peso de:

$$P_{\text{líquido}} = 8500kg$$

Entonces:

$$P_{\text{total}} = 18314kg$$

y teniendo en cuenta que se tienen 4 apoyos, se calcula el peso que debe soportar cada uno de ellos:

$$P_{\text{apoyo}} = 4578,5kg$$

Ahora puede comprobarse si la tensión de compresión excede o no a la tensión de compresión admisible:

$$\sigma_{\text{compresión}} = \omega \cdot \frac{P}{A} = 2,64 \cdot \frac{4578,5}{7,58} = 1594,6kg / cm^2 > \sigma_{\text{admisible}}$$

Como la tensión de compresión obtenida es mayor que la admisible, se deben rehacer los cálculos con un perfil más resistente hasta que se valide esta relación. A continuación se expone el perfil que cumple con el requisito exigido:

Perfil IPN-100:

$$I_p = 2 \times 190 = 380 \text{ cm.}$$

$$R_z = 4,01 \text{ cm.}$$

$$A = 10,6 \text{ cm}^2.$$

Se calcula el coeficiente de esbeltez:

$$\lambda = \frac{l_p}{R_z} = 94,76$$

con este dato y acero A 42 se obtiene de la tabla 2.7 del anexo el coeficiente de pandeo del acero:

$$\omega = 1,86$$

Ahora puede comprobarse si la tensión de compresión excede o no a la tensión de compresión admisible:

$$\sigma_{compresión} = \omega \cdot \frac{P}{A} = 1,86 \cdot \frac{4578,5}{10,6} = 803,4 \text{ kg / cm}^2 < \sigma_{admisible}$$

Se cumple la condición exigida y por lo tanto, los dispositivos de apoyo serán 4 patas de perfil IPN-100 soldadas directamente a la carcasa.

BOQUILLAS.

Todos los recipientes a presión deberán estar provistos de boquillas y conexiones de entrada y salida del producto, válvula de seguridad, entrada de hombre, venteo, etc; A continuación se enumeran algunas de las boquillas que se deben instalar en el tanque:

- Entrada de producto.
- Salida de producto.
- Drene.
- Venteo.
- Entrada de hombre.
- Conexión para válvula de seguridad.
- Conexión para manómetro.
- Conexión para termómetro.
- Conexiones para indicadores de nivel.
- Conexiones para control de nivel, etc.

Al igual que en el tanque de codisolvente, el tanque de proceso contará con el siguiente juego de boquillas:

Boquillas en e tanque de proceso

Boquillas de entrada	1
Boquillas de salida	1
Drenaje	1
Venteos	1
Boca de hombre	1
Conexiones indicadores/ controladores	4

4.4.3. ELECCIÓN DEL EQUIPO.

En la tabla que se muestra a continuación se resumen las especificaciones del tanque de proceso:

Tanque de proceso		
Volumen	m ³	10,63
Longitud	m	6,01
Diámetro	m	1,5
Capacidad para líquido	m ³	8,5
Presión de diseño	kg/cm ²	74,39
Material		SS-316
Margen de corrosión	mm	3
Espesor	mm	40
Tipo de fondos		Elipsoidales
Soportes apoyo		4 x IPN-100
Longitud soportes	m	1,5
Boquillas de entrada		1
Boquillas de salida		1
Drenaje		1
Venteos		1
Boca de hombre		1
Conexiones indicadores/ controladores		4
Aislamiento		Lana de vidrio

4.5. DISEÑO DEL PULMÓN DE RECUPERACIÓN.

El pulmón de recuperación es aquel que recibe el CO₂ recuperado del proceso de extracción y el CO₂ del sistema de recepción (este último siempre que sea necesario).

Este tanque actúa como un colchón que recibe CO₂ y lo envía de forma continua al tanque de proceso. En la figura 4.1 se puede visualizar un esquema de esta parte del proceso.

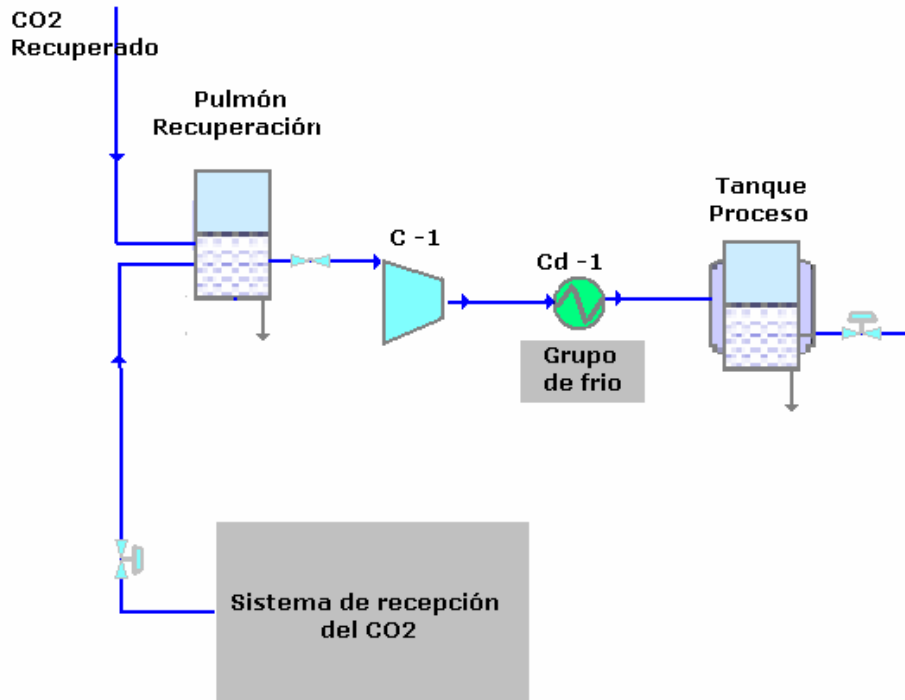


Figura 4.1. Tanque de proceso y pulmón de recuperación.

El tanque de proceso envía CO₂ de forma continua al proceso de extracción supercrítica. Este hecho hace que la presión en el tanque de proceso disminuya, lo que activa automáticamente el compresor C-1 que comprimirá el CO₂ que llega al pulmón de recuperación. Se establece así un flujo continuo en el pulmón de recuperación entre el CO₂ recuperado y el que extrae el compresor. Dado que durante el proceso de extracción pueden darse pérdidas de CO₂, siempre que el indicador de presión del pulmón de recuperación descienda de 7 bar existirá la reposición de CO₂ fresco desde el sistema de carga.

El CO₂ que llega al pulmón de recuperación lo hace en estado gaseoso y pudiendo alcanzar hasta los 60 bar. Sin embargo, dado que el pulmón de recuperación es un tanque en el que el CO₂ fluye de forma continua, no necesitará albergar toda la capacidad de CO₂ presente en la planta, se recuerda que solo actúa como un colchón en el sistema de recepción de CO₂. Es por ello, que se tomará

como características del pulmón de recuperación las calculadas para el tanque de proceso:

Pulmón de recuperación

Volumen	m ³	10,63
Longitud	m	6,01
Diámetro	m	1,5
Capacidad para líquido	m ³	8,5
Presión de diseño	kg/cm ²	74,39
Material		SS-316
Margen de corrosión	mm	3
Espesor	mm	40
Tipo de fondos		Elipsoidales
Soportes apoyo		4 x IPN-100
Longitud soportes	m	1,5
Boquillas de entrada		1
Boquillas de salida		1
Drenaje		1
Venteos		1
Boca de hombre		1
Conexiones indicadores/ controladores		4
Aislamiento		Lana de vidrio

CAPÍTULO 5: CÁLCULO DE LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR .

5.1. INTRODUCCIÓN

A lo largo de todo el proceso de extracción supercrítica serán numerosos los puntos en los que se debe realizar el aporte o retirada de calor. Dentro de este capítulo se estudiarán los siguientes intercambiadores de calor:

- Intercambiador de calor CC-1.
- Intercambiador de calor CC-2 y CC-3.

Los cambiadores de calor serán cambiadores de carcasa y tubos, con tubos de acero inoxidable para el disolvente y carcasa de acero al carbono para el fluido de transferencia de calor.

5.2. FUNDAMENTOS DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR.

5.2.1. ECUACIONES FUNDAMENTALES

Para cualquiera que sea el tipo de aparato utilizado, si sólo se consideran las condiciones de entrada y de salida de los fluidos, se puede establecer el balance térmico global del aparato escribiendo que la cantidad de calor Q perdida por el fluido caliente es igual a la que gana el fluido frío, si se desprecian las pérdidas térmicas.

$$Q = M \cdot (H_1 - H_2) = m \cdot (h_2 - h_1)$$

$$Q = M \cdot Cp_c \cdot (\Delta T)_c = m \cdot Cp_f \cdot (\Delta T)_f$$

Donde las mayúsculas se emplean para el fluido caliente y las minúsculas para el frío, y siendo 1 y 2 la entrada y salida, respectivamente.

Entonces, se puede aplicar la ecuación de Fourier al conjunto del aparato:

$$Q = A \cdot \frac{\Delta t_m}{\Sigma R} = U \cdot A \cdot \Delta t_m$$

donde:

A = superficie total de intercambio del aparato

U = coeficiente de transmisión global.

Δt_m = diferencia de temperatura media entre los fluido.

5.2.2. DIFERENCIA MEDIA DE TEMPERATURAS

La evolución de temperatura de cada fluido a partir de la temperatura de entrada T_1 y t_1 condiciona directamente el valor medio. Es por ello que se hará uso de la DMTL (diferencia media de temperatura logarítmica) que en contracorriente pura se define como:

$$DMTL = A.T_{ml} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

Sin embargo, en intercambiadores de carcasa y tubo, existe una combinación de flujos en contracorriente y paralelo, por lo que no puede ser la diferencia verdadera de temperatura. Es por ello que se define la relación fraccionaria entre la diferencia verdadera de temperatura y la DMTL F_t .

$$F_t = \frac{\sqrt{R^2 + 1} \cdot \ln(1 - S)/(1 - RS)}{(R - 1) \cdot \ln \frac{2 - S \cdot (R + 1 - \sqrt{R^2 + 1})}{2 - S \cdot (R + 1 + \sqrt{R^2 + 1})}} \quad \text{donde } R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad \text{y} \quad S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

y así, la ecuación de Fourier para el intercambiador puede escribirse como:

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta t = U \cdot A \cdot F_t(MLDT)$$

El término F_t mide la eficacia del aparato, por lo que se aconseja en los cálculos de intercambiadores, no adoptar valores de F_t inferiores a 0,75-0,8.

5.2.3. COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSMISIÓN DE CALOR, U

Para un elemento de tubo, el flujo de calor correspondiente encontrará cinco resistencias:

- i) $R_0 = 1/h_o$; resistencia del fluido exterior del tubo e igual a la inversa del coeficiente de película externa.
- ii) R_{so} ;resistencia debida a la película de ensuciamiento depositada en el exterior del tubo.
- iii) R_f ;resistencia debida a la pared metálica del tubo.
- iv) R_{si} ;resistencia debida a la película de ensuciamiento depositada en el interior de los tubos.
- v) $R_i = 1/h_i$;resistencia en el fluido interior del tubo igual a la inversa del coeficiente de película interna.

Es necesario referir todos los términos a la misma superficie. Conviene elegir, como referencia, la superficie exterior del tubo, lo que lleva a corregir las resistencias interiores de R_{si} y R_i multiplicándolas por el cociente D_0/D_i de los diámetros interiores y exteriores del tubo.

Estas resistencias corregidas se escribirán:

$$R_{sio} = R_{si} \cdot \frac{D_0}{D_i} \quad \text{y} \quad h_{io} = h_i \cdot \frac{D_i}{D_0}$$

Cuando este elemento es nuevo, la resistencias R_{sir} R_{so} son nulas y de esta manera, se define un coeficiente de transmisión limpio U de la siguiente forma:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_i(D_i/D_o)} + \frac{2,3 \cdot D_0}{2 \cdot K_m} \log \frac{D_0}{D_i} + \frac{1}{h_o} + R_{si} + R_{so}$$

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{io}} + \frac{2,3 \cdot D_0}{2 \cdot K_m} \log \frac{D_0}{D_i} + \frac{1}{h_o} + R_{si} + R_{so}$$

donde:

U : coeficiente global de transmisión de calor para una superficie limpia.

h_{i0} : coeficiente de película del lado de los tubos, referido a la superficie externa.

D_o : diámetro externo del tubo.

D_i : diámetro interno del tubo.

K_m : conductividad térmica del tubo (SS316).

h_o : coeficiente de película del lado de la carcasa.

R_{si} : resistencia debida a la película de ensuciamiento en el interior de los tubos.

R_{so} : resistencia debida a la película de ensuciamiento en el exterior de los tubos.

Para determinar el valor de los coeficientes de película y, por tanto, el coeficiente de transferencia global se calculará el número de Nusselt, cuya ecuación viene dada en función del Reynolds y el número de Prandtl (ver tabla 2.12 del anexo).

5.3. CAMBIOS DE FASE.

Además de los procesos de transmisión de calor que aumentan o disminuyen las temperaturas de los fluidos afectados, la transmisión de calor a lo largo del proceso también puede producir cambios de fase. Cuando sea este el caso, se procederá aplicando las correlaciones oportunas para determinar el coeficiente de película según el cambio de fase que proceda.

5.4. MÉTODO PARA EL DISEÑO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR.

Las dimensiones de un intercambiador de calor no están determinadas únicamente por consideraciones de transferencia de calor. Para fijar las dimensiones globales y el número de tubos del intercambiador es necesario tener en cuenta otras restricciones. Los problemas usuales de diseño de intercambiadores de calor consisten en idear una unidad con un rendimiento dado en cuanto a transferencia de calor, es decir, efectividad dada sujeto a ciertas restricciones, como por ejemplo: bajo coste de capital, bajo coste de operación, limitaciones en cuanto a tamaño, forma, peso y facilidad de mantenimiento.

En general, el ingeniero es libre de elegir la configuración del intercambiador (contracorriente, flujo cruzado, pasos múltiples, etc.), el tipo de transferencia de calor (tubos coaxiales, placas, haces de tubos, etc.) y las dimensiones características de la superficie. Para obtener una caída de presión baja se requiere una sección transversal de flujo de gran área, aunque también es importante seleccionar de manera adecuada la configuración y la superficie de transferencia de calor. La siguiente es una posible estrategia de diseño:

- Seleccionar una configuración.
- Seleccionar un tipo de superficie de transferencia de calor.
- Seleccionar las dimensiones de la superficie.
- Calcular las dimensiones resultantes de la unidad.
- Especificar la caída de presión permisible de una de las corrientes o de ambas.
- Evaluar el diseño respecto a factores como el costo de capital, el tamaño, el peso y la facilidad de mantenimiento.

El procedimiento de diseño típico de un intercambiador de calor es un proceso iterativo, en el cual se parte de unos valores iniciales supuestos y se van realizando intentos sucesivos hasta conseguir que los valores supuestos en el intento sean iguales a los resultantes en el cálculo.

5.5. DISEÑO DEL CAMBIADOR DE CALOR CC-1.

5.5.1. BASES DE DISEÑO.

Este cambiador, previo a los extractores, recibe la corriente de disolvente previamente bombeada. Se considerará la etapa de bombeo del fluido como un proceso iséntropico y mediante el diagrama 2.1 del anexo se determinará el aumento de temperatura que supone (20°C). Este resultado se validará consultando la base de datos del NIST. El cambiador de calor CC-1 será capaz de aumentar la temperatura del disolvente hasta 80°C .

Los datos de partida que se conocen para el cambiador CC-1 son los siguientes:

Cambiador CC-1		
	CO₂	Vapor Sat.
T _{entrada} (°C)	20	111,35
T _{salida} (°C)	80	111,35
P (bar)	300	1,5
Q (Kg/h)	1500	

En esta unidad, el vapor saturado procedente de una caldera auxiliar entra y condensa sobre los tubos , permitiendo así el calentamiento de la corriente de CO₂.

Realizando el balance entálpico correspondiente podremos determinar el caudal de vapor saturado necesario. El calor intercambiado se puede definir como la capacidad de intercambio del equipo, y es igual al calor cedido por el fluido caliente o absorbido por el frío:

$$Q = M \cdot (H_1 - H_2) = m \cdot (h_2 - h_1)$$

Donde las mayúsculas se emplean para el fluido caliente (Vapor saturado) y las minúsculas para el frío (CO₂), y siendo 1 y 2 la entrada y salida, respectivamente.

En primer lugar, calcularemos el calor intercambiado cedido por el CO₂:

$$Q = m \cdot (h_2 - h_1) = 1500 \cdot (0,084 - 0,056) = 41380,5 \text{ kcal / h}$$

$$h_1 = 0,056 \text{ kcal / kg}$$

$$h_2 = 0,084 \text{ kcal / kg}$$

Podemos calcular entonces la cantidad de vapor saturado necesario:

$$Q = 41380,5 = M_{\text{vapor}} \cdot (H_{\text{vsat}} - H_{\text{lsat}}) \Rightarrow M_{\text{vapor}} = \frac{41380,5}{(643,37 - 111,65)} = 77,78 \text{ kg vapor / h}$$

$$H_{\text{vsat}} = 643,37 \text{ kcal / kg}$$

$$H_{\text{lsat}} = 111,65 \text{ kcal / kg}$$

5.5.2. PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO.

Se seguirá la estrategia de diseño anteriormente comentada:

SELECCIÓN DE UNA CONFIGURACIÓN.

Los fluidos que van a intercambiar calor circularán en contracorriente en el cambiador CC-1.

TIPO DE SUPERFICIE DE TRANSFERENCIA DE CALOR.

El intercambiador a tratar será un intercambiador de carcasa y tubos tipo BEM, fabricado en acero inoxidable SS316, recomendado para este tipo de operaciones y condiciones de operación.

DIMENSIONES DE LA SUPERFICIE DE TRANSFERENCIA DE CALOR.

La transferencia de calor tendrá lugar a lo largo de la superficie de los tubos que constituyen el cambiador. Así, dependiendo del tubo que se emplee variará el área de transferencia. Con lo cual, el valor del área de tubos será un dato conocido y característico del cambiador.

Para el caso en estudio, dado el elevado valor de presión en el que se trabaja será necesario utilizar tubos de mayor espesor que los que se emplean habitualmente en cambiadores de calor. En primer lugar, se calculará el espesor de los tubos y luego fijaremos el resto de las dimensiones.

CALCULO DEL ESPESOR

Para calcular el espesor de los tubos se utilizará la siguiente expresión, ya comentada en capítulos anteriores:

$$t_m = \frac{P \cdot D_o}{2 \cdot (SE + PY)} + C$$

$$P = 360bar = 5290,64lb / in^2$$

$$D_o = 1,05in$$

$$C = 0,059in$$

$$SE = 20000lb / in^2$$

$$Y = 0,4$$

Sustituyendo datos y realizando los cambios de unidades oportunos:

$$t_m \approx 4,69mm , \text{ y por lo tanto: } \boxed{Schedule = 160}$$

Para el resto de dimensiones características del cambiador se han consultado las más utilizadas en la bibliografía (Perry, 2001). De este modo, las dimensiones características propuestas para este cambiador son:

Longitud	mm	1524
Diámetro nominal tubos	in	3/4

CÁLCULO DE LAS DIMENSIONES RESULTANTES DE LA UNIDAD.

En este apartado se llevará a cabo la determinación de las dimensiones resultantes, en función de las características anteriormente mencionadas.

CÁLCULO DE LA DMTL

Fluido Caliente		Fluido Frío	Diferencia
111,35	Alta Temperatura	80	31,35
111,35	Baja Temperatura	20	91,3
0	Diferencia	60	-59,95

$$(\Delta T)_{ml} = \frac{(111,35 - 80) - (111,35 - 20)}{\ln\left(\frac{(111,35 - 80)}{(111,35 - 20)}\right)}$$

$$(\Delta T)_{ml} = 56,1^\circ C$$

Procedemos entonces a calcular el factor de corrección para intercambiadores de carcasa y tubos, obteniendo así el valor de su eficacia:

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 0$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0,66 \Rightarrow F_t = 1$$

Entonces:

$$(\Delta T)_{corregida} = 56,1^\circ C$$

SUPOSICIÓN DEL COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA.

El coeficiente de transferencia depende de muchos factores, tales como las propiedades físicas e hidrodinámicas de los fluidos, el tipo de intercambiador, de las resistencias de ensuciamiento, etc.

El coeficiente global de transmisión, U, se calcula a partir del número de Nusselt (Nu), el cual es función del número de Reynolds (Re), y del número de Prandtl (Pr).

Para poder estimar el coeficiente global de transmisión de calor, habrá que partir de uno supuesto y luego verificarlo con las ecuaciones anteriormente propuestas. Para el cálculo iterativo será necesario suponer un valor inicial del coeficiente global que se denominará "U_s". Una buena estimación del coeficiente puede suponer un ahorro considerable de tiempo.

Como dato de partida en el cálculo iterativo se tomará como coeficiente global U_s = 650 kcal/h.m²°C.

SUPOSICIÓN DEL ÁREA DE INTERCAMBIO.

Aplicando la expresión general de transmisión de calor:

$$Q = U \cdot A \cdot (\Delta T)_{\text{corregida}}$$

$$A_s = \frac{Q}{U_s \cdot (\Delta T)_{\text{corregida}}} = \frac{41380,5}{650 \cdot 56,1} = 1,13 \text{m}^2$$

CÁLCULO DEL NÚMERO DE TUBOS.

Teniendo en cuenta las dimensiones de tubos antes mencionadas se puede calcular la superficie de tubo, y habiendo obtenido el valor total para la transferencia se calcula el número de tubos:

$$A_{\text{tubo}} = S_{\text{tubo}} \cdot L_{\text{tubo}} = 0,13 \text{m}^2$$

$$N_t = \frac{1,13}{0,13} \approx 9 \text{tubos}$$

CÁLCULO DEL COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSMISIÓN DE CALOR.

El coeficiente global se calculará haciendo uso de la ecuación anteriormente citada:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{io}} + \frac{2,3 \cdot D_0}{2 \cdot K_m} \log \frac{D_0}{D_i} + \frac{1}{h_o} + R_{si} + R_{so}$$

DISTRIBUCIÓN DEL CALOR.

Por el lado del CO₂ existe, además de un calentamiento previo, un cambio de fase a fluido supercrítico y un calentamiento posterior. Por lo tanto, el coeficiente de película será un valor medio entre el de precalentamiento, el de cambio a estado supercrítico y el de sobrecalentamiento.

No obstante, consultando la base de datos del NIST, puede comprobarse que todas las propiedades termoficas que intervienen en el proceso de transmisión de calor siguen la misma tendencia antes y después del cambio de fase y que no hay ningún salto apreciable entre las mismas. Es por ello que, se asumirá que se producirá el calentamiento deseado de la corriente como si tratara de una corriente sin cambio de fase.

Por este hecho, no será necesario aplicar la estimación de distribución del calor.

Coeficiente de película del lado del CO₂.

Para la estimación del coeficiente de película se han aplicado las ecuaciones halladas en la bibliografía para el caso de circulación por el interior de tubos.

Para determinar el coeficiente global será necesario calcular el número de Nusselt, el cual vendrá dado por la siguiente expresión, en función del número de Reynolds y del número de Prandtl (ver tabla 2.12 del anexo):

$$Nu = 0,023 \cdot Re^{\frac{4}{5}} \cdot Pr^{0,4}$$

El número de Reynolds, basado en la velocidad másica de flujo (G) a través del tubo y en el diámetro interior, se define como:

$$Re = \frac{4 \cdot G}{\pi \cdot D_i \cdot \mu}$$

y el número de Prandtl, viene dado como:

$$Pr = \frac{C_p \cdot \mu}{\lambda}$$

Una vez determinados todos los parámetros anteriores, se procede a obtener el coeficiente individual a partir del Nu:

$$Nu = \frac{h \cdot D_i}{\lambda}$$

A continuación se desarrollan los cálculos pertinentes.

En primer lugar, se calcula el Reynolds:

$$Re = \frac{4 \cdot G}{\pi \cdot D_i \cdot \mu}$$

$$G = 1500 \text{ kg} / \text{h}$$

$$D_i = 0,01554 \text{ m}$$

$$\mu = 0,00008391 \text{ kg} / \text{ms}$$

$$Re = 407052$$

Seguidamente se calcula el número de Prandtl:

$$Pr = \frac{C_p \cdot \mu}{\lambda}$$

$$C_p = 0,47503 \text{ kcal} / \text{kg}^\circ \text{C}$$

$$\mu = 0,00008391 \text{ kg} / \text{ms}$$

$$\lambda = 0,0000242 \text{ kcal} / \text{sm}^2 \text{ }^\circ \text{C}$$

$$Pr = 1,65$$

A continuación, ya puede determinarse el número de Nusselt:

$$Nu = 0,023 \cdot Re^{4/5} \cdot Pr^{0,4}$$

$$Nu = 863,25$$

y se despeja el coeficiente de película:

$$Nu = \frac{h \cdot D_i}{\lambda} \Rightarrow h = \frac{Nu \cdot \lambda}{D_i}$$

$$h = 4839,54 \text{ kcal} / \text{hm}^2 \text{ }^\circ \text{C}$$

y refiriendo este valor a la superficie exterior del tubo queda:

$$h_{io} = 2819,89 \text{ kcal} / \text{hm}^2 \text{ }^\circ \text{C}$$

Coefficiente de película del lado del vapor saturado.

Para la estimación del coeficiente de película se han aplicado las ecuaciones halladas en la bibliografía (kern, 1988) para varias filas de tubos horizontales:

$$h_o = 0,95 \cdot K_L \cdot \left[\frac{\rho_L \cdot g \cdot (\rho_L - \rho_V)}{\mu_L \cdot M_H} \right]^{1/3} \cdot N_r^{-1/6}$$

y

$$M_H = \frac{G_c}{L \cdot N_t}$$

donde:

h_o : coeficiente de condensación, W/m²°C.

k_L : conductividad térmica del liquido, W/m°C.

ρ_L : densidad del liquido, kg/m³.

g : fuerza de la gravedad, m/s².

μ_L : viscosidad del liquido, Ns/m².

ρ_V : densidad del vapor, kg/m³.

M_H : flujo de condensado por unidad de longitud de tubo, Kg/ms.

N_r : número medio de filas de tubos.

sustituyendo datos y realizando el cambio de unidades oportuno resulta

$$h_o = 0,95 \cdot K_L \cdot \left[\frac{\rho_L \cdot g \cdot (\rho_L - \rho_V)}{\mu_L \cdot M_H} \right]^{1/3} \cdot N_r^{-1/6}$$

$$K_L = 0,68195 \text{ W} / \text{m}^\circ \text{C}$$

$$\rho_L = 949,92 \text{ kg} / \text{m}^3$$

$$\rho_V = 0,8626 \text{ kg} / \text{m}^3$$

$$g = 9,8 \text{ m} / \text{s}^2$$

$$\mu_L = 0,002514 \text{ Ns} / \text{m}^2$$

$$M_H = 0,0016 \text{ kg} / \text{ms}$$

$$N_r = 0,085$$

$$h_o = 4885551,81 \text{ kcal} / \text{h.m}^2 \text{ }^\circ \text{C}$$

Cálculo del coeficiente global.

El coeficiente global se calculará haciendo uso de la ecuación anteriormente citada:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{io}} + \frac{2,3 \cdot D_o}{2 \cdot K_m} \log \frac{D_o}{D_i} + \frac{1}{h_o} + R_{si} + R_{so}$$

La experiencia en plantas de proceso (INTERQUISA) ha demostrado que los valores mínimos para las resistencias de ensuciamiento suelen tener un valor de 0,0004 y 0,0002 kcal/hm²°C para el exterior y el interior de los tubos, respectivamente.

Sustituyendo datos en la expresión anterior:

$$h_{io} = 2819,89 \text{ kcal} / \text{hm}^2 \text{ } ^\circ \text{C}$$

$$D_o = 0,02667 \text{ m}$$

$$K_m = 14,2 \text{ kcal} / \text{hm}^2 \text{ } ^\circ \text{C}$$

$$D_i = 0,01554 \text{ m}$$

$$h_o = 4885551,81 \text{ kcal} / \text{h.m}^2 \text{ } ^\circ \text{C}$$

$$\Rightarrow U = 684,24 \text{ kcal} / \text{hm}^2 \text{ } ^\circ \text{C}$$

Se había supuesto de partida un valor del coeficiente global de 650 kcal/hm²°C, con lo que se toma como válido el valor que se ha obtenido.

Corrección del área de transferencia.

Con el valor del coeficiente global calculado antes, es necesario corregir el área de transferencia, así como el número de tubos, de forma que se obtiene:

$$A = \frac{Q}{U_s \cdot (\Delta T)_{\text{corregida}}} = \frac{41380,5}{684,24 \cdot 56,1} = 1,078 \text{ m}^2$$

$$Q = 41380,5 \text{ kcal} / \text{h}$$

$$A_{\text{tubo}} = S_{\text{tubo}} \cdot L_{\text{tubo}} = 0,13 \text{ m}^2$$

$$N_t = \frac{1,078}{0,13} \approx 9 \text{ tubos}$$

CAÍDA DE PRESIÓN PERMISIBLE.

A continuación se calculan las pérdidas de carga que tienen lugar en los tubos del cambiador de calor diseñado. Para ello, se utilizará la siguiente ecuación propuesta por el método de Kern y la tabla 2.13 del anexo:

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{2 \cdot g \cdot \rho \cdot D \cdot \Phi_t}$$

donde:

D: Diámetro interno de los tubos, m.

f: factor de fricción.

G_t: velocidad másica, kg/hm².

L : longitud del tubo, m.

n : número de pasos.

g : aceleración de la gravedad, m/h².

ρ : densidad del fluido, kg/m³.

Φ_t :relación entre la viscosidad del fluido a la temperatura media del fluido y la temperatura de la pared del tubo. Dado que se maneja un fluido muy poco viscoso la diferencia entre ambos valores será despreciable y se supondrá Φ_t =1.

Sustituyendo todos los datos, se tiene que la pérdida de carga en el lado de los tubos para el cambiador de calor CC-1 es:

$D = 0,01554m$	}	$\Delta P_t = 498,79kg / m^2$
$G = 7914640,01kg / hm^2$		
$\mu = 0,302kg / hm$		
$Re = 407155,95$		
$f = 0,02016$		
$L = 1,524m$		
$n = 1$		
$\rho = 861,54kg / m^3$		
		$\Rightarrow \Delta P_t = 0,055bar$

5.5.3. RESUMEN DEL EQUIPO.

En la tabla que se muestra a continuación se resumen las especificaciones del cambiador CC-1:

CAMBIADOR DE CARCASA Y TUBOS (BEM) CC-1			
Fluido		CO ₂	Vapor Sat.
Caudal másico	kg/h	1500	77,78
Temperatura E/S	°C	20 / 80	111,35/ 111,35
Dirección relativa de los fluidos		Contracorriente	
Temperatura media	°C	50	111,35
Densidad E/S	kg/m ³	977,48 / 745,60	0,863 / 949,92
Calor específico E/S	kcal/kg°C	0,456 / 0,492	0,591 / 1,011
Viscosidad E/S	cP	0,114 / 0,064	0,013 / 0,251
Conductividad térmica E/S	kcal/hm°C	0,106 / 0,0714	0,022 / 0,587
Número de pasos		1	1
Capacidad total	kcal/h	41380,5	
DN tubo	in	3/4	
Longitud tubo	mm	1524	
Número de tubos		9	
Coeficiente global de transmisión	kcal/hm ² °C	684,24	
Pitch tubos	mm	25	
Schedule	nº	160	
Tamaño carcasa	mm	154	
Dimensión conexiones E/S	mm	50,8 / 25,4	25,4 / 50,8
Material		SS316	SS316

Tanto el tamaño de la carcasa como las dimensiones de las conexiones de entrada y salida, se han tomado atendiendo a los valores más frecuentes de la bibliografía (Kern, 1988) para los casos que mejor se ajustan al cambiador en estudio.

5.6. DISEÑO DEL CAMBIADOR DE CALOR CC-2.

5.6.1. BASES DE DISEÑO.

Este cambiador, previo al separador S-1, recibe la corriente de disolvente tras la reducción de presión de la misma en la BPR-1. Se considerará la etapa de reducción de presión del fluido como un proceso isentálpico y mediante el diagrama 2.1 del anexo se determinará la disminución de temperatura (-49,37°C) que tiene lugar al reducir la presión al máximo, es decir, hasta 7 bar. Este resultado se validará consultando la base de datos del NIST. El cambiador de calor CC-2 será capaz de aumentar la temperatura del disolvente hasta 30°C .

Los datos de partida que se conocen para el cambiador CC-2 son los siguientes:

Cambiador CC-2		
	CO₂	Vapor Sat.
T _{entrada} (°C)	-49,37	111,35
T _{salida} (°C)	30	111,35
P (bar)	7	1,5
Q (Kg/h)	1500	

En esta unidad, el vapor saturado procedente de una caldera auxiliar entra y condensa sobre los tubos , permitiendo así el calentamiento de la corriente de CO₂.

Realizando el balance entálpico correspondiente puede determinarse el caudal de vapor saturado necesario. El calor intercambiado se puede definir como la capacidad de intercambio del equipo, y es igual al calor cedido por el fluido caliente o absorbido por el frío:

$$Q = M \cdot (H_1 - H_2) = m \cdot (h_2 - h_1)$$

Donde las mayúsculas se emplean para el fluido caliente (Vapor saturado) y las minúsculas para el frío (CO₂), y siendo 1 y 2 la entrada y salida, respectivamente.

En primer lugar, se calculará el calor intercambiado cedido por el CO₂:

$$Q = m \cdot (h_2 - h_1) = 1500 \cdot (0,121 - 0,084) = 55263 \text{ kcal/h}$$

$$h_1 = 0,084 \text{ kcal/kg}$$

$$h_2 = 0,121 \text{ kcal/kg}$$

Puede calcularse entonces la cantidad de vapor saturado necesario:

$$Q = 41380,5 = M_{\text{vapor}} \cdot (H_{\text{vsat}} - H_{\text{lsat}}) \Rightarrow M_{\text{vapor}} = \frac{55263}{(643,37 - 111,65)} = 103,87 \text{ kgvapor/h}$$

$$h_{\text{vsat}} = 643,37 \text{ kcal/kg}$$

$$h_{\text{lsat}} = 111,65 \text{ kcal/kg}$$

5.6.2. PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO.

Se seguirá la estrategia de diseño anteriormente comentada:

SELECCIÓN DE UNA CONFIGURACIÓN.

Los fluidos que van a intercambiar calor circularán en contracorriente en el cambiador CC-2.

TIPO DE SUPERFICIE DE TRANSFERENCIA DE CALOR.

El intercambiador a tratar será un intercambiador de carcasa y tubos tipo BEM, fabricado en acero inoxidable SS316, recomendado para este tipo de operaciones y condiciones de operación.

DIMENSIONES DE LA SUPERFICIE DE TRANSFERENCIA DE CALOR.

La transferencia de calor tendrá lugar a lo largo de la superficie de los tubos que constituyen el cambiador. Así, dependiendo del tubo que se emplee variará el área de transferencia. Con lo cual, el valor del área de tubos será un dato conocido y característico del cambiador.

Para el caso en estudio, el cambiador deberá soportar presiones de hasta 60 bar. En primer lugar y luego fijaremos el resto de las dimensiones.

CALCULO DEL ESPESOR

Para calcular el espesor de los tubos se utilizará la siguiente expresión, ya comentada en capítulos anteriores:

$$t_m = \frac{P \cdot D_o}{2 \cdot (SE + PY)} + C$$

$$P = 1044,27 \text{ lb/in}^2$$

$$D_o = \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$C = 0,059 \text{ in}$$

$$SE = 20000 \text{ lb/in}^2$$

$$Y = 0,4$$

Sustituyendo datos y realizando los cambios de unidades oportunos:

$$t_m \approx 1,59 \text{ mm} , \text{ y por lo tanto: } \boxed{BWG = 16}$$

Para el resto de dimensiones características del cambiador se han consultado las más utilizadas en la bibliografía (Perry, 2001). De este modo, las dimensiones características propuestas para este cambiador son:

Longitud	mm	1524
Diámetro nominal tubos	mm	19,05

CÁLCULO DE LAS DIMENSIONES RESULTANTES DE LA UNIDAD.

En este apartado se llevará a cabo la determinación de las dimensiones resultantes, en función de las características anteriormente mencionadas.

CÁLCULO DE LA DMTL

Fluido Caliente		Fluido Frío	Diferencia
111,35	Alta Temperatura	30	81,35
111,35	Baja Temperatura	-49,37	160,72
0	Diferencia	79,37	-79,37

$$(\Delta T)_{ml} = \frac{(111,35 - 30) - (111,35 - (-49,37))}{\ln\left(\frac{(111,35 - 30)}{(111,35 - (-49,37))}\right)}$$

$$(\Delta T)_{ml} = 116,57^\circ C$$

Procedemos entonces a calcular el factor de corrección para intercambiadores de carcasa y tubo, obteniendo así la eficacia del cambiador diseñado:

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 0$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0,5 \quad \Rightarrow \quad F_t = 1$$

Entonces:

$$(\Delta T)_{corregida} = 116,57^\circ C$$

SUPOSICIÓN DEL COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA.

El coeficiente de transferencia depende de muchos factores, tales como las propiedades físicas e hidrodinámicas de los fluidos, el tipo de intercambiador, de las resistencias de ensuciamiento, etc.

El coeficiente global de transmisión, U, se calcula a partir del número de Nusselt (Nu), el cual es función del número de Reynolds (Re), y del número de Prandtl (Pr).

Para poder estimar el coeficiente global de transmisión de calor, habrá que partir de uno supuesto y luego verificarlo con las ecuaciones anteriormente propuestas. Para el cálculo iterativo será necesario suponer un valor inicial del coeficiente global que se denominará "U_s". Una buena estimación del coeficiente puede suponer un ahorro considerable de tiempo.

Como dato de partida en el cálculo iterativo se tomará como coeficiente global U_s = 750 Kcal/h.m²°C.

SUPOSICIÓN DEL ÁREA DE INTERCAMBIO.

Aplicando la expresión general de transmisión de calor:

$$Q = U \cdot A \cdot (\Delta T)_{\text{corregida}}$$

$$A_s = \frac{Q}{U_s \cdot (\Delta T)_{\text{corregida}}} = \frac{55263}{750 \cdot 116,57} = 0,63 \text{m}^2$$

CÁLCULO DEL NÚMERO DE TUBOS.

Teniendo en cuenta las dimensiones de tubos antes mencionadas se puede calcular la superficie de tubo, y habiendo obtenido el valor total para la transferencia se calcula el número de tubos:

$$A_{\text{tubo}} = S_{\text{tubo}} \cdot L_{\text{tubo}} = 0,09 \text{m}^2$$

$$N_t = \frac{0,63}{0,09} \approx 7 \text{tubos}$$

CÁLCULO DEL COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSMISIÓN DE CALOR.

El coeficiente global se calculará haciendo uso de la ecuación anteriormente citada:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{io}} + \frac{2,3 \cdot D_0}{2 \cdot K_m} \log \frac{D_0}{D_i} + \frac{1}{h_o} + R_{si} + R_{so}$$

DISTRIBUCIÓN DEL CALOR.

En el cambiador de calor CC-2 la corriente de CO₂ proviene de una válvula reductora de presión que libera una mezcla líquido- vapor. Para conocer el coeficiente de película habrá que aplicar las correlaciones apropiadas para este tipo de mezclas.

No obstante, realizando un estudio previo puede comprobarse que el valor del coeficiente global de transferencia es más bajo si la corriente entra completamente en estado gaseoso. Es por ello que, se asumirá que la corriente entra en estado gaseoso, diseñando así el cambiador para las condiciones más desfavorables.

Por este hecho, no será necesario aplicar la estimación de distribución del calor.

Coefficiente de película del lado del CO₂.

En primer lugar, se calcula el Reynolds:

$$Re = \frac{4 \cdot G}{\pi \cdot D_i \cdot \mu}$$

$$G = 1500 \text{ kg} / \text{h}$$

$$D_i = 0,01575 \text{ m}$$

$$\mu = 0,000011 \text{ kg} / \text{ms}$$

$$Re = 2971316$$

Seguidamente se calcula el número de Prandtl:

$$Pr = \frac{C_p \cdot \mu}{\lambda}$$

$$C_p = 0,2286 \text{ kcal} / \text{kg}^\circ \text{C}$$

$$\mu = 0,000011 \text{ kg} / \text{ms}$$

$$\lambda = 0,00000278 \text{ kcal} / \text{sm}^2 \text{ }^\circ \text{C}$$

$$Pr = 0,93$$

A continuación, ya puede determinarse el número de Nusselt:

$$Nu = 0,023 \cdot Re^{4/5} \cdot Pr^{0,3}$$

$$Nu = 3396,27$$

y podemos despejar el coeficiente de película:

$$Nu = \frac{h \cdot D_i}{\lambda} \Rightarrow h = \frac{Nu \cdot \lambda}{D_i}$$

$$h = 2158,09 \text{ kcal} / \text{hm}^2 \text{ }^\circ \text{C}$$

y refiriendo este valor a la superficie exterior del tubo queda:

$$h_{io} = 1784,25 \text{ Kcal} / \text{hm}^2 \text{ }^\circ \text{C}$$

Coefficiente de película del lado del vapor saturado.

Para la estimación del coeficiente de película se han aplicado las ecuaciones halladas en la bibliografía para varias filas de tubos horizontales, como ya se hizo en el caso del cambiador de calor CC-1:

$$h_o = 0,95 \cdot K_L \cdot \left[\frac{\rho_L \cdot g \cdot (\rho_L - \rho_v)}{\mu_L \cdot M_H} \right]^{1/3} \cdot N_r^{-1/6}$$

$$K_L = 0,68195 W / m^{\circ} C$$

$$\rho_L = 949,92 kg / m^3$$

$$\rho_v = 0,8626 kg / m^3$$

$$g = 9,8 m / s^2$$

$$\mu_L = 0,002514 Ns / m^2$$

$$M_H = 0,0027 kg / ms$$

$$N_r = 0,054$$

$$h_o = 4400531,69 kcal / h.m^2 \circ C$$

Cálculo del coeficiente global.

El coeficiente global se calculará haciendo uso de la ecuación anteriormente citada:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{io}} + \frac{2,3 \cdot D_o}{2 \cdot K_m} \log \frac{D_o}{D_i} + \frac{1}{h_o} + R_{si} + R_{so}$$

Como se ha comentado anteriormente, gracias a la experiencia en plantas de proceso (INTERQUISA) se estiman unos valores mínimos para las resistencias de ensuciamiento de 0,0004 y 0,0002 Kcal/hm²°C , para el exterior y el interior de los tubos, respectivamente.

Sustituyendo datos:

$$h_{io} = 1784,25 kcal / hm^2 \circ C$$

$$D_o = 0,1905 m$$

$$K_m = 14,2 kcal / hm^2 \circ C$$

$$D_i = 0,01575 m$$

$$h_o = 4400531,69 kcal / h.m^2 \circ C$$

$$\Rightarrow U = 776,32 kcal / hm^2 \circ C$$

Se había supuesto de partida un valor del coeficiente global de 750 kcal/hm²°C, con lo que se toma como válido el valor que se ha obtenido.

Corrección del área de transferencia.

Con el valor del coeficiente global calculado antes, es necesario corregir el área de transferencia, así como el número de tubos, de forma que se obtiene:

$$A = \frac{Q}{U_s \cdot (\Delta T)_{\text{corregida}}} = \frac{55263}{776,32 \cdot 116,57} = 0,611m^2$$

$$A_{\text{tubo}} = S_{\text{tubo}} \cdot L_{\text{tubo}} = 0,09m^2$$

$$N_t = \frac{0,611}{0,09} \approx 7\text{tubos}$$

CAÍDA DE PRESIÓN PERMISIBLE.

Al igual que ocurría en el diseño del cambiador CC-1, a continuación se calculan las pérdidas de carga que tienen lugar en los tubos del cambiador de calor CC-2. Para ello, se utiliza la siguiente ecuación propuesta por el método de Kern y la tabla 2.13 del anexo:

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{2 \cdot g \cdot \rho \cdot D \cdot \Phi_t}$$

Sustituyendo todos los datos, se tiene que la pérdida de carga en el lado de los tubos para el cambiador de calor CC-2 es:

$$D = 0,01575m$$

$$G = 7699105,335kg / hm^2$$

$$\mu = 0,04083kg / hm$$

$$Re = 2969897,355$$

$$f = 0,01$$

$$L = 1,524m$$

$$n = 1$$

$$\rho = 15,51kg / m^3$$

$$\Delta P_t = 1455,8kg / m^2 \Rightarrow \Delta P_t = 0,146bar$$

5.6.3. RESUMEN DEL EQUIPO.

En la tabla que se muestra a continuación se resumen las especificaciones del cambiador CC-2:

CAMBIADOR DE CARCASA Y TUBOS (BEM) CC-2			
Fluido		CO ₂	Vapor Sat.
Caudal másico	kg/h	1500	103,87
Temperatura E/S	°C	-49,37 / 30	111,35/ 111,35
Dirección relativa de los fluidos		Contracorriente	
Temperatura media	°C	-9,69	111,35
Densidad	kg/m ³	18,372 / 12,648	0,863 / 949,92
Calor específico	kcal/kg°C	0,229 / 0,215	0,591 / 1,011
Viscosidad	cP	0,011 / 0,015	0,013 / 0,251
Conductividad térmica	kcal/hm°C	0,010 / 0,015	0,022 / 0,587
Número de pasos		1	1
Capacidad total	kcal/h	55263	
DN tubo	mm	19,05	
Longitud tubo	mm	1524	
Número de tubos		7	
Coeficiente global de transmisión	kcal/hm ² °C	776,32	
Pitch tubos	mm	25	
Espesor tubos	BWG	16	
Tamaño carcasa	mm	154	
Dimensión conexiones E/S	mm	50,8 / 25,4	25,4 / 50,8
Material		SS316	SS316

Las dimensiones la carcasa como las de las conexiones de entrada y salida, se han tomado atendiendo a los valores más frecuentes de la bibliografía (Kern, 1988) para los casos que mejor se ajustan al cambiador en estudio.

5.7. DISEÑO DEL CAMBIADOR DE CALOR CC-3.

Para posibilitar el fraccionamiento del extracto siempre y cuando se desee, se dispone del cambiador de calor CC-3 idéntico al cambiador CC-2:

CAMBIADOR DE CARCASA Y TUBOS (BEM) CC-3			
Fluido		CO ₂	Vapor Sat.
Caudal másico	kg/h	1500	103,87
Temperatura E/S	°C	-49,37 / 30	111,35/ 111,35
Dirección relativa de los fluidos		Contracorriente	
Temperatura media	°C	-9,69	111,35
Densidad	kg/m ³	18,372 / 12,648	0,863 / 949,92
Calor específico	kcal/kg°C	0,229 / 0,215	0,591 / 1,011
Viscosidad	cP	0,011 / 0,015	0,013 / 0,251
Conductividad térmica	kcal/hm°C	0,010 / 0,015	0,022 / 0,587
Número de pasos		1	1
Capacidad total	kcal/h	55263	
DN tubo	mm	19,05	
Longitud tubo	mm	1524	
Número de tubos		7	
Coeficiente global de transmisión	kcal/hm ² °C	776,32	
Pitch tubos	mm	25	
Espesor tubos	BWG	16	
Tamaño carcasa	mm	154	
Dimensión conexiones E/S	mm	50,8 / 25,4	25,4 / 50,8
Material		SS316	SS316

Las dimensiones la carcasa como las de las conexiones de entrada y salida, se han tomado atendiendo a los valores más frecuentes de la bibliografía (Kern, 1988) para los casos que mejor se ajustan al cambiador en estudio.

CAPÍTULO 6: CÁLCULO DEL CONDENSADOR.

6.1. INTRODUCCIÓN

Para facilitar el bombeo del disolvente, evitando posibles problemas de cavitación, será necesaria una etapa de condensación del mismo y su posterior almacenaje en el tanque de proceso, donde mantendrá las características establecidas para su posterior bombeo.

El servicio que debe prestar el condensador en la planta puede describirse como desobrecalentamiento del CO₂ proveniente del pulmón de recuperación, condensación del mismo y subenfriamiento para su posterior recepción en el tanque de proceso y consecuente bombeo en estado líquido.

El condensador de la planta formará parte de un grupo de frío o máquina frigorífica. Este equipo se basa en la propiedad de los líquidos de absorber grandes cantidades de calor a medida que se produce la vaporización de los mismos.

6.2. FUNDAMENTOS DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR

EN EL LADO DE LOS TUBOS

Cuando el CO₂ recuperado que entra al condensador está sobrecalentado, y el condensado que sale del condensador se enfría por debajo de su punto de ebullición, el perfil de temperatura será como lo muestra la Fig. 6.1.

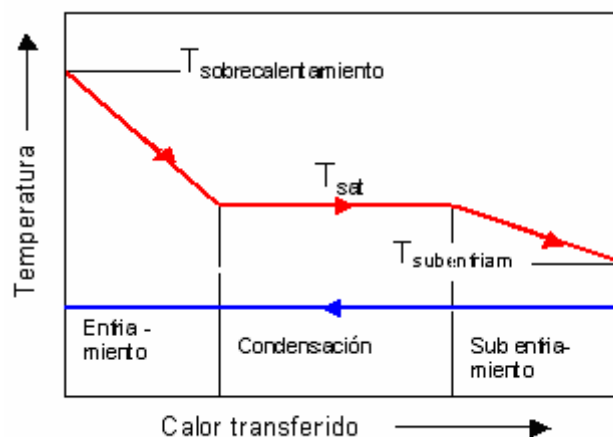


Figura 6.1. Condensación con enfriamiento previo del CO₂ y subenfriamiento del condensado.

DESOBRECALENTAMIENTO

Si el grado de sobrecalentamiento es grande, como podría darse en nuestra planta, será necesario dividir el perfil de temperaturas en secciones y determinar la diferencia media de temperaturas y el coeficiente de transferencia de calor separadamente para esta sección.

CONDENSACIÓN

El mecanismo normal para la transferencia de calor en condensadores comerciales es la condensación tipo película. La condensación tipo gota proporciona altos coeficientes de transferencia de calor, pero es impracticable. Por tanto, no es considerada como una propuesta práctica para el diseño de condensadores para propósitos generales.

Cuando ocurre la condensación en un tubo horizontal, el coeficiente de transferencia de calor en cualquier punto a lo largo del tubo dependerá del modelo de flujo en ese punto. Los diferentes modelos que pueden presentarse en un flujo de dos fases son mostradas en la Fig. 6.2. En condensación, el flujo varía de una fase simple de vapor en la entrada a una fase simple de líquido a la salida, con todos los modelos de flujo posibles ocurriendo entre estos puntos. Bell y otros (1970) dan un método para seguir el cambio en los modelos de flujo a medida que ocurre la condensación. Correlaciones para estimar el coeficiente de condensación promedio han sido publicados por varios trabajos, pero no hay un método satisfactorio general que de predicciones con exactitud sobre un amplio rango de flujos.

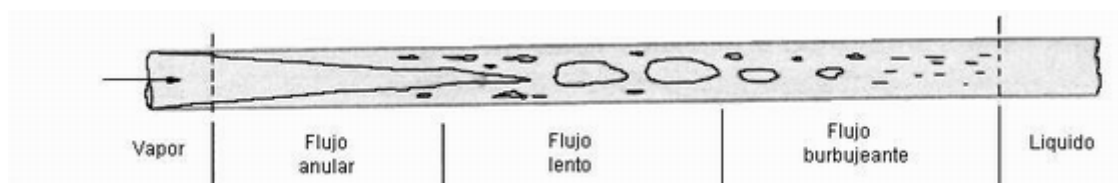


Figura 6.2. Modelos de flujo para la condensación de vapor en el interior de tubos horizontales.

De forma general, se pueden encontrar dos modelos de flujo para estimar el coeficiente de condensación promedio en el interior de tubos horizontales: el flujo estratificado, Figura 6.3a y flujo anular, Figura 6.3b. El modelo de flujo estratificado representa la condición limitante a bajas velocidades de condensado, y el modelo anular la condición a altas velocidades condensado. Esta distinción entre baja o alta velocidad de condensado se establecerá en función del número de Reynolds.

$$Re = \frac{4 \cdot \Gamma_v}{\mu_L} \quad \text{donde} \quad \Gamma_v = \frac{W_c}{N_i \cdot L}$$

Para valores superiores a 2000 se habla de flujo anular, mientras que por debajo de éste se aplicará el modelo de flujo estratificado.

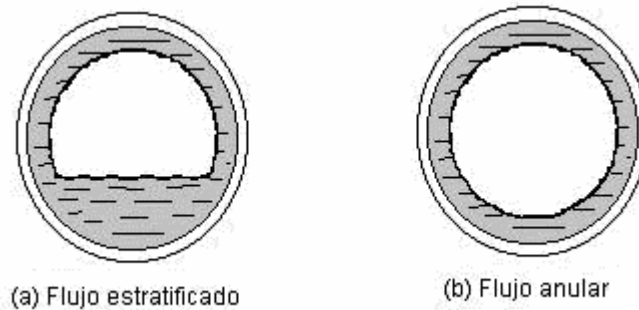


Figura 6.3. Modelos de Flujo en condensación

Para el modelo de flujo estratificado, el coeficiente de película del condensado se puede estimar a partir de la ecuación de Nusselt aplicando un adecuado factor de corrección para la reducción en el coeficiente causado por la acumulación de condensado en el fondo del tubo. El factor de corrección será típicamente alrededor de 0,8, así el coeficiente para flujo estratificado se puede estimar a partir de:

$$h_c = 0,76 \cdot k_L \cdot \left[\frac{\rho_L \cdot (\rho_L - \rho_v) \cdot g}{\mu_L \cdot \Gamma_v} \right]^{1/3}$$

En el modelo de flujo anular, se utiliza la ecuación de Boyko – Kruzhilin (1976) para estimar el coeficiente. Esta correlación da el coeficiente promedio entre dos puntos al cual es conocida la calidad del vapor x , es decir, la fracción de masa de vapor presente.

$$h_c = h'_i \cdot \left[\frac{J_1^{1/2} + J_2^{1/2}}{2} \right] \quad \text{donde} \quad J = 1 + \left[\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right] \cdot x$$

Los subíndices 1 y 2 se refieren a las condiciones de entrada y salida respectivamente. El coeficiente h'_i es el coeficiente en el lado del tubo, evaluado para el flujo de fase simple del condensado total (el condensado en el punto 2). Este puede evaluarse usando cualquier correlación disponible para convección forzada en tubos. Boyko y Kruzhilin usaron la correlación:

$$h_i' = 0,021 \cdot \left(\frac{k_L}{d_i} \right) \cdot \text{Re}^{0,8} \cdot \text{Pr}^{0,43}$$

SUBENFRIAMIENTO

Dada la necesidad de bombear el disolvente hacia los extractores y proporcionarle la presión de proceso adecuada, se procederá al subenfriamiento del condensado para evitar posibles problemas de cavitación en la bomba.

Al igual que ocurría con el desobrecalentamiento será necesario dividir el perfil de temperaturas en secciones y determinar la diferencia media de temperaturas y el coeficiente de transferencia de calor separadamente para esta sección.

EN EL LADO DE LA CARCASA

En el lado de la carcasa tendrá lugar la vaporización del R-134A que entra como líquido saturado. En este sentido, el cambiador de calor en estudio puede entenderse como un vaporizador.

Los vaporizadores de procesos se diseñarán siempre para operar en la región de ebullición nuclear. La correlación dada por Foster y Zuber (1955) puede usarse para estimar los coeficientes para ebullición nuclear, en ausencia de datos experimentales. Esta ecuación puede escribirse en la forma:

$$h_o = 0,00122 \left[\frac{k_L^{0,79} C_{pL}^{0,45} \rho_L^{0,49}}{\sigma^{0,5} \mu_L^{0,29} \lambda^{0,24} \rho_v^{0,24}} \right] (T_w - T_S)^{0,24} (p_w - p_S)^{0,75}$$

donde:

h_o : coeficiente de ebullición nuclear, W/m²°C.

k_L : conductividad térmica del líquido, W/m°C.

C_{pL} : capacidad calorífica del líquido caliente, J/kg°C.

ρ_L : densidad del líquido, kg/m³.

μ_L : viscosidad del líquido, Ns/m².

λ : calor latente, J/kg.

ρ_v : densidad del vapor, kg/m³.

T_w : temperatura de la superficie de la pared caliente, °C.

T_S : temperatura de saturación del líquido hirviendo, °C.

p_w : presión de saturación correspondiente a la temperatura de la pared, T_w , N/m².

p_S : presión de saturación correspondiente a T_S , N/m².

σ : tensión superficial, N/m.

6.3. CÁLCULO DEL CONDENSADOR Cd-1.

6.3.1. BASES DE DISEÑO.

Los datos de partida que se conocen para el condensador Cd-1 son los siguientes:

Condensador Cd-1		
	CO₂	R-134A
T _{entrada} (°C)	35	-26,09
T _{salida} (°C)	5	-26,09
P (bar)	60	1,1
Q (Kg/h)	1500	

En esta unidad, el refrigerante procedente del grupo de frío entra como líquido saturado y se vaporiza, permitiendo así la condensación de nuestra corriente de CO₂.

Realizando el balance entálpico correspondiente se podrá determinar el caudal de fluido refrigerante necesario. El calor intercambiado se puede definir como la capacidad de intercambio del equipo, y es igual al calor cedido por el fluido caliente o absorbido por el frío:

$$Q = M \cdot (H_1 - H_2) = m \cdot (h_2 - h_1)$$

Donde las mayúsculas se emplean para el fluido caliente (CO₂) y las minúsculas para el frío (R-134A), y siendo 1 y 2 la entrada y salida, respectivamente.

En primer lugar, se calcula el calor intercambiado cedido por el CO₂:

$$Q = M \cdot (H_1 - H_2) = 1500 \cdot (107,37 - 48,42) = 88410 \text{ kcal} / \text{h}$$

$$H_1 = 107,37 \text{ kcal} / \text{kg}$$

$$H_2 = 48,42 \text{ kcal} / \text{kg}$$

Se calcula entonces la cantidad de refrigerante necesario:

$$Q = 88410 = m_{R-134A} \cdot (h_{vsat} - h_{lsat}) \Rightarrow m_{R-134A} = \frac{88410}{(90,53 - 41,42)} = 1800 \text{ kg}_{R-134A} / h$$

$$h_{vsat} = 90,53 \text{ kcal} / \text{kg}$$

$$h_{lsat} = 41,42 \text{ kcal} / \text{kg}$$

6.3.2. PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO.

Se seguirá la estrategia de diseño comentada en el Capítulo 5 de la presente memoria:

SELECCIÓN DE UNA CONFIGURACIÓN.

Los fluidos que van a intercambiar calor circularán en contracorriente en el condensador Cd-1.

TIPO DE SUPERFICIE DE TRANSFERENCIA DE CALOR.

El intercambiador a tratar será un intercambiador de carcasa y tubos tipo BKU, fabricado en acero inoxidable SS316, recomendado para este tipo de operaciones y condiciones de operación.

DIMENSIONES DE LA SUPERFICIE DE TRANSFERENCIA DE CALOR.

La transferencia de calor tendrá lugar a lo largo de la superficie de los tubos que constituyen el condensador. Así, dependiendo del tubo que se emplee variará el área de transferencia. Con lo cual, el valor del área de tubos será un dato conocido y característico del condensador.

Para el caso en estudio, el condensador deberá soportar presiones de hasta 60 bar. En primer lugar y luego fijaremos el resto de las dimensiones.

CALCULO DEL ESPESOR

Para calcular el espesor de los tubos se utilizará la siguiente expresión, ya comentada en capítulos anteriores:

$$t_m = \frac{P \cdot D_o}{2 \cdot (SE + PY)} + C$$

$$P = 1044,27 \text{ lb/in}^2$$

$$D_o = \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$C = 0,059 \text{ in}$$

$$SE = 20000 \text{ lb/in}^2$$

$$Y = 0,4$$

Sustituyendo datos y realizando los cambios de unidades oportunos:

$$t_m \approx 1,59 \text{ mm} , \text{ y por lo tanto: } \boxed{BWG = 16}$$

Para el resto de dimensiones características del cambiador se han consultado las más utilizadas en la bibliografía (Perry, 2001). De este modo, las dimensiones características propuestas para este cambiador son:

Longitud	mm	3048
Diámetro nominal tubos	mm	19,05

CÁLCULO DE LAS DIMENSIONES RESULTANTES DE LA UNIDAD.

En este apartado se llevará a cabo la determinación de las dimensiones resultantes, en función de las características anteriormente mencionadas.

CÁLCULO DE LA DMTL

Fluido Caliente		Fluido Frío	Diferencia
35	Alta Temperatura	-26,09	61,09
5	Baja Temperatura	-26,09	31,09
30	Diferencia	0	30

$$(\Delta T)_{ml} = \frac{(35 - (-26,09)) - (5 - (-26,09))}{\ln\left(\frac{(35 - (-26,09))}{(5 - (-26,09))}\right)}$$

$$(\Delta T)_{ml} = 44,41^\circ C$$

Procedemos entonces a calcular el factor de corrección para intercambiadores de carcasa y tubos, obteniendo así la eficacia del equipo diseñado:

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 0$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0,49 \Rightarrow F_t = 1$$

Entonces:

$$(\Delta T)_{corregida} = 44,41^\circ C$$

SUPOSICIÓN DEL COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA.

El coeficiente de transferencia depende de muchos factores, tales como las propiedades físicas e hidrodinámicas de los fluidos, el tipo de intercambiador, de las resistencias de ensuciamiento, etc.

El coeficiente global de transmisión, U, se calcula a partir del número de Nusselt (Nu), el cual es función del número de Reynolds (Re), y del número de Prandtl (Pr).

Para poder estimar el coeficiente global de transmisión de calor, habrá que partir de uno supuesto y luego verificarlo con las ecuaciones anteriormente propuestas. Para el cálculo iterativo será necesario suponer un valor inicial del coeficiente global que se denominará "U_s". Una buena estimación del coeficiente puede suponer un ahorro considerable de tiempo.

Como dato de partida en el cálculo iterativo se tomará como coeficiente global U_s = 750 kcal/h.m²°C.

SUPOSICIÓN DEL ÁREA DE INTERCAMBIO.

Aplicando la expresión general de transmisión de calor:

$$Q = U \cdot A \cdot (\Delta T)_{\text{corregida}}$$

$$A_s = \frac{Q}{U_s \cdot (\Delta T)_{\text{corregida}}} = \frac{88410}{750 \cdot 44,41} = 2,65m^2$$

CÁLCULO DEL NÚMERO DE TUBOS.

Teniendo en cuenta las dimensiones de tubos antes mencionadas se puede calcular la superficie de tubo, y habiendo obtenido el valor total para la transferencia puede calcularse el número de tubos:

$$A_{\text{tubo}} = S_{\text{tubo}} \cdot L_{\text{tubo}} = 0,179m^2$$

$$N_t = \frac{2,65}{0,179} \approx 15\text{tubos}$$

CÁLCULO DEL COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSMISIÓN DE CALOR.

El coeficiente global se calculará haciendo uso de la ecuación anteriormente citada:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{io}} + \frac{2,3 \cdot D_o}{2 \cdot K_m} \log \frac{D_o}{D_i} + \frac{1}{h_o} + R_{si} + R_{so}$$

donde:

U: coeficiente global de transmisión de calor para una superficie limpia.

h_{io} : coeficiente de película del lado de los tubos, referido a la superficie externa.

D_o : diámetro externo del tubo.

D_i : diámetro interno del tubo.

K_m : conductividad térmica del tubo (SS316).

h_o : coeficiente de película del lado de la carcasa.

R_{si} : resistencia debida a la película de ensuciamiento en el interior de los tubos.

R_{so} : resistencia debida a la película de ensuciamiento en el exterior de los tubos.

DISTRIBUCIÓN DEL CALOR.

Por el lado del CO₂, como ya se ha explicado, existe además de la condensación un sobrecalentamiento previo y un posterior subenfriamiento, y por tanto, el coeficiente de película será un valor medio entre el de condensación, el de sobrecalentamiento y el de subenfriamiento.

El conocimiento de este valor, debido a las interacciones existentes entre las tres clases de transmisión de calor que tienen lugar, es además de difícil estimación, y al no existir un método de cálculo definido, los procedimientos que se conocen se basan en diferentes suposiciones de mayor o menor acierto, según los casos que se apliquen. Entre todos ellos, el de menor complicación es el que supone que el coeficiente de película es una media ponderada entre los coeficientes de sobrecalentamiento, condensación y subenfriamiento:

$$h_i = \frac{Q_{Total}}{\frac{Q_d}{h_d} + \frac{Q_c}{h_c} + \frac{Q_s}{h_s}}$$

Siendo Q_{Total} el calor transmitido total, suma de los valores parciales, Q_d , Q_c y Q_s , correspondientes al calor de sobrecalentamiento, condensación y subenfriamiento, respectivamente.

Distribución del calor transmitido.

- *Desobrecalentamiento (60 bar, de 35 hasta 22,03°C):*

$$q_d = M \cdot \overline{Cp} \cdot (\Delta T)$$

$$M = 1500 \text{ kg / h}$$

$$\overline{Cp} = 0,72723 \text{ kcal / kg}^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = 12,97^\circ\text{C}$$

$$q_d = 14148,26 \text{ kcal / h}$$

- *Condensación (60 bar y 22,03°C):*

$$q_c = M \cdot (H_{vsat} - H_{lsat})$$

$$M = 1500 \text{ kg / h}$$

$$H_{vsat} = 61,822 \text{ kcal / kg}$$

$$H_{lsat} = 98,872 \text{ kcal / kg}$$

$$q_c = 55569,95 \text{ kcal / h}$$

- *Subenfriamiento (60 bar, desde 22,03 hasta 5°C):*

$$q_s = M \cdot \overline{Cp} \cdot (\Delta T)$$

$$M = 1500 \text{ kg / h}$$

$$\overline{Cp} = 0,73172 \text{ kcal / kg}^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = 17,03^\circ\text{C}$$

$$q_s = 18691,79 \text{ kcal / h}$$

- *Cálculo del total*

$$Q = q_d + q_c + q_s \Rightarrow Q = 88410 \text{ kcal / h}$$

Coeficiente de película del lado del CO₂.

- *Desobrecalentamiento:*

Para la estimación del coeficiente de película se han aplicado las ecuaciones halladas en la bibliografía para el caso de circulación por el interior de tubos.

Para determinar el coeficiente global será necesario calcular el número de Nusselt, el cual vendrá dado por la siguiente expresión, en función del número de Reynolds y del número de Prandtl (ver tabla 2.12 del anexo):

$$Nu = 0,023 \cdot Re^{4/5} \cdot Pr^{0,3}$$

El número de Reynolds, basado en la velocidad másica de flujo (G) a través del tubo y en el diámetro interior, se define como:

$$Re = \frac{4 \cdot G}{\pi \cdot D_i \cdot \mu}$$

y el número de Prandtl, viene dado como:

$$Pr = \frac{C_p \cdot \mu}{\lambda}$$

Una vez determinados todos los parámetros anteriores, se procede a obtener el coeficiente individual a partir del Nu:

$$Nu = \frac{h \cdot D_i}{\lambda}$$

A continuación se desarrollan los cálculos pertinentes.

En primer lugar, se calcula el Reynolds:

$$\text{Re} = \frac{4 \cdot G}{\pi \cdot D_i \cdot \mu}$$

$$G = 1500 \text{kg} / \text{h}$$

$$D_i = 0,01575 \text{m}$$

$$\mu = 0,000018 \text{kg} / \text{ms}$$

$$\text{Re} = 1867694$$

Seguidamente se calcula el número de Prandtl:

$$\text{Pr} = \frac{C_p \cdot \mu}{\lambda}$$

$$C_p = 0,64143 \text{kcal} / \text{kg}^\circ \text{C}$$

$$\mu = 0,000018 \text{kg} / \text{ms}$$

$$\lambda = 0,00000682 \text{kcal} / \text{sm}^2 \text{C}$$

$$\text{Pr} = 1,7$$

A continuación, ya puede determinarse el número de Nusselt:

$$\text{Nu} = 0,023 \cdot \text{Re}^{4/5} \cdot \text{Pr}^{0,3}$$

$$\text{Nu} = 1217,84$$

y podemos despejar el coeficiente de película:

$$\text{Nu} = \frac{h \cdot D_i}{\lambda} \Rightarrow h = \frac{\text{Nu} \cdot \lambda}{D_i}$$

$$h = 1898,44 \text{kcal} / \text{hm}^2 \text{C}$$

▪ *Condensación:*

Para la estimación del coeficiente de película para la región de condensación calculamos el número de Reynolds y en función de este aplicamos la ecuación conveniente, como ya se indicó anteriormente:

$$\text{Re} = \frac{4 \cdot \Gamma_v}{\mu_L} \quad \text{donde} \quad \Gamma_v = \frac{W_c}{N_t \cdot L}$$

Sustituyendo datos:

$$\Gamma_v = \frac{W_c}{N_t \cdot L}$$

$$W_c = 0,42 \text{ kg / s}$$

$$N_t = 15 \text{ tubos}$$

$$L = 3 \text{ m}$$

$$\Gamma_v = 0,00926 \text{ kg / ms}$$

Se calcula ahora el número de Reynolds:

$$\text{Re} = \frac{4 \cdot \Gamma_v}{\mu_L}$$

$$\mu_L = 0,0000627 \text{ kg / ms}$$

$$\text{Re} = 591$$

Dado que el número de Reynolds es inferior a 2000 hablamos de modelo de flujo estratificado. En este caso, el coeficiente para flujo estratificado se puede estimar a partir de la siguiente expresión:

$$h_c = 0,76 \cdot k_L \cdot \left[\frac{\rho_L \cdot (\rho_L - \rho_v) \cdot g}{\mu_L \cdot \Gamma_v} \right]^{1/3}$$

donde:

k_L : conductividad del líquido (cal/ms°C).

ρ_L : densidad del líquido (kg/m³).

ρ_v : densidad del vapor (kg/m³).

g : fuerza de la gravedad (m/s²).

μ_L : viscosidad del líquido (kg/ms).

Γ_v : carga de condensado (kg/ms).

Sustituyendo todos los datos:

$$h_c = 0,76 \cdot k_L \cdot \left[\frac{\rho_L \cdot (\rho_L - \rho_v) \cdot g}{\mu_L \cdot \Gamma_v} \right]^{1/3}$$

$$k_L = 0,02 \text{ cal} / \text{ms}^\circ \text{C}$$

$$\rho_L = 751,03 \text{ kg} / \text{m}^3$$

$$\rho_v = 210,88 \text{ kg} / \text{m}^3$$

$$g = 9,8 \text{ m} / \text{s}^2$$

$$\mu_L = 0,0000627 \text{ kg} / \text{ms}$$

$$\Gamma_v = 0,00926 \text{ kg} / \text{ms}$$

$$h_c = 16913,47 \text{ kcal} / \text{hm}^2^\circ \text{C}$$

▪ *Subenfriamiento:*

Para la estimación del coeficiente de película se procede de igual modo que en la región de sobrecalentamiento.

En primer lugar, se calcula el Reynolds:

$$\text{Re} = \frac{4 \cdot G}{\pi \cdot D_i \cdot \mu}$$

$$G = 1500 \text{ kg} / \text{h}$$

$$D_i = 0,01575 \text{ m}$$

$$\mu = 0,000081 \text{ kg} / \text{ms}$$

$$\text{Re} = 417501$$

Seguidamente se calcula el número de Prandtl:

$$Pr = \frac{C_p \cdot \mu}{\lambda}$$

$$C_p = 0,70232 \text{ kcal} / \text{kg}^\circ \text{C}$$

$$\mu = 0,000081 \text{ kg} / \text{ms}$$

$$\lambda = 0,00002311 \text{ kcal} / \text{sm}^2 \text{ }^\circ \text{C}$$

$$Pr = 2,45$$

A continuación, ya puede determinarse el número de Nusselt:

$$Nu = 0,023 \cdot Re^{4/5} \cdot Pr^{0,3}$$

$$Nu = 530$$

y finalmente se despeja el coeficiente de película:

$$Nu = \frac{h \cdot D_i}{\lambda} \Rightarrow h = \frac{Nu \cdot \lambda}{D_i}$$

$$h = 2804,87 \text{ kcal} / \text{hm}^2 \text{ }^\circ \text{C}$$

- *Cálculo del valor promedio del coeficiente de película*

Como ya se ha mencionado, el valor del coeficiente de película será un valor medio entre el de condensación, el de sobrecalentamiento y el de subenfriamiento, tal y como se expresa en la siguiente ecuación:

$$h_i = \frac{Q_{Total}}{\frac{Q_d}{h_d} + \frac{Q_c}{h_c} + \frac{Q_s}{h_s}}$$

Sustituyendo datos:

$$h_i = 5080,42 \text{ kcal} / \text{hm}^2 \text{ }^\circ \text{C}$$

y refiriendo este valor a la superficie exterior del tubo queda:

$$h_{io} = 4200,35 \text{ kcal} / \text{hm}^2 \text{ }^\circ \text{C}$$

Coefficiente de película del lado del R-134A.

Para la estimación del coeficiente de película se han aplicado las ecuaciones halladas en la bibliografía

$$h_o = 0,00122 \left[\frac{k_L^{0,79} C_{pL}^{0,45} \rho_L^{0,49}}{\sigma^{0,5} \mu_L^{0,29} \lambda^{0,24} \rho_v^{0,24}} \right] (T_w - T_S)^{0,24} (p_w - p_S)^{0,75}$$

donde:

$$k_L = 0,094 \text{ W/m}^\circ\text{C}.$$

$$C_{pL} = 1153,19 \text{ J/kg}^\circ\text{C}.$$

$$\rho_L = 1384,7 \text{ kg/m}^3.$$

$$\mu_L = 0,000186 \text{ Ns/m}^2.$$

$$\lambda = 205606,5 \text{ J/kg}.$$

$$\rho_v = 5,46 \text{ kg/m}^3.$$

$$T_w = -3,05 \text{ }^\circ\text{C}.$$

$$T_S = -26,09 \text{ }^\circ\text{C}.$$

$$p_w = 261840 \text{ N/m}^2.$$

$$p_S = 101250 \text{ N/m}^2.$$

$$\sigma = 0,023 \text{ N/m}.$$

sustituyendo datos y realizando el cambio de unidades oportuno resulta

$$\Rightarrow \boxed{h_o = 3303,65 \text{ kcal} / \text{h.m}^2 \text{ }^\circ\text{C}}$$

Verificamos que el flujo de calor está por debajo del flujo crítico:

$$q_c = 0,131 \cdot \lambda \cdot [\sigma \cdot g \cdot (\rho_L - \rho_v) \cdot \rho_v^2]^{1/4}$$

$$q_c = 264272,419 \text{ kcal} / \text{h}$$

$$q = h_o \cdot \Delta T = 76132,62 \text{ kcal} / \text{h}$$

Puede comprobarse que el diseño se sitúa muy por debajo del flujo crítico.

Cálculo del coeficiente global.

El coeficiente global se calculará haciendo uso de la ecuación anteriormente citada:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{io}} + \frac{2,3 \cdot D_o}{2 \cdot K_m} \log \frac{D_o}{D_i} + \frac{1}{h_o} + R_{si} + R_{so}$$

Atendiendo a la experiencia en plantas de proceso (INTERQUISA), se estiman unos valores mínimos para las resistencias de ensuciamiento de 0,0004 y 0,0002 Kcal/hm²°C, para el exterior y el interior de los tubos, respectivamente.

Sustituyendo datos:

$$h_{io} = 4200 \text{ kcal / hm}^2 \text{ } ^\circ \text{C}$$

$$D_o = 0,01905 \text{ m}$$

$$K_m = 14,2 \text{ kcal / hm}^2 \text{ } ^\circ \text{C}$$

$$D_i = 0,01575 \text{ m}$$

$$h_o = 3303,65 \text{ kcal / hm}^2 \text{ } ^\circ \text{C}$$

$$\Rightarrow U = 788,50 \text{ kcal / hm}^2 \text{ } ^\circ \text{C}$$

Se había supuesto de partida un valor del coeficiente global de 750 kcal/hm²°C, con lo que se toma como válido el valor que se ha obtenido.

Corrección del área de transferencia.

Con el valor del coeficiente global calculado antes, es necesario corregir el área de transferencia, así como el número de tubos, de forma que se obtiene:

$$A = \frac{Q}{U_s \cdot (\Delta T)_{\text{corregida}}} = \frac{88410}{788,50 \cdot 44,41} = 2,52 \text{ m}^2$$

$$A_{\text{tubo}} = S_{\text{tubo}} \cdot L_{\text{tubo}} = 0,179 \text{ m}^2$$

$$N_t = \frac{2,52}{0,179} \approx 14 \text{ tubos}$$

CAÍDA DE PRESIÓN PERMISIBLE.

A continuación calcularemos las pérdidas de carga que tienen lugar en los tubos del condensador diseñado. Para ello, utilizaremos la siguiente ecuación propuesta por el método de Kern y la tabla 2.13 del anexo:

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{2 \cdot g \cdot \rho \cdot D \cdot \Phi_t}$$

donde:

D: Diámetro interno de los tubos, m.

f: factor de fricción.

G_t : velocidad másica, kg/hm².

L : longitud del tubo, m.

n : número de pasos.

g : aceleración de la gravedad, m/h².

ρ : densidad del fluido, kg/m³.

Φ_t :relación entre la viscosidad del fluido a la temperatura media del fluido y la temperatura de la pared del tubo. Dado que se maneja un fluido muy poco viscoso la diferencia entre ambos valores será despreciable y se supondrá $\Phi_t = 1$.

No obstante, en el lado de los tubos se tendrá sobrecalentamiento, condensación y subenfriamiento, por lo que se calculará la pérdida de carga para cada una de las regiones. Así la pérdida de carga total será la suma de las pérdidas de carga que tienen lugar en cada una de las regiones ya mencionadas.

Sustituyendo todos los datos, la pérdida de carga en la región de sobrecalentamiento es:

$$D = 0,01575m$$

$$G = 7699105,335kg / hm^2$$

$$Re = 1867964,006$$

$$f = 0,01152$$

$$L = 1,29m$$

$$n = 2$$

$$\rho = 177,97kg / m^3$$

$$\Delta P_t = 2474,37kg / m^2 \Rightarrow \Delta P_t = 0,25bar$$

Procediendo del mismo modo y sustituyendo todos los datos en la región de condensación, tenemos que la pérdida de carga en la región de condensación es:

$$D = 0,01575m$$

$$G = 7699105,335kg / hm^2$$

$$Re = 581,32$$

$$f = 0,144$$

$$L = 0,73m$$

$$n = 2$$

$$\rho = 751,03kg / m^3$$

$$\Delta P_t = 4147,6kg / m^2 \Rightarrow \Delta P_t = 0,41bar$$

Finalmente, se sustituyen todos los datos en la región de subenfriamiento y se tiene que la pérdida de carga en esta región es:

$$D = 0,01575m$$

$$G = 7699105,335kg / hm^2$$

$$Re = 417500,875$$

$$f = 0,01584$$

$$L = 1,03m$$

$$n = 2$$

$$\rho = 852,88kg / m^3$$

$$\Delta P_t = 566,86kg / m^2 \Rightarrow \Delta P_t = 0,057bar$$

Por lo tanto, la pérdida de carga total a lo largo del condensador es de:

$$\Delta P_t = 0,25 + 0,41 + 0,057$$

$$\Delta P_t = 0,72bar$$

6.3.3. RESUMEN DEL EQUIPO.

En la tabla que se muestra a continuación se resumen las especificaciones del condensador Cd-1:

CONDENSADOR DE CARCASA Y TUBOS (BKU) CD-1			
Fluido		CO ₂	R-134A
Caudal másico	kg/h	1500	1800
Temperatura E/S	°C	35 / 5	26,09 / -26,09
Dirección relativa de los fluidos		Contracorriente	
Temperatura media	°C	20	-26,09
Densidad E/S	kg/m ³	158,79 / 917,16	1377,5 / 5,193
Calor específico E/S	kcal/kg°C	0,495 / 0,596	0,306 / 0,190
Viscosidad E/S	cP	0,019 / 0,096	0,380 / 0,010
Conductividad térmica E/S	kcal/hm°C	0,022 / 0,094	0,089 / 0,008
Número de pasos E/S		2	1
Capacidad total	kcal/h	88410	
DN tubo	mm	19,05	
Longitud tubo	mm	3048	
Número de tubos		14	
Coeficiente global de transmisión	kcal/hm ² °C	788,5	
Pitch tubos	mm	25	
Espesor tubos	BWG	16	
Tamaño carcasa	mm	154/355	
Dimensión conexiones E/S	mm	50,8 / 25,4	25,4 / 50,8
Material		SS316	SS316

Las dimensiones la carcasa como las de las conexiones de entrada y salida, se han tomado atendiendo a los valores más frecuentes de la bibliografía (Kern, 1988) para los casos que mejor se ajustan al condensador en estudio.

CAPÍTULO 7: CÁLCULO DE LAS TUBERÍAS.

7.1. INTRODUCCIÓN.

En este capítulo se detallan y calculan las principales líneas que conforman la planta de extracción supercrítica.

Para cada una de ellas se determinará la longitud y el tipo de material adecuado para su uso. Posteriormente se estimará el DN, en base a las velocidades recomendadas de circulación de los fluidos en función de su densidad y el espesor.

Dadas las características de la planta, al igual que ocurre con el resto de los equipos de la misma, toda la línea de tubería se fabricará en acero inoxidable SS 316.

7.2. PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO.

Para detallar y calcular las principales características de las líneas que conforman la planta de extracción supercrítica se sigue el procedimiento de cálculo que se detalla a continuación:

- Identificación de la línea.
- Velocidad recomendada en base a la densidad. Para ello haremos uso de la tabla 2.17 del anexo.
- Determinación del diámetro, mediante el uso de la siguiente ecuación:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot v}}$$

siendo Q el caudal del fluido en m³/s y v la velocidad recomendada en m/s. Finalmente se toma el DN inmediatamente superior.

- Cálculo de la velocidad en base al DN.
- Cálculo del espesor, mediante la ecuación utilizada con anterioridad para el cálculo de espesores en tubos a presión:

$$t_m = \frac{P \cdot D_o}{2 \cdot (SE + PY)} + C.$$

A continuación se recoge el procedimiento de cálculo realizado para cada una de las líneas:

L-1: Salida tanque proceso /Aspiración de la bomba B-1.

Cálculo del diámetro			Cálculo del espesor		
Caudal	0,417	kg/s	Presión	881,76	lb/in ²
Densidad	917,16	kg/m ³	Do	1,050	in
velocidad ref	2,4	m/s	SE	20000	lb/in ²
			Y	0,400	
Diámetro	0,016	m	C	0,059	
Diámetro	0,611	in			
DN	0,750	in	Espesor	0,082	in
DN	0,019	m	Espesor	2,100	mm
v	1,595	m/s			

L-2: Impulsión de la bomba B-1 /Entrada cambiador CC-1.

Cálculo del diámetro			Cálculo del espesor		
Caudal	0,417	kg/s	Presión	4408,78	lb/in ²
Densidad	977,48	kg/m ³	Do	1,050	in
velocidad ref	2,4	m/s	SE	20000	lb/in ²
			Y	0,400	
Diámetro	0,015	m	C	0,059	
Diámetro	0,592	in			
DN	0,750	in	Espesor	0,165	in
DN	0,019	m	Espesor	4,300	mm
v	1,496	m/s			

L-3: Salida cambiador CC-1 /Entrada a los extractores (camino más largo).

Cálculo del diámetro			Cálculo del espesor		
Caudal	0,417	kg/s	Presión	4408,78	lb/in ²
Densidad	745,6	kg/m ³	Do	1,050	in
velocidad ref	3	m/s	SE	20000	lb/in ²
			Y	0,400	
Diámetro	0,015	m	C	0,059	
Diámetro	0,606	in			
DN	0,750	in	Espesor	0,165	in
DN	0,019	m	Espesor	6,700	mm
v	1,962	m/s			

L-4: Salida de los extractores /Entrada BPR.

Cálculo del diámetro			Cálculo del espesor		
Caudal	0,417	kg/s	Presión	4408,78	lb/in ²
Densidad	745,6	kg/m ³	Do	1,050	in
velocidad ref	3	m/s	SE	20000	lb/in ²
			Y	0,400	
Diámetro	0,015	m	C	0,059	
Diámetro	0,606	in			
DN	0,750	in	Espesor	0,165	in
DN	0,019	m	Espesor	6,700	mm
v	1,962	m/s			

L-5: Salida BPR-1 /Entrada al cambiador CC-2.

Cálculo del diámetro			Cálculo del espesor		
Caudal	0,417	kg/s	Presión	881,76	lb/in ²
Densidad	18,372	kg/m ³	Do	2,875	in
velocidad ref	9,4	m/s	SE	20000	lb/in ²
			Y	0,400	
Diámetro	0,055	m	C	0,059	
Diámetro	2,183	in			
DN	2,500	in	Espesor	0,121	in
DN	0,064	m	Espesor	3,000	mm
v	7,165	m/s			

L-6: Salida cambiador CC-2 /Entrada al separador S-1.

Cálculo del diámetro			Cálculo del espesor		
Caudal	0,417	kg/s	Presión	881,76	lb/in ²
Densidad	12,648	kg/m ³	Do	3,500	in
velocidad ref	9,4	m/s	SE	20000	lb/in ²
			Y	0,400	
Diámetro	0,067	m	C	0,059	
Diámetro	2,631	in			
DN	3,000	in	Espesor	0,135	in
DN	0,076	m	Espesor	3,400	mm
v	7,227	m/s			

L-7: Salida separador S-1 /Entrada BPR-2.

Cálculo del diámetro			Cálculo del espesor		
Caudal	0,417	kg/s	Presión	881,76	lb/in ²
Densidad	12,648	kg/m ³	Do	3,500	in
velocidad ref	9,4	m/s	SE	20000	lb/in ²
			Y	0,400	
Diámetro	0,067	m	C	0,059	
Diámetro	2,631	in			
DN	3,000	in	Espesor	0,135	in
DN	0,076	m	Espesor	3,400	mm
v	7,227	m/s			

L-8: Salida BPR-2 /Entrada al cambiador CC-3.

Cálculo del diámetro			Cálculo del espesor		
Caudal	0,417	kg/s	Presión	881,76	lb/in ²
Densidad	18,372	kg/m ³	Do	2,875	in
velocidad ref	9,4	m/s	SE	20000	lb/in ²
			Y	0,400	
Diámetro	0,055	m	C	0,059	
Diámetro	2,183	in			
DN	2,500	in	Espesor	0,121	in
DN	0,064	m	Espesor	3,000	mm
v	7,165	m/s			

L-9: Salida cambiador CC-3 /Entrada al separador S-2.

Cálculo del diámetro			Cálculo del espesor		
Caudal	0,417	kg/s	Presión	881,76	lb/in ²
Densidad	12,648	kg/m ³	Do	3,500	in
velocidad ref	9,4	m/s	SE	20000	lb/in ²
			Y	0,400	
Diámetro	0,067	m	C	0,059	
Diámetro	2,631	in			
DN	3,000	in	Espesor	0,135	in
DN	0,076	m	Espesor	3,400	mm
v	7,227	m/s			

L-10: Salida separador S-2 /Entrada pulmón recuperación.

Cálculo del diámetro			Cálculo del espesor		
Caudal	0,417	kg/s	Presión	881,76	lb/in ²
Densidad	12,648	kg/m ³	Do	3,500	in
velocidad ref	9,4	m/s	SE	20000	lb/in ²
			Y	0,400	
Diámetro	0,067	m	C	0,059	
Diámetro	2,631	in			
DN	3,000	in	Espesor	0,135	in
DN	0,076	m	Espesor	3,400	mm
v	7,227	m/s			

L-11: Salida pulmón recuperación/ Entrada compresor C-1.

Cálculo del diámetro			Cálculo del espesor		
Caudal	0,417	kg/s	Presión	881,76	lb/in ²
Densidad	12,648	kg/m ³	Do	3,500	in
velocidad ref	9,4	m/s	SE	20000	lb/in ²
			Y	0,400	
Diámetro	0,067	m	C	0,059	
Diámetro	2,631	in			
DN	3,000	in	Espesor	0,135	in
DN	0,076	m	Espesor	3,400	mm
v	7,227	m/s			

L-12: Salida compresor C-1 /Entrada condensador Cd-1.

Cálculo del diámetro			Cálculo del espesor		
Caudal	0,417	kg/s	Presión	881,76	lb/in ²
Densidad	158,790	kg/m ³	Do	1,660	in
velocidad ref	4,9	m/s	SE	20000	lb/in ²
			Y	0,400	
Diámetro	0,026	m	C	0,059	
Diámetro	1,028	in			
DN	1,250	in	Espesor	0,095	in
DN	0,032	m		2,400	mm
v	3,316	m/s			

L-13: Salida condensador Cd-1 /Entrada tanque proceso.

Cálculo del diámetro			Cálculo del espesor		
Caudal	0,417	kg/s	Presión	881,76	lb/in ²
Densidad	917,16	kg/m ³	Do	1,050	in
velocidad ref	2,4	m/s	SE	20000	lb/in ²
			Y	0,400	
Diámetro	0,016	m	C	0,059	
Diámetro	0,611	in			
DN	0,750	in	Espesor	0,082	in
DN	0,019	m	Espesor	2,100	mm
v	1,595	m/s			

L-14: Línea para adición de codisolvente.

Cálculo del diámetro			Cálculo del espesor		
Caudal	0,080	kg/s	Presión	881,76	lb/in ²
Densidad	800,000	kg/m ³	Do	0,675	in
velocidad ref	3	m/s	SE	20000	lb/in ²
			Y	0,400	
Diámetro	0,007	m	C	0,059	
Diámetro		in			
DN	0,375	in	Espesor	0,074	in
DN	0,010	m	Espesor	1,900	mm
v	1,404	m/s			

7.3. RESUMEN DE LAS TUBERÍAS

A continuación se resumen las principales características calculadas para cada línea de tubería estimando además su longitud:

- L-1: Salida tanque proceso /Aspiración de la bomba B-1.

Longitud: 4,75 m

Densidad fluido: 917,16 kg/m³

Diámetro: 19,05 mm

Velocidad: 1,595 m/s

Espesor: 2,1 mm

- L-2: Impulsión de la bomba B-1 /Entrada cambiador CC-1.

Longitud: 3 m

Densidad fluido: 977,48 kg/m³.

Diámetro: 19,05 mm

Velocidad: 1,496 m/s

Espesor: 4,3 mm

- L-3: Salida cambiador CC-1 /Entrada a los extractores (camino más largo).

Longitud: 11 m

Densidad fluido: 745,60 kg/m³

Diámetro: 19,05 mm

Velocidad: 1,962 m/s

Espesor: 6,7 mm

- L-4: Salida de los extractores /Entrada BPR.

Longitud: 14,5 m

Densidad fluido: 745,60 kg/m³

Diámetro: 19,05 mm

Velocidad: 1,962 m/s

Espesor: 6,7 mm

- L-5: Salida BPR-1 /Entrada al cambiador CC-2.

Longitud: 0,5 m

Densidad fluido: 18,372 kg/m³

Diámetro: 63,5 mm

Velocidad: 7,165 m/s

Espesor: 3 mm

- L-6: Salida cambiador CC-2 /Entrada al separador S-1.

Longitud: 0,5 m

Densidad fluido: 12,648 kg/m³

Diámetro: 76,2 mm

Velocidad: 7,227 m/s

Espesor: 3,4 mm

- L-7: Salida separador S-1 /Entrada BPR-2.

Longitud: 2 m

Densidad fluido: 12,648 kg/m³

Diámetro: 76,2 mm

Velocidad: 7,227 m/s

Espesor: 3,4 mm

- L-8: Salida BPR-2 /Entrada al cambiador CC-3.

Longitud: 0,5 m

Densidad fluido: 18,372 kg/m³

Diámetro: 63,5 mm

Velocidad: 7,165 m/s

Espesor: 3 mm

- L-9: Salida cambiador CC-3 /Entrada al separador S-2.

Longitud: 0,5 m

Densidad fluido: 12,648 kg/m³

Diámetro: 76,2 mm

Velocidad: 7,227 m/s

Espesor: 3,4 mm

- L-10: Salida separador S-2 /Entrada pulmón recuperación.

Longitud: 25 m

Densidad fluido: 12,648 kg/m³

Diámetro: 76,2 mm

Velocidad: 7,227 m/s

Espesor: 3,4 mm

- L-11: Salida pulmón recuperación/ Entrada compresor C-1.

Longitud: 3,5 m

Densidad fluido: 12,648 kg/m³

Diámetro: 76,2 mm

Velocidad: 7,227 m/s

Espesor: 3,4 mm

- L-12: Salida compresor C-1 /Entrada condensador Cd-1.

Longitud: 9 m

Densidad fluido: 158,79 kg/m³

Diámetro: 31,75 mm

Velocidad: 3,316 m/s

Espesor: 2,4 mm

- L-13: Salida condensador Cd-1 /Entrada tanque proceso.

Longitud: 1 m

Densidad fluido: 917,16 kg/m³

Diámetro: 19,05 mm

Velocidad: 1,595 m/s

Espesor: 2,1 mm

- L-14: Línea para adición de codisolvente.

Longitud: 7,75 m

Densidad fluido: 800 kg/m³

Diámetro: 9,53 mm

Velocidad: 1,404 m/s

Espesor: 1,9 mm

CAPÍTULO 8: BOMBAS Y COMPRESORES.

8.1. INTRODUCCIÓN.

En este capítulo se determina la potencia necesaria requerido en los equipos de impulsión, para permitir la circulación del fluido óptima a través del sistema de distribución.

Las bombas y compresores a calcular son los siguientes:

- Bomba B-1: otorga al CO₂ la presión de operación requerida y, tras pasar por el cambiador de calor CC-1, lo impulsa hacia los extractores.
- Bomba B-2: otorga al codisolvente la presión de operación requerida y lo impulsa hacia la línea de disolvente.
- Compresor C-1: comprime el gas del pulmón de recuperación y, tras pasar por una etapa de condensación, lo envía al tanque de proceso.
- Compresor C-2: comprime el gas residual de los extractores, previamente filtrado, y lo envía al pulmón de recuperación.

Dado que la operación en la planta de extracción supercrítica no es continua, se desecha la opción de duplicar los equipos de impulsión y se opta por un adecuado mantenimiento de estos equipos.

Para determinar la potencia absorbida por la bomba, será necesario disponer de las presiones en la aspiración y en la impulsión de la misma, así como también será necesario conocer las pérdidas de carga en cada una de las conducciones y elementos, y el caudal a bombear.

Todos los datos anteriores son conocidos, en cuanto a las pérdidas de carga a través de las líneas, se realizará un estudio en cada caso.

8.2. BOMBAS.

8.2.1. GENERALIDADES.

ALTURA NETA DE ASPIRACIÓN (NPSH).

Este concepto representa la diferencia entre la presión del líquido a bombear referida al eje del impulsor y la presión de vapor del líquido a la temperatura de bombeo.

Hay que distinguir entre NPSH disponible y NPSH requerido:

- NPSH disponible, será aquella altura provista por el tipo de distribución y el conjunto de la instalación elegida para la bomba.
- NPSH requerido, es un dato típico de cada bomba, y varía según el modelo, tamaño y las condiciones de servicio, por tanto será un dato a facilitar por el fabricante de la bomba.

Para que la bomba funcione correctamente, el NPSH disponible en la instalación debe ser igual o superior al NPSH requerido por el equipo de impulsión.

RENDIMIENTO.

Un valor medio para los cálculos, es tomar como un 0,7% el rendimiento total del equipo de impulsión, comprendiendo este los rendimientos volumétricos, hidráulicos y mecánicos.

Por otra parte, para estimar la potencia que ha de consumir el motor, habrá que tener en cuenta también el rendimiento del propio motor, y el rendimiento de acople a la bomba, seleccionando los valores de 0,8 y 0,9 para cada uno.

8.2.2. ELECCIÓN DE LAS BOMBAS.

Dados los requerimientos de alta presión del sistema y la experiencia recogida en plantas industriales de este tipo, ambas bombas serán de desplazamiento positivo o volumétrico. Atendiendo a las condiciones que debe facilitar cada una de ellas puede especificarse que la bomba B-1 será de tipo diafragma y la bomba B-2 de tipo pistón.

8.2.3. PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO.

Los pasos a seguir en el proceso de cálculo de las bombas son los siguientes:

- Datos de partida.
- Determinación de la presión de aspiración.
- Determinación de la presión de impulsión.
- Altura total de aspiración.
- Altura total de impulsión.
- Altura total diferencial.
- Potencia absorbida por la bomba.
- Potencia absorbida por el motor.

8.2.4. CÁLCULOS PARA LA BOMBA B-1.

En primer lugar, será necesario caracterizar perfectamente las líneas de impulsión y aspiración, así como las propiedades de los fluidos que circulan por ellas. Debe tenerse en cuenta que se considerará a la etapa de bombeo del fluido como un proceso isentrópico. Mediante el diagrama 2.1 del anexo puede determinarse el aumento de temperatura que supone (20°C). Este resultado se validará consultando la base de datos del NIST.

DATOS DE PARTIDA.

Caudal: 1500kg/h.

Temperatura E/S: 5/ 22 °C

Velocidad de aspiración: 1,595 m/s.

Velocidad de impulsión: 1,496 m/s.

Densidad E/S: 917,16/ 977,48 kg/m³.

CÁLCULO DE LA PRESIÓN DE ASPIRACIÓN.

Para determinar la presión de aspiración se aplicará la expresión de Bernouilli entre dos puntos determinados de la instalación. En dicha ecuación se establece que la energía que existe en el punto "1" es igual a la que hay en el punto "2" más la pérdida de energía que exista entre ambos puntos.

En este caso se aplicará dicha ecuación entre la salida del tanque de proceso y la aspiración de la bomba:

$$\frac{P_1}{\rho \cdot g} + \frac{v_1^2}{2 \cdot g} + H_1 = \frac{P_{asp}}{\rho \cdot g} + \frac{v_{asp}^2}{2 \cdot g} + H_{asp} + hf$$

siendo:

P₁: presión en la salida del tanque de proceso.

P_{asp}: presión de aspiración.

v₁: velocidad del fluido a la salida del tanque de proceso.

v_{asp}: velocidad del fluido en la toma de aspiración de la bomba.

H₁: altura tomada desde la salida del tanque de proceso al nivel del suelo.

H_{asp}: altura tomada en la aspiración de la bomba.

hf: pérdida de carga.

ρ: densidad del fluido.

g: gravedad.

Al ser $v_1 = v_{asp}$ ambos términos desaparecen de la ecuación. Por tanto, queda de la siguiente forma:

$$\frac{P_1}{\rho \cdot g} + H_1 = \frac{P_{asp}}{\rho \cdot g} + H_{asp} + hf$$

sustituyendo datos:

$$P_1 = 60bar = 6000000Pa$$

$$\rho = 917,16Kg / m^3$$

$$g = 9,8m / s^2$$

$$H_1 = 2,25m$$

$$H_{asp} = 1m$$

$$hf = ??$$

La pérdida de carga total será aquella debida a las fricciones con la pared del tubo más la pérdida debida a los accesorios presentes en la línea, entonces:

$$hf = hf_{tubo} + hf_{accesorios}$$

Se calcula la pérdida de carga debida a la fricción en el tubo. Para ello se aplica la ecuación de Fanning :

$$hf_{tubo} = 4f \frac{L}{D} \frac{v^2}{2g}$$

donde:

hf: pérdida de carga en metros de columna de agua, m.

4f: factor de fricción.

L: longitud de la tubería, m.

D: diámetro de la tubería, m.

v: velocidad del fluido en la tubería, m/s.

El factor de fricción 4f se determina a partir de la gráfica de Moody (tabla 2.15 del anexo), empleando el régimen de circulación del fluido (Reynolds) y la rugosidad relativa de la tubería (está última puede conocerse en base a la tabla 2.14 del anexo).

Una vez determinado el valor de $4f$, se calcula h_f , con lo que se obtiene la pérdida de carga en metros.

En el caso en el que el tramo de línea en estudio contenga accesorios, la pérdida de carga total será la suma de la pérdida de carga generada por la fricción en el tubo y la generada en los accesorios. Esta última se calculará en base a la ecuación Fanning, expresada del siguiente modo:

$$h_f = 4f \cdot \frac{L_{equivalente}}{D} \cdot \frac{v^2}{2g}$$

donde:

h_f : pérdida de carga en metros de columna de agua, m.

$4f$: factor de fricción.

$L_{equivalente}$: longitud equivalente al tramo de tubería recta que generaría la misma pérdida de carga que el accesorio en estudio, m (ver diagrama 2.16 del anexo).

D : diámetro de la tubería, m.

v : velocidad del fluido en la tubería, m/s.

A continuación se procede calculando la pérdida de carga en la aspiración de la bomba.

Pérdida de carga debida a la fricción en el tubo.

$$h_{f_{tubo}} = 4f \frac{L}{D} \frac{v^2}{2g}$$

sustituyendo datos:

$$\rho = 917,16 \text{ kg} / \text{m}^3$$

$$v = 1,595 \text{ m} / \text{s}$$

$$D = 0,01905 \text{ m}$$

$$\mu = 0,000096 \text{ kg} / \text{ms}$$

$$\text{Re} = 28932,69$$

$$\Rightarrow E/D = 0,0018$$

$$\Rightarrow 4f = 0,028$$

$$L = 4,75 \text{ m}$$

$$h_{f_{tubo}} = 0,91 \text{ m}$$

Pérdida de carga debida a los accesorios presentes a lo largo de la línea.

A lo largo de la línea en estudio habrá una válvula de asiento y dos codos de 90°. Entonces:

$$hf = 4f \cdot \frac{L_{equivalente}}{D} \cdot \frac{v^2}{2g}$$

sustituyendo datos:

$$\Rightarrow 4f = 0,028$$

$$v = 1,595m / s$$

$$D = 0,01905m$$

$$L_{equivCodo} = 0,7 \times 2m$$

$$L_{equivVálvula} = 6m$$

$$L_{equiv} = 7,4m$$

$$hf_{accesorios} = 1,41m$$

Pérdida de carga total.

$$hf = hf_{tubo} + hf_{accesorios}$$

$$hf = 0,91m + 1,41m$$

$$hf = 2,32m$$

Conocido este dato puede calcularse la presión de aspiración:

$$\frac{P_1}{\rho \cdot g} + H_1 = \frac{P_{asp}}{\rho \cdot g} + H_{asp} + hf$$

$$P_1 = 6000000Pa$$

$$\rho = 917,16kg / m^3$$

$$g = 9,8m / s^2$$

$$H_1 = 2,25m$$

$$H_{asp} = 1m$$

$$hf = 2,32m$$

$$\frac{P_{asp}}{\rho \cdot g} = 666,47m$$

$$P_{asp} = 5990382,7Pa = 59,9bar$$

CÁLCULO DE LA PRESIÓN DE IMPULSIÓN.

Se procederá del mismo modo que para la aspiración, pero aplicando la ecuación de Bernouilli entre la salida de la bomba y la llegada a la BPR-1:

$$\frac{P_{imp}}{\rho_{imp} \cdot g} + \frac{v_{imp}^2}{2 \cdot g} + H_{imp} = \frac{P_2}{\rho_2 \cdot g} + \frac{v_2^2}{2 \cdot g} + H_2 + hf$$

sustituyendo datos:

$$\rho_{imp} = 977,48 \text{ kg} / \text{m}^3$$

$$v_{imp} = 1,496 \text{ m} / \text{s}$$

$$H_{imp} = 1 \text{ m}$$

$$P_2 = 300 \text{ bar} = 30000000 \text{ Pa}$$

$$\rho_2 = 745,60 \text{ kg} / \text{m}^3$$

$$v_2 = 1,962 \text{ m} / \text{s}$$

$$g = 9,8 \text{ m} / \text{s}^2$$

$$H_2 = 14,2 \text{ m}$$

$$hf = ??$$

Se procede del mismo modo que en la línea de impulsión. Sin embargo, en este caso, entre la impulsión de la bomba y la llegada a la BPR-1, habrá diversos equipos por lo que también debe tenerse en cuenta la pérdida de carga que estos generan. Entonces:

$$hf = hf_{tubo} + hf_{accesorios} + hf_{equipos}$$

Pérdida de carga debida a la fricción en el tubo.

En este caso debemos considerar la existencia de los diferentes tramos de tubo por los que pasa el fluido, L2, L3 y L4 y atender a sus características:

$$hf_{tubo} = hf_{L2} + hf_{L3} + hf_{L4}$$

Pérdida de carga en la línea L2:

$$hf_{L2} = 4f \cdot \frac{L_{L2}}{D_{L2}} \cdot \frac{v_{L2}^2}{2 \cdot g}$$

sustituyendo datos:

$$\rho_{L2} = 977,48 \text{ kg} / \text{m}^3$$

$$v_{L2} = 1,496 \text{ m} / \text{s}$$

$$D_{L2} = 0,01905 \text{ m}$$

$$\mu = 0,000114 \text{ kg} / \text{ms}$$

$$\text{Re} = 244359,71$$

$$\Rightarrow E/D = 0,0018$$

$$\Rightarrow 4f = 0,022$$

$$L_{L2} = 3 \text{ m}$$

$$hf_{L2} = 0,40 \text{ m}$$

Pérdida de carga en la línea L3:

$$hf_{L3} = 4f \cdot \frac{L_{L3}}{D_{L3}} \cdot \frac{v_{L3}^2}{2 \cdot g}$$

sustituyendo datos:

$$\rho_{L3} = 745,60 \text{ kg} / \text{m}^3$$

$$v_{L3} = 1,962 \text{ m} / \text{s}$$

$$D_{L3} = 0,01905 \text{ m}$$

$$\mu = 0,000064 \text{ kg} / \text{ms}$$

$$\text{Re} = 436680,2$$

$$\Rightarrow E/D = 0,0018$$

$$\Rightarrow 4f = 0,023$$

$$L_{L3} = 11 \text{ m}$$

$$hf_{L3} = 2,61 \text{ m}$$

Pérdida de carga en la línea L4:

$$hf_{L4} = 4f \cdot \frac{L_{L4}}{D_{L4}} \cdot \frac{v_{L4}^2}{2 \cdot g}$$

sustituyendo datos:

$$\rho_{L4} = 745,60 \text{ kg} / \text{m}^3$$

$$v_{L4} = 1,962 \text{ m} / \text{s}$$

$$D_{L4} = 0,01905 \text{ m}$$

$$\mu = 0,000064 \text{ kg} / \text{ms}$$

$$\text{Re} = 436680,2$$

$$\Rightarrow E/D = 0,0018$$

$$\Rightarrow 4f = 0,023$$

$$L_{L4} = 14,5 \text{ m}$$

$$hf_{L4} = 3,44 \text{ m}$$

Por tanto, la pérdida de carga total debida a las fricciones con la pared del tubo será:

$$hf_{\text{tubo}} = hf_{L2} + hf_{L3} + hf_{L4}$$

$$hf_{\text{tubo}} = 0,40 + 2,61 + 3,44$$

$$hf_{\text{tubo}} = 6,45 \text{ m}$$

Pérdida de carga debida a los accesorios presentes a lo largo de la línea.

En este punto se evaluarán las pérdidas de carga que generan los accesorios presentes en las líneas de tubería anteriormente evaluadas. De este modo:

$$hf_{\text{accesorios}} = hf_{\text{accesoriosL1}} + hf_{\text{accesoriosL2}} + hf_{\text{accesoriosL3}}$$

Pérdida de carga debida a los accesorios en la línea L2:

Dado que no se considerarán accesorios en estudio dentro de este tramo, la pérdida de carga debida a los accesorios en la línea L1 será nula.

Pérdida de carga debida a los accesorios en la línea L3:

A lo largo de la línea en estudio se contará con una válvula de retención y tres codos de 90°. Entonces:

$$hf_{\text{accesoriosL3}} = 4f \cdot \frac{L_{\text{equivalenteL3}}}{D_{L3}} \cdot \frac{v_{L3}^2}{2 \cdot g}$$

sustituyendo datos:

$$\Rightarrow 4f = 0,023$$

$$v_{L3} = 1,962m/s$$

$$D = 0,01905m$$

$$L_{\text{equivVálvula}} = 1,8m$$

$$L_{\text{equivCodo}} = 0,7 \times 3m$$

$$L_{\text{equiv}} = 3,9m$$

$$hf_{\text{accesoriosL3}} = 0,92m$$

Pérdida de carga debida a los accesorios en la línea L4:

A lo largo de la línea en estudio se tiene una válvula de retención y tres codos de 90°. Entonces:

$$hf_{\text{accesoriosL4}} = 4f \cdot \frac{L_{\text{equivalenteL4}}}{D_{L4}} \cdot \frac{v_{L4}^2}{2 \cdot g}$$

sustituyendo datos:

$$\Rightarrow 4f = 0,023$$

$$v_{L4} = 1,962m/s$$

$$D = 0,01905m$$

$$L_{\text{equivVálvula}} = 1,8m$$

$$L_{\text{equivCodo}} = 0,7 \times 3m$$

$$L_{\text{equiv}} = 3,9m$$

$$hf_{\text{accesoriosL3}} = 0,92m$$

Entonces, la pérdida de carga total debida a los accesorios será:

$$hf_{\text{accesorios}} = hf_{\text{accesoriosL1}} + hf_{\text{accesoriosL2}} + hf_{\text{accesoriosL3}}$$

$$hf_{\text{accesorios}} = 0,92m + 0,92m$$

$$hf_{\text{accesorios}} = 1,84m$$

Pérdida de carga debida a los equipos presentes a lo largo de la línea.

Como se comentó anteriormente también deben tenerse en cuenta las pérdidas de carga que ocurren en los equipos por los que circula nuestro fluido:

$$hf_{\text{equipos}} = hf_{\text{cambiadorCC-1}} + hf_{\text{extractor}} + hf_{\text{filtro}}$$

En los capítulos 2 y 4 de la Memoria de Cálculo puede encontrarse el procedimiento de cálculo aplicado para evaluar estas pérdidas en el extractor y en el cambiador de calor CC-1, respectivamente. Respecto al filtro físico supondremos que las pérdidas que genera son despreciables. Entonces:

$$hf_{\text{equipos}} = hf_{\text{cambiadorCC-1}} + hf_{\text{extractor}} + hf_{\text{filtro}}$$

$$hf_{\text{equipos}} = 0,76m + 0,0063m$$

$$hf_{\text{equipos}} = 0,77m$$

Pérdida de carga total.

$$hf = hf_{\text{tubo}} + hf_{\text{accesorios}} + hf_{\text{equipos}}$$

$$hf = 6,45m + 1,84m + 0,77m$$

$$hf = 9,06m$$

Conocido este dato puede calcularse la presión de impulsión:

$$\frac{P_{imp}}{\rho_{imp} \cdot g} + \frac{v_{imp}^2}{2 \cdot g} + H_{imp} = \frac{P_2}{\rho_2 \cdot g} + \frac{v_2^2}{2 \cdot g} + H_2 + hf$$

sustituyendo datos:

$$\rho_{imp} = 977,48 \text{ kg} / \text{m}^3$$

$$v_{imp} = 1,496 \text{ m} / \text{s}$$

$$H_{imp} = 1 \text{ m}$$

$$P_2 = 300 \text{ bar} = 30000000 \text{ Pa}$$

$$\rho_2 = 745,60 \text{ kg} / \text{m}^3$$

$$v_2 = 1,962 \text{ m} / \text{s}$$

$$g = 9,8 \text{ m} / \text{s}^2$$

$$H_2 = 14,2 \text{ m}$$

$$hf = 9,06 \text{ m}$$

$$\frac{P_{imp}}{\rho_{imp} \cdot g} = 4128,06 \text{ m}$$

$$P_{imp} = 39543958,5 \text{ Pa} = 395,44 \text{ bar}$$

CÁLCULO DE LA ALTURA DE ASPIRACIÓN.

Se calcula a partir de la expresión:

$$H_{asp} = \frac{P_{asp}}{\rho \cdot g} + \frac{v_{asp}^2}{2 \cdot g} = 666,47 + \frac{1,595^2}{2 \cdot 9,8} = 666,6 \text{ m}$$

CÁLCULO DE LA ALTURA DE IMPULSIÓN.

Se calcula a partir de la expresión:

$$H_{imp} = \frac{P_{imp}}{\rho_{imp} \cdot g} + \frac{v_{imp}^2}{2 \cdot g} = 4128,06 + \frac{1,496^2}{2 \cdot 9,8} = 4128,2 \text{ m}$$

CÁLCULO DE LA ALTURA DE TOTAL.

$$H_{Total} = H_{imp} - H_{asp} = 4128,2 - 666,6 = 3461,6 \text{ m}$$

CÁLCULO DE LA POTENCIA ABSORBIDA POR LA BOMBA.

$$P_{Bomba} = \frac{Q \cdot \rho \cdot g \cdot H_{Total}}{\eta}$$

donde

$$Q = 0,00055 m^3 / s$$

$$\rho = 947,35 kg / m^3$$

$$g = 9,8 m / s^2$$

$$H_{Total} = 3461,6 m$$

$$\eta = 0,7$$

$$P_{Bomba} = 25,44 kW$$

El caudal de bombeo a sustituir en la expresión será un 25% superior al calculado, esto es debido a que las bombas suelen sobredimensionarse respecto al caudal.

CÁLCULO DE LA POTENCIA ABSORBIDA POR EL MOTOR.

$$P_{Motor} = \frac{P_{Bomba}}{\eta_{Motor} \cdot \eta_{acople}} = \frac{25,44}{0,8 \cdot 0,9} = 35,34 kW = 47,39 CV$$

Es habitual aplicar un factor de mayoración al motor siguiendo las recomendaciones de la tabla 2.18 del anexo. De acuerdo con la tabla, se empleará un 15% de factor de mayoración, con lo cual:

$$P_{Motor} = 40,64 kW$$

CÁLCULO DE LA NPSH DISPONIBLE.

Se calcula según la siguiente expresión:

$$NPSH = \frac{P_1}{\rho \cdot g} + H_1 - \frac{P^v}{\rho \cdot g} - hf = 666,47 + 2,25 - \frac{3969500}{947,35 \cdot 9,8} - 9,06 = 232,28 m$$

8.2.5. RESUMEN DE LA BOMBA B-1.

En la tabla que se muestra a continuación se resumen las especificaciones de la bomba B-1. :

Bomba B-1		
Tipo		Diafragma
Caudal	kg/m ³	1500
Tempeartura E/S	°C	5 / 20
Velocidad aspiración	m/s	1,595
Velocidad impulsión	m/s	1,496
Presión aspiración	bar	59,9
Presión impulsión	bar	395,44
Potencia Bomba	kW	25,44
Potencia Motor	kW	40,64
NPSH disponible	m	238,28

8.2.6. CÁLCULOS PARA LA BOMBA B-2.

Se procede del mismo modo que para la bomba anterior. No obstante, dado que el aumento de presión no es demasiado elevado se supondrá que el aumento de temperatura en la corriente puede despreciarse.

DATOS DE PARTIDA.

Caudal: 300kg/h.

Temperatura: 20°C.

Velocidad de aspiración: 1,404m/s.

Velocidad de impulsión: 1,404m/s.

Densidad: 800 kg/m³.

CÁLCULO DE LA PRESIÓN DE ASPIRACIÓN.

Para determinar la presión de aspiración se aplicará la expresión de Bernouilli entre dos puntos determinados de la instalación. En dicha ecuación se establece que la energía que existe en el punto "1" es igual a la que hay en el punto "2" más la pérdida de energía que exista entre ambos puntos.

En este caso se aplicará dicha ecuación entre la salida del tanque de codisolvente y la aspiración de la bomba:

$$\frac{P_1}{\rho \cdot g} + \frac{v_1^2}{2 \cdot g} + H_1 = \frac{P_{asp}}{\rho \cdot g} + \frac{v_{asp}^2}{2 \cdot g} + H_{asp} + hf$$

Al ser $v_1 = v_{asp}$ ambos términos desaparecen de la ecuación. Por tanto, queda de la siguiente forma:

$$\frac{P_1}{\rho \cdot g} + H_1 = \frac{P_{asp}}{\rho \cdot g} + H_{asp} + hf$$

sustituyendo datos:

$$P_1 = 1bar = 100000Pa$$

$$\rho = 800kg / m^3$$

$$g = 9,8m / s^2$$

$$H_1 = 2,25m$$

$$H_{asp} = 1m$$

$$hf = ??$$

Pérdida de carga debida a la fricción en el tubo.

$$hf_{tubo} = 4f \frac{L v^2}{D 2g}$$

sustituyendo datos:

$$\rho = 800 \text{kg} / \text{m}^3$$

$$v = 1,404 \text{m} / \text{s}$$

$$D = 0,00953 \text{m}$$

$$\mu = 0,001 \text{kg} / \text{ms}$$

$$\text{Re} = 10704,1$$

$$\Rightarrow E/D = 0,0019$$

$$\Rightarrow 4f = 0,033$$

$$L = 3,75 \text{m}$$

$$hf_{tubo} = 1,31 \text{m}$$

Pérdida de carga debida a los accesorios presentes a lo largo de la línea.

A lo largo de la línea en estudio se tiene una válvula de asiento y dos codos de 90°. Entonces:

$$hf = 4f \cdot \frac{L_{equivalente}}{D} \cdot \frac{v^2}{2g}$$

sustituyendo datos:

$$\Rightarrow 4f = 0,033$$

$$v = 1,404 \text{m} / \text{s}$$

$$D = 0,00953 \text{m}$$

$$L_{equivCodo} = 0,4 \times 2 \text{m}$$

$$L_{equivVálvula} = 4 \text{m}$$

$$L_{equiv} = 4,8 \text{m}$$

$$hf_{accesorios} = 1,62 \text{m}$$

Pérdida de carga total.

$$hf = hf_{tubo} + hf_{accesorios}$$

$$hf = 1,31m + 1,62m$$

$$hf = 2,98m$$

Conocido este dato puede calcularse la presión de aspiración:

$$\frac{P_1}{\rho \cdot g} + H_1 = \frac{P_{asp}}{\rho \cdot g} + H_{asp} + hf$$

$$P_1 = 100000Pa$$

$$\rho = 800kg / m^3$$

$$g = 9,8m / s^2$$

$$H_1 = 2,25m$$

$$H_{asp} = 1m$$

$$hf = 2,98m$$

$$\frac{P_{asp}}{\rho \cdot g} = 11,03m$$

$$P_{asp} = 86436,8Pa = 0,86bar$$

CÁLCULO DE LA PRESIÓN DE IMPULSIÓN.

Se procederá del mismo modo que para la aspiración, pero aplicando la ecuación de Bernouilli entre la salida de la bomba y la llegada a la línea de disolvente principal:

$$\frac{P_{imp}}{\rho_{imp} \cdot g} + \frac{v_{imp}^2}{2 \cdot g} + H_{imp} = \frac{P_2}{\rho_2 \cdot g} + \frac{v_2^2}{2 \cdot g} + H_2 + hf$$

Al ser $v_{imp} = v_2$ ambos términos desaparecen de la ecuación. Por tanto, queda de la siguiente forma:

$$\frac{P_{imp}}{\rho \cdot g} + H_{imp} = \frac{P_2}{\rho \cdot g} + H_2 + hf$$

A continuación se calcula la pérdida de carga, que es el único dato que se desconoce.

Pérdida de carga debida a la fricción en el tubo.

$$hf_{tubo} = 4f \frac{L v^2}{D 2g}$$

$$\rho = 800 \text{ kg} / \text{m}^3$$

$$v = 1,404 \text{ m} / \text{s}$$

$$D = 0,00953 \text{ m}$$

$$\mu = 0,001 \text{ kg} / \text{ms}$$

$$\text{Re} = 10704,1$$

$$\Rightarrow E/D = 0,0019$$

$$\Rightarrow 4f = 0,033$$

$$L = 4 \text{ m}$$

$$hf_{tubo} = 1,39 \text{ m}$$

Pérdida de carga debida a los accesorios presentes a lo largo de la línea.

A lo largo de la línea en estudio habrá dos codos de 90°. Entonces:

$$hf = 4f \cdot \frac{L_{equivalente}}{D} \cdot \frac{v^2}{2g}$$

$$\Rightarrow 4f = 0,033$$

$$v = 1,404 \text{ m} / \text{s}$$

$$D = 0,00953 \text{ m}$$

$$L_{equivCodo} = 0,4 \times 2 \text{ m}$$

$$L_{equiv} = 0,8 \text{ m}$$

$$hf_{accesorios} = 0,23 \text{ m}$$

Pérdida de carga total.

$$hf = hf_{tubo} + hf_{accesorios}$$

$$hf = 1,39 \text{ m} + 0,23 \text{ m}$$

$$hf = 1,67 \text{ m}$$

Conocido este dato podrá calcularse la presión de impulsión:

$$\frac{P_{imp}}{\rho \cdot g} + H_{imp} = \frac{P_2}{\rho \cdot g} + H_2 + hf$$

$$P_2 = 60bar = 6000000Pa$$

$$\rho = 800kg / m^3$$

$$g = 9,8m / s^2$$

$$H_{imp} = 1m$$

$$H_2 = 1m$$

$$hf = 1,67m$$

$$\frac{P_{imp}}{\rho g} = 767m$$

$$P_{imp} = 6013092,8Pa = 60,13bar$$

CÁLCULO DE LA ALTURA DE ASPIRACIÓN.

Se calcula a partir de la expresión:

$$H_{asp} = \frac{P_{asp}}{\rho \cdot g} + \frac{v_{asp}^2}{2 \cdot g} = 11,03 + \frac{1,404^2}{2 \cdot 9,8} = 11,13m$$

CÁLCULO DE LA ALTURA DE IMPULSIÓN.

Se calcula a partir de la expresión:

$$H_{imp} = \frac{P_{imp}}{\rho_{imp} \cdot g} + \frac{v_{imp}^2}{2 \cdot g} = 767 + \frac{1,404^2}{2 \cdot 9,8} = 767,1m$$

CÁLCULO DE LA ALTURA DE TOTAL.

$$H_{Total} = H_{imp} - H_{asp} = 767,1 - 11,13 = 755,97m$$

CÁLCULO DE LA POTENCIA ABSORBIDA POR LA BOMBA.

$$P_{Bomba} = \frac{Q \cdot \rho \cdot g \cdot H_{Total}}{\eta}$$

donde

$$Q = 0,00013m^3 / s$$

$$\rho = 800kg / m^3$$

$$g = 9,8m / s^2$$

$$H_{Total} = 755,97m$$

$$\eta = 0,7$$

$$P_{Bomba} = 1,1kW$$

El caudal de bombeo a sustituir en la expresión será un 25% superior al calculado, esto es debido a que las bombas suelen sobredimensionarse respecto al caudal.

CÁLCULO DE LA POTENCIA ABSORBIDA POR EL MOTOR.

$$P_{Motor} = \frac{P_{Bomba}}{\eta_{Motor} \cdot \eta_{acople}} = \frac{0,11}{0,8 \cdot 0,9} = 1,5kW = 2C.V$$

Es habitual aplicar un factor de mayoración al motor siguiendo las recomendaciones de la tabla 2.18 del anexo. De acuerdo con la tabla, se aplicará un 25% de factor de mayoración, con lo cual:

$$P_{Motor} = 1,88kW$$

CÁLCULO DE LA NPSH DISPONIBLE.

Se calcula según la siguiente expresión:

$$NPSH = \frac{P_1}{\rho \cdot g} + H_1 - \frac{P^v}{\rho \cdot g} - hf = 12,76 + 2,25 - \frac{5800}{800 \cdot 9,8} - 1,67 = 12,6m$$

8.2.7. RESUMEN DE LA BOMBA B-2.

En la tabla que se muestra a continuación se resumen las especificaciones de la bomba B-2:

Bomba B-2		
Tipo		Pistón
Caudal	kg/m ³	300
Tempeartura E/S	°C	20
Velocidad aspiración	m/s	1,595
Velocidad impulsión	m/s	1,496
Presión aspiración	bar	0,86
Presión impulsión	bar	60,13
Potencia Bomba	kW	1,1
Potencia Motor	kW	1,5
NPSH disponible	m	12,6

8.3. COMPRESORES.

8.3.1. GENERALIDADES.

En cualquier proceso continuo de compresión, la relación entre la presión absoluta, P , y el volumen, V , se expresa a través de la siguiente ecuación:

$$P \cdot V^n = C = \text{constante}$$

La representación de la presión en función del volumen para cada valor de n se conoce con el nombre de curva politrópica. Dado que el trabajo, W , puesto en juego para pasar de P_1 a P_2 a lo largo de cualquier curva politrópica es:

$$W = \int_1^2 P \cdot dV$$

de ello se desprende que la cantidad de trabajo necesario depende de la curva politrópica que se trate y aumenta al incrementarse los valores de n . La trayectoria que requiere menor cantidad de trabajo consumido es la correspondiente a $n=1$, que es equivalente a una compresión isoterma.

Debido a este hecho, el ciclo de compresión de los compresores a utilizar en la planta de extracción supercrítica objeto de este proyecto se aproximará a la condición isoterma, $PV=\text{constante}$, trabajando en varios efectos con enfriamientos intercalados.

8.3.2. PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO.

Como ya se ha mencionado, los compresores de la planta de extracción en estudio trabajarán en varios efectos con ciclos de enfriamiento intercalados, asemejando su ciclo de compresión a la condición isoterma. Para ellos se obtiene un aproximación muy simple de la potencia, a partir de la siguiente fórmula (Perry, 2001):

$$P_{\text{Compresor}} = 2,78 \cdot 10^{-4} \cdot Q_1 \cdot P_1 \cdot \ln \frac{P_2}{P_1}$$

donde:

$P_{\text{compresor}}$: potencia del compresor, kW.

Q_1 : caudal volumétrico de gas, m^3/h .

P_1 : presión absoluta de entrada, lb/in^2 .

P_2 : presión absoluta de descarga, lb/in^2 .

A continuación se empleará la ecuación vista para cada uno de los compresores y obtener así un valor aproximado de la potencia de los mismos.

8.3.3. CÁLCULO DE LOS COMPRESORES.

Cálculo para el compresor C-1.

$$P_{\text{Compresor}} = 2,78 \cdot 10^{-4} \cdot Q_1 \cdot P_1 \cdot \ln \frac{P_2}{P_1}$$

sustituyendo datos:

$$Q_1 = 118,6 \text{ m}^3 / \text{h}$$

$$P_1 = 102,9 \text{ lb} / \text{in}^2$$

$$P_2 = 881,76 \text{ lb} / \text{in}^2$$

$$P_{\text{compresor}} = 7,29 \text{ kW}$$

Cálculo para el compresor C-2.

$$P_{\text{Compresor}} = 2,78 \cdot 10^{-4} \cdot Q_1 \cdot P_1 \cdot \ln \frac{P_2}{P_1}$$

sustituyendo datos:

$$Q_1 = 154,32 \text{ m}^3 / \text{h}$$

$$P_1 = 14,7 \text{ lb} / \text{in}^2$$

$$P_2 = 102,87 \text{ lb} / \text{in}^2$$

$$P_{\text{compresor}} = 1,23 \text{ kW}$$

8.3.4. RESUMEN DE LOS COMPRESORES.

En la tabla que se muestra a continuación se resumen las especificaciones de los compresores C-1 y C-2:

Compresores		
Ciclo compresión		Isotermo
Potencia C-1	kW	7,29
Potencia C-2	kW	1,23

DOCUMENTO

2

***PLIEGO DE
CONDICIONES***

ÍNDICE

Capítulo 1: CONDICIONES GENERALES.	5
1.1. OBJETIVOS.	5
1.2. OBRAS OBJETO DEL PRESENTE PROYECTO.	5
1.3. OTRAS INSTITUCIONES, NORMAS Y DESCRIPCIONES APLICABLES.	6
1.4. EXCLUSIONES.	6
1.5. DOCUMENTOS QUE DEFINEN LAS OBRAS.	6
1.6. DIRECTOR DE LA OBRA.	6
 Capítulo 2: CONDICIONES FACULTATIVAS.	 8
2.1. CONTRATO.	8
2.2. OBLIGACIONES Y DERECHOS DEL CONTRATISTA.	8
2.3. LIBRO DE ÓRDENES.	8
2.4. CONTRADICCIONES, OMISIONES O ERRORES.	9
2.5. TRABAJOS PREPARATORIOS.	9
2.5.1. Comprobación del replanteo.	9
2.5.2. Fijación de los puntos de replanteo.	10
2.5.3. Programación de los trabajos.	10
2.6. PLAZOS DE EJECUCIÓN.	10
2.7. DESARROLLO Y CONTROL DE LOS TRABAJOS.	11
2.7.1. Equipos de maquinaria.	11
2.7.2. Ensayos.	11
2.7.3. Materiales.	12
2.7.3.1. Manipulación de materiales.	12
2.7.3.2. Inspección en planta.	12
2.7.3.3. Inspección de los materiales.	12
2.7.3.4. Materiales defectuosos.	13
2.7.4. Acopios.	13
2.7.5. Trabajos nocturnos.	14
2.7.6. Accidentes de trabajo.	14
2.7.7. Descanso en días festivos.	14
2.7.8. Trabajos defectuosos o no autorizados.	15
2.7.9. Señalización de las obras.	15
2.7.10. Precauciones especiales.	15
2.7.10.1. Lluvias.	15
2.7.10.2. Incendios.	15
2.7.11. Personal técnico.	16

2.8.	MEDICIÓN DE OBRAS.	16
2.9.	CERTIFICACIONES.	16
2.9.1.	Precio unitario.	17
2.9.2.	Partidas alzadas.	17
2.9.3.	Instalaciones y equipos de maquinaria.	17
2.10.	LEGISLACIÓN SOCIAL.	17
2.11.	GASTOS POR CUENTA DEL CONTRATISTA.	17
2.12.	RECEPCIONES, GARANTÍAS Y OBLIGACIONES DEL CONTRATISTA.	18
2.12.1.	Recepción provisional.	18
2.12.2.	Plazo de garantía.	19
2.12.3.	Recepción definitiva.	19
2.12.4.	Prescripciones particulares.	19
Capítulo 3: CONDICIONES TÉCNICAS.		20
3.1.	CONDICIONES PARA LOS MATERIALES.	20
3.1.1.	Condiciones generales para los materiales.	20
3.1.2.	Condiciones para las tuberías.	20
3.1.3.	Condiciones para las bridas.	20
3.1.4.	Condiciones para los accesorios soldables.	20
3.1.5.	Condiciones para las válvulas.	21
3.1.6.	Condiciones para las juntas.	21
3.1.7.	Condiciones de las placas para la fabricación de equipos.	21
3.1.8.	Condiciones para las soldaduras.	21
3.2.	CONDICIONES PARA LOS EQUIPOS.	21
3.2.1.	Condiciones para los intercambiadores de calor.	21
3.2.2.	Condiciones para las bombas.	22
3.3.	CONDICIONES SOBRE INSTALACIONES AUXILIARES.	22
3.3.1.	Condiciones sobre pintura y preparación de superficies.	22
3.3.2.	Condiciones para los aislamientos.	23
3.3.3.	Condiciones para las purgas y venteos.	23
3.3.4.	Condiciones para las instrumentación.	23
3.4.	EQUIPOS A PRESIÓN. DISPOSICIONES GENERALES.	24
3.4.1.	Definiciones generales.	24
3.4.2.	Definiciones de ámbito técnico.	26

3.5.	CONDICIONES GENERALES PARA TODOS LOS APARATOS.	27
3.5.1.	Manual de diseño.	28
3.5.2.	Certificados.	28
3.5.3.	Proceso de fabricación.	28
3.5.4.	Legalización de aparatos a presión.	28
3.5.5.	Instalación.	30
3.5.6.	Inspecciones y pruebas.	30
3.5.7.	Placas.	32
3.5.8.	Elementos de seguridad.	32
3.5.9.	Pruebas para las tuberías.	33
3.5.10.	Pruebas para los sistemas antes de la puesta en marcha.	33
 Capítulo 4: CONDICIONES LEGALES.		36
4.1.	MEDICIÓN Y ABONO DE LAS OBRAS.	36
4.1.1.	Mediciones y valoraciones.	36
4.1.2.	Condiciones económicas.	36
4.1.3.	Condiciones de índole legal.	36
4.2.	EJECUCIÓN DE LAS OBRAS.	36
4.2.1.	Ejecución en general.	36
4.2.2.	Replanteo.	37
4.2.3.	Orden de los trabajos.	37
4.2.4.	Marcha de las obras.	37
4.2.5.	Obra civil.	37
4.2.6.	Instalaciones varias.	37
4.2.7.	Responsabilidad de la contrata.	38
4.2.8.	Dirección de los trabajos.	38
4.2.9.	Legalización.	38
 Capítulo 5: CONDICIONES DE SEGURIDAD E HIGIENE.		39
5.1.	PROTECCIÓN Y LUCHA CONTRA INCENDIOS.	39
5.2.	ACTUACIÓN EN CASO DE ACCIDENTE.	39
5.3.	PRIMEROS AUXILIOS.	40

CAPITULO 1: CONDICIONES GENERALES.

1.1. OBJETIVOS.

El objetivo del presente pliego de condiciones es definir el conjunto de directrices, requisitos y normas aplicables al desarrollo de las obras a las que se refiere el proyecto del que forma parte: DISEÑO DE UNA PLANTA MULTIFUNCIONAL PARA LA EXTRACCIÓN DE HOLLEJO DE UVA TINTA MEDIANTE DISOLVENTES A ALTA PRESIÓN. Se especificarán las condiciones facultativas, técnicas, económicas y de seguridad e higiene que se van a observar en la recepción, montaje y funcionamiento de la instalación proyectada, así como las condiciones generales que regirán en la ejecución de las obras definidas en este proyecto.

Contiene las condiciones técnicas normalizadas referentes a los materiales y equipos, el modo de ejecución, medición de las unidades de obra y, en general, cuantos aspectos han de regir en las obras comprendidas en el presente proyecto. El pliego de condiciones constituye el documento más importante desde el punto de vista contractual.

No se podrán alterar estas condiciones si no están aceptadas de forma escrita y autorizadas por la representación legal de la sociedad para la que se ha confeccionado el proyecto.

1.2. OBRAS OBJETO DEL PRESENTE PROYECTO.

Se consideran sujetas a este pliego todas las obras cuyas características, planos y presupuesto se adjuntan en las partes correspondientes del presente proyecto, así como todas las obras necesarias para dejar completamente terminadas las instalaciones con arreglo a los planos y documentos adjuntos.

Se entiende por obras accesorias, aquellas que por su naturaleza no puedan ser previstas en todos sus detalles, sino a medida que avanza la ejecución de los trabajos.

Las obras accesorias se realizarán según se vaya conociendo su necesidad. Cuando la importancia lo exija se construirán en base a los proyectos adicionales que se redacten. En los casos de menor importancia se llevarán a cabo conforme a la propuesta que formule el Director de Obra.

1.3. OTRAS INSTRUCCIONES, NORMAS Y DESCRIPCIONES APLICABLES.

Además del presente Pliego de Condiciones, y subsidiariamente con respecto a él, será de aplicación la siguiente normativa:

- Instrucción de Hormigón Estructural EHE, (R.D. 266171998 de 11 de Diciembre de 1998)
- Norma Básica de la Edificación NBE-EA-95, "Estructuras de acero en la Edificación" (R.D. 1829/1995 de 10 de Noviembre de 1995)
- Norma Básica de la Edificación del Ministerio de Obras Públicas y Urbanismo NBE-AE-88 "Acciones en la especificación"
- Norma de construcción sismorresistente. Parte General y Edificación, NCSE-02.
- Real Decreto 1627/1997, sobre disposiciones mínimas de seguridad y de salud en las obras de construcción.

1.4. EXCLUSIONES.

Quedan excluidos del presente proyecto, los aspectos no relacionados con el proceso químico de la instalación , como movimientos de tierra, zanjas, cimentaciones, estructuras e instalación eléctrica.

1.5. DOCUMENTOS QUE DEFINEN LAS OBRAS.

Los documentos que definen las obras son los que la propiedad entrega al contratista, y pueden tener carácter contractual o meramente informativo.

Son documentos contractuales los planos, el pliego de condiciones y los cuadros de precios y presupuestos que se incluyan en el presente proyecto.

Cualquier cambio en el planteamiento de la obra que implique un cambio sustancial respecto de lo proyectado deberá ponerse en conocimiento de la dirección para que lo apruebe, si procede, y redacte el oportuno proyecto reformado.

1.6. DIRECTOR DE LA OBRA.

El ingeniero director de obras será responsable de la inspección y vigilancia de la ejecución del contrato, y asumirá la representación de la administración o de la entidad pertinente frente al contratista.

Las funciones del ingeniero director de obras serán las siguientes:

- Garantizar la ejecución de las obras con estricta sujeción al proyecto aprobado, o modificaciones debidamente autorizadas.
- Definir aquellas condiciones técnicas que en el presente pliego de condiciones se dejen a su decisión.
- Resolver todas las cuestiones técnicas que surjan en cuanto a la interpretación de planos, condiciones de materiales y de ejecución de unidades de obra, siempre que no se modifiquen las condiciones de 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.
- 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 afectados por ellas, y resolver los problemas planteados por los servicios y servidumbres relacionados con las mismas.
- Asumir personalmente bajo su responsabilidad, en caso de urgencia o gravedad, la dirección inmediata de determinadas operaciones o trabajos en su curso, para lo cual el contratista deberá poner a su disposición el personal y el material de obra.
- Acreditar al contratista las obras realizadas conforme a lo dispuesto en los documentos del contrato.
- Participar en las recepciones provisionales y definitivas y redactar la liquidación de las obras conforma a las normas legales establecidas.

El contratista estará obligado a prestar su colaboración al ingeniero director para el normal cumplimiento de las funciones a éste encomendadas.

CAPITULO 2: CONDICIONES FACULTATIVAS.

2.1. CONTRATO.

Las instalaciones se contratarán totalmente terminadas y se ajustarán en todo momento a los planos recogidos en este proyecto.

A petición de cualquiera de las partes interesadas, se formalizará el contrato en la Escritura Pública. Los gastos que ocasione esta formalización correrán a cargo de la empresa constructora.

2.2. OBLIGACIONES Y DERECHOS DEL CONTRATISTA.

Las obligaciones del contratista son las siguientes:

- Conocer y cumplir las leyes.
- Conocer en su totalidad e contenido del proyecto.
- Poner los medios necesarios para la correcta ejecución del mismo.
- Cumplir con todas y cada una de las instrucciones indicadas en el Libro de Órdenes.
- No iniciar ninguna obra sin conocimiento y autoridad de la Dirección de Obra.

En cuanto a sus derechos aparecen los siguientes:

- Tener un ejemplar del proyecto completo.
- Recibir los suministros de la propiedad en forma y plazo.
- Recibir solución de problemas técnicos no previstos con prontitud.

2.3. LIBRO DE ÓRDENES.

El contratista dispondrá del Libro de Órdenes, en el que se anotarán las que Ingeniero Director de la Obra precise dar en el transcurso de la obra.

El cumplimiento de las órdenes expresadas en dicho libro es tan obligatorio para el contratista como las que figuran en el Pliego de Condiciones.

2.4. CONTRADICCIONES, OMISIONES O ERRORES.

En el caso de contradicción entre los planos y el pliego de prescripciones técnicas, prevalecerá lo indicado en este último. Lo mencionado en el pliego de prescripciones técnicas y omitido en los planos y viceversa, habrá de ser aceptado como si estuviese expuesto en ambos documentos, siempre que, a juicio del director de obras, quede suficientemente definida la unidad de obra correspondiente y esta tenga precio en el contrato.

En todo caso, las contradicciones, omisiones o errores que se adviertan en estos documentos por el director o contratista deberán reflejarse en el acta de comprobación.

2.5. TRABAJOS PREPARATORIOS.

Los trabajos preparatorios para el inicio de las obras consistirán en:

- Comprobación de replanteo.
- Fijación y conservación de los puntos de replanteo.
- Programación de los trabajos.

2.5.1. COMPROBACIÓN DEL REPLANTEO.

En el plazo de quince días a partir de la adjudicación definitiva se comprobarán, en presencia del adjudicatario o de su representante, el replanteo de las obras ejecutadas antes de la licitación, extendiéndose la correspondiente acta de comprobación del replanteo.

El acta de conformación del replanteo reflejará la conformidad o la disconformidad del replanteo respecto a los documentos contractuales del proyecto, refiriéndose expresamente a las características geométricas de los trabajos, así como a cualquier punto que en caso de disconformidad pueda afectar al cumplimiento del contrato.

Cuando el acta de comprobación del replanteo refleje alguna variación respecto a los documentos contractuales del proyecto, deberá ser acompañada de un nuevo presupuesto, valorado a los precios del contrato.

2.5.2. FIJACIÓN DE LOS PUNTOS DE REPLANTEO.

La comprobación del replanteo deberá incluir como mínimo los datos y referencias previstos para poder materializar las obras, así como los puntos fijos o auxiliares necesarios para los sucesivos replanteos de detalles y de otros elementos que puedan estimarse precisos.

Los puntos de referencia para los sucesivos replanteos se marcarán con los medios adecuados para evitar su desaparición.

Los datos, cotas y puntos fijados se anotarán en el anexo al acta de comprobación del replanteo, el cual se unirá al expediente de las obras, entregándose una copia al contratista.

El contratista se responsabilizará de la conservación de las señales de los puntos que hayan sido entregados.

2.5.3. PROGRAMACIÓN DE LOS TRABAJOS.

En el plazo que se determine en días hábiles a partir de la aprobación del acta de comprobación del replanteo, el adjudicatario presentará el programa de trabajos de las obras. Dicho programa de trabajo incluirá los siguientes datos:

- Fijación de las clases de obras y trabajos que integran el proyecto e indicación de las mismas.
- Determinación de los medios necesarios (instalaciones, equipos y materiales).
- Valoración mensual y acumulada de la obra, programada sobre la base de los precios unitarios de adjudicación.
- Representación gráfica de las diversas actividades en un gráfico de barras o en diagrama espacio / tiempo.

Cuando del programa de trabajos se deduzca la necesidad de modificar cualquier condición contractual, dicho programa deberá ser redactado por el adjudicatario y por la dirección técnica de las obras, acompañándose de la correspondiente propuesta de modificación para su tramitación reglamentaria.

2.6. PLAZOS DE EJECUCIÓN.

El contratista empezará las obras al día siguiente de la fecha del acta de aprobación de replanteo, debiendo quedar terminadas en la fecha acordada en dicha acta.

2.7. DESARROLLO Y CONTROL DE LOS TRABAJOS.

Para el mejor desarrollo y control de los trabajos, el adjudicatario seguirá las normas que se indican en los apartados siguientes:

2.7.1. EQUIPOS DE MAQUINARIA.

El contratista quedará obligado a situar en la obra todos los equipos de la maquinaria que se comprometa a aportar en la licitación, y que el director de las obras considere necesario para el correcto desarrollo de las mismas. Dichos equipos de maquinaria deberán ser aprobados por el director.

La maquinaria de trabajo demás elementos de trabajo deberán estar en perfectas condiciones de funcionamiento y quedar adscritos a la obra durante el curso de la ejecución de las unidades en las que deban utilizarse. No podrán retirarse sin el consentimiento del director.

2.7.2. ENSAYOS.

El número de ensayos y su frecuencia, tanto sobre materiales como unidades de obras terminadas, ser fijado por el ingeniero director, y se efectuarán con arreglo a las normas afectantes a cada unidad de obra, o, en su defecto, con arreglo a las instrucciones que dicte el director.

El adjudicatario abonará el costo de los ensayos que se realicen, que no podrán superar el 1% del presupuesto de adjudicación.

El contratista está obligado a realizar su autocontrol de cotas, tolerancias y geométrico en general, así como el de calidad, mediante ensayos materiales, densidades de compactación, etc. Se entiende que no se comunicará a la dirección de obra que una unidad de obra está terminada a juicio del contratista para su aprobación hasta que el mismo contratista, mediante su personal facultativo para el caso, haya hecho sus propias comprobaciones y ensayos y se haya asegurado de cumplir las especificaciones.

Así, el contratista está obligado a disponer de los equipos necesarios para dichas mediciones y ensayos.

2.7.3. MATERIALES.

Todos los materiales que se utilicen en las obras deberán cumplir las condiciones que se establecen en el pliego de condiciones, pudiendo ser rechazados en caso contrario por el ingeniero director. Por ello, todos los materiales que se propongan ser utilizados en obra deben ser examinados y ensayados antes de su aceptación en primera instancia mediante el autocontrol del contratista y, eventualmente, con el control de dirección de obra.

Cuando la procedencia de los materiales no esté fijada en el pliego de prescripciones técnicas, los materiales requeridos para la ejecución del contrato serán fijados por el contratista de las fuentes de suministro que éste considere oportuno.

El contratista notificará al director, con la suficiente antelación, los materiales que se propone 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 en su cantidad como en su calidad.

El no rechazo de un material no implica su aceptación. El no rechazo o la aceptación de una procedencia no impide el posterior rechazo de cualquier partida de material de ella que no cumpla las prescripciones, ni incluso la eventual prohibición de dicha procedencia.

En ningún caso podrán ser acoplados y utilizados en los trabajos materiales cuya procedencia no haya sido aprobada por el director.

2.7.3.1. Manipulación de materiales.

Todos los materiales se manipularán con cuidado, y de tal modo que se mantengan su calidad y aptitud para la obra.

2.7.3.2. Inspección en planta.

Si el volumen de la obra, la marcha de construcción y otras consideraciones lo justifican, el ingeniero puede proceder a la inspección del material o de los artículos manufacturados en sus respectivas fuentes.

2.7.3.3. Inspección de los materiales.

Con objeto de facilitar la inspección y prueba de los materiales, el contratista notificará al ingeniero con dos semanas como mínimo de antelación a la entrega.

2.7.3.4. Materiales defectuosos.

Todos los materiales que no se ajusten a los requisitos del pliego de condiciones se considerarán defectuosos y, por tanto, se retirarán inmediatamente del lugar de la obra, menos que el ingeniero ordene lo contrario.

Los materiales rechazados, cuyos defectos se hayan corregido substancialmente, no se utilizarán mientras no se les haya otorgado la aprobación.

2.7.4. ACOPIOS.

Quedará terminante prohibido, salvo autorización escrita del director, efectuar acopio de materiales, cualesquiera que sea su naturaleza, sobre la plataforma de obra y en aquellas zonas marginales que defina el director.

Se considera especialmente prohibido el depositar materiales, herramientas, maquinaria, escombros o cualquier otro elemento no deseable, en las siguientes zonas:

- Áreas de proceso adyacentes o limítrofes con la zona donde se realizan los trabajos.
- Desagües y zonas de trabajo en general.
- Vías de acceso a casetas de operación, puntos de reunión para estados de emergencia y puntos de situación de extintores.
- Calles y vías de circulación interior, tanto de la zona de construcción, como de áreas de procesos adyacentes a ésta.
- En general, cualquier lugar en el que la presencia de materiales, herramientas o utensilios puede entorpecer las labores de mantenimiento y operación de las unidades de proceso, o pueda dificultar el proceso de emergencia de la planta.

Los materiales se almacenarán en forma tal que se asegure la preservación de su calidad para su utilización en la obra, requisito que deberá ser comprobado en el momento en el momento de su utilización.

Las superficies empleadas en la zona de acopios deberán acondicionarse de forma que, una vez terminada su utilización, recuperen su aspecto original. Todos los gastos que de ello se deriven correrán por cuenta del contratista.

2.7.5. TRABAJOS NOCTURNOS.

Los trabajos nocturnos deberán ser previamente autorizados por el director, y solamente realizados en aquellas unidades de obra que así lo requieran. El contratista deberá instalar los equipos de iluminación y mantenerlos en perfecto estado mientras duren los trabajos nocturnos.

2.7.6. ACCIDENTES DE TRABAJO.

De conformidad con lo establecido en el artículo 71 del Reglamento de la Ley de Accidentes de Trabajo, el contratista está obligado a contratar, para su personal, el seguro contra riesgo por accidentes de trabajo.

El contratista y la dirección de obra fijarán de antemano las condiciones de seguridad en las que se llevarán a cabo los trabajos objeto del presente proyecto, así como las pruebas ensayos, inspecciones y verificaciones necesarias, que en cualquier caso deberán ser, como mínimo las prescritas por los reglamentos actuales vigentes.

No obstante, en aquellos casos en que el contratista o la dirección consideren que se deben tomar disposiciones adicionales de seguridad, podrán tomarse éstas sin reserva alguna.

Por otra parte, el contratista será responsable de suministrar al personal a su cargo los equipos necesarios para que éste trabaje en las condiciones de seguridad adecuadas, tales como cascos, carteras, botas reforzadas, gafas de protección, etc.

Asimismo, serán responsabilidad del contratista los posibles daños causados en las instalaciones, tanto terminadas o aún en construcción, ocasionados por personas ajenas a la obra dentro del horario establecido de trabajo, así como de los accidentes personales que puedan ocurrir.

2.7.7. DESCANSO EN DÍAS FESTIVOS.

En los trabajos concedidos a la contrata se cumplirá puntualmente el descanso en días festivos, del modo que se señale en las disposiciones vigentes.

En casos excepcionales, en los que fuera necesario trabajar en dichos días, se procederá como indican las citadas disposiciones.

2.7.8. TRABAJOS DEFECTUOSOS O NO AUTORIZADOS.

Los trabajos defectuosos no serán de abono, debiendo ser demolidos por el contratista y reconstruidos en el plazo de acuerdo con las prescripciones del proyecto.

Si alguna obra no se hallase ejecutada con arreglo a las condiciones del contrato y fuera, sin embargo, admisible a juicio del ingeniero director de obras, podrá ser recibida provisionalmente, y definitivamente, en su caso quedando el adjudicatario obligado a conformarse, sin derecho a reclamación, con la rebaja económica que el ingeniero director estime, salvo en el caso de que el adjudicatario opte por la demolición a su costa y las rehaga de acuerdo a las condiciones del contrato.

2.7.9. SEÑALIZACIÓN DE LAS OBRAS.

El contratista queda obligado a señalar a su costa las obras objeto del contrato, con arreglo a las instrucciones y uso de aparatos que prescriba el director.

2.7.10. PRECAUCIONES ESPECIALES.

2.7.10.1. Lluvias.

Durante las fases de construcción, montaje e instalación de obras y equipos, estos se mantendrán en todo momento en perfectas condiciones de drenaje. Las cunetas y demás desagües se mantendrán de modo tal que no produzcan daños.

El equipo que no necesite revisión o inspección previa a su instalación no será desembalado hasta el momento de la misma. Se protegerá el equipo desembalado de la lluvia mediante cubiertas y protectores adecuados.

2.7.10.2. Incendios.

El contratista deberá atenerse a las disposiciones vigentes para la prevención y control de incendios, y a las recomendaciones u órdenes que reciba del director.

En todo caso adoptará las medidas necesarias para evitar que se enciendan fuegos innecesarios, y será responsable de evitar la propagación de los que se requieran para la ejecución de las obras, así como de los daños y perjuicios que se puedan producir.

No obstante, el contratista podrá exigir el asesoramiento de un técnico de seguridad competente, elegido por la dirección, en todo los casos en los que lo estime conveniente, y, particularmente, en aquellos en los que el riesgo de producción de incendio sea mas elevado (soldadura, corte con soplete, etc.).

2.7.11. PERSONAL TÉCNICO.

El contratista está obligado a dedicar a los trabajos (tanto de obra civil como de montaje e instalación de líneas y equipos) el personal técnico a que se comprometió en la licitación. A pie de las obras, y al frente de las mismas, deberá haber un ingeniero superior.

El personal así designado no será asignado a otras obligaciones mientras duren los trabajos.

Por otra parte, el personal a cargo del contratista deberá estar lo suficientemente cualificado para la realización de los trabajos. Es responsabilidad del contratista, por lo tanto, cualquier retraso derivado de la incompetencia o ignorancia del personal a su cargo.

El director podrá prohibir la presencia en la zona de trabajo de determinado personal del contratista por motivo de falta de obediencia o respeto, o por causa de actos que comprometan o perturben, a su juicio, la seguridad, integridad o marcha de los trabajos.

El contratista podrá recurrir, si entendiéndose que no hay motivo fundado para dicha prohibición.

2.8. MEDICIÓN DE OBRA.

La forma de realizar la medición, y las unidades de medida a utilizar, serán definidas en el pliego de prescripciones técnicas para cada unidad de obra.

Todas las mediciones básicas para el abono deberán de ser conformadas por el director y el representante del contratista.

Las unidades que hayan de quedar ocultas o enterradas deberán ser medidas antes de su ocultación. Si la medición no se efectuó a su debido tiempo, serán de cuenta del contratista las operaciones para llevarlas a cabo.

2.9. CERTIFICACIONES.

El importe de los trabajos efectuados se acreditará mensualmente al contratista por medio de certificaciones expedidas por el director en la forma legalmente establecida.

2.9.1. PRECIO UNITARIO.

Los precios unitarios fijados en el contrato para cada unidad de obra cubrirán todos los gastos efectuados para la ejecución material de la unidad correspondiente, incluidos los trabajos auxiliares, mano de obra, materiales y medios auxiliares de cada unidad de obra, siempre que expresamente no se indique lo contrario en este pliego de prescripciones técnicas.

2.9.2. PARTIDAS ALZADAS.

Las partidas alzadas a justificar se abonarán consignando las unidades de obra que comprenden los precios del contrato, o los precios aprobados si se trata de nuevas unidades.

2.9.3. INSTALACIONES Y EQUIPOS DE MAQUINARIA.

Los gastos correspondientes a instalaciones y equipos de maquinaria se considerarán incluidos en los precios de las unidades correspondientes, y, en consecuencia, no serán abonados separadamente.

2.10. LEGISLACIÓN SOCIAL.

El contratista estará obligado al cumplimiento de lo establecido en la Ley sobre el Contrato del Trabajo y Reglamentaciones de Trabajo Regulatorias de Subsidio y Seguros Sociales vigentes.

2.11. GASTOS POR CUENTA DEL CONTRATISTA.

Serán de cuenta del contratista siempre que en el contrato no se prevea explícitamente lo contrario, los siguientes gastos:

- Los gastos de construcción y retirada de toda clase de construcciones auxiliares.
- Los gastos de alquiler o adquisición de terrenos para depósito de maquinaria y materiales.
- Los gastos de protección de acopios y de la propia obra contra todo deterioro, daño o incendio, cumpliendo los requisitos vigentes.
- Los gastos de limpieza y evacuación de desperdicios de basuras.

- Los gastos de montaje, conservación y retirada de instalaciones para el suministro del agua y de la energía eléctrica necesaria para las obras.
- Los gastos de demolición y desmontaje de las instalaciones provisionales.
- Los gastos de retirada de materiales rechazados y corrección de las deficiencias observadas y puestas de manifiesto por los correspondientes ensayos y pruebas.

2.12. RECEPCIONES, GARANTÍAS Y OBLIGACIONES DEL CONTRATISTA.

El adjudicatario deberá obtener a su costa todos los permisos y licencias para la ejecución de las obras. Del mismo modo serán de su cuenta los gastos derivados de los permisos y tasas.

La recepción, garantías y obligaciones del contratista serán las siguientes:

- Recepción provisional.
- Plazo de garantía.
- Recepción definitiva.

2.12.1. RECEPCIÓN PROVISIONAL.

Una vez terminados los trabajos, se procederá al examen global por parte del director, el cual, si los considera aptos para ser recibidos, extenderá un acta donde así lo haga constar, procediéndose inmediatamente a la puesta en marcha y entrada en normal funcionamiento de las instalaciones.

En ningún caso la recepción provisional tendrá lugar antes de las siguientes operaciones:

- Inspecciones visual de todos los equipos y líneas, así como de todos los equipos auxiliares.
- Prueba hidrostática de las áreas que así lo requieran.
- Lavado del equipo.
- Comprobación de servicios auxiliares.

Teniendo en cuenta lo anterior, la obra no podrá ponerse en funcionamiento por partes desde su inicio, a menos que, a juicio del ingeniero director, no se perjudique la integridad de la instalación y no se interfiera en la normal operación de otras unidades o procesos adyacentes.

Si el ingeniero director apreciase en las obras defectos de calidad u otras imperfecciones que, a su juicio, pudieran resultar perjudiciales o poco convenientes, el contratista deberá reparar o sustituir, a su costa, dichas partes o elementos no satisfactorios.

2.12.2. PLAZO DE GARANTÍA.

Será de un año, contando a partir de la fecha de recepción provisional, salvo indicación contraria expresa en el pliego de contratación de la obra. Durante dicho periodo, las posibles obras de reparación, conservación y sustitución serán por cuenta del contratista, siendo este responsable de las faltas que puedan existir.

En caso de existir defectos o imperfecciones, no servirá de disculpa ni le dará derecho alguno al contratista el que el director o subalterno hayan examinado durante la construcción, reconocido sus materiales o hecho su valoración en las relaciones parciales. En consecuencia, si se observan vicios o imperfecciones antes de efectuarse la recepción, se dispondrá que el contratista demuela y reconstruya, o bien repare, de su cuenta, las partes defectuosas.

2.12.3. RECEPCIÓN DEFINITIVA.

Transcurrido el plazo de garantía, y previo a los trámites reglamentarios, se procederá a efectuar la recepción definitiva de las obras, una vez realizado el oportuno reconocimiento de las mismas y en el supuesto de que todas ellas se encuentren en las condiciones debidas.

En caso de que, al proceder al reconocimiento de las obras, éstas no se encontrasen en estado de ser recibidas, se aplazará su recepción hasta que estén en condiciones de serlo.

Al proceder a la recepción definitiva de las obras, se extenderá por cuadruplicado el acta correspondiente.

2.12.4. PRESCRIPCIONES PARTICULARES.

En todos aquellos casos en que, a juicio del director de las obras, se haga aconsejable para la ejecución de los trabajos previstos la fijación de determinadas condiciones específicas, se procederá a la redacción por éste del oportuno pliego de prescripciones particulares, que ha de ser aceptado por el contratista, quedando obligado a su cumplimiento.

CAPITULO 3: CONDICIONES TÉCNICAS.

3.1. CONDICIONES PARA LOS MATERIALES.

3.1.1. CONDICIONES GENERALES PARA LOS MATERIALES.

Todos los materiales tendrán las condiciones técnicas que dictan las normas citadas en el subapartado "referencias y normativas" del presente apartado del pliego de condiciones.

Las características de los mismos serán las expresadas en los subapartados que siguen, pudiendo la dirección técnica desechar aquellos que a su juicio no las reúnan.

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 estime oportunas.

3.1.2. CONDICIONES PARA LAS TUBERÍAS.

Las tuberías serán de sección circular, de espesor uniforme y sin costura.

Estarán exentas de fisuras, grietas, poros, impurezas, deformaciones o falta de homogeneidad, así como de otros defectos que pudieran disminuir su resistencia y apartar su comportamiento del esperado por sus características.

3.1.3. CONDICIONES PARA LAS BRIDAS.

Estarán libres de defectos, irregularidades, rebabas, etc., que puedan dificultar su instalación o montaje, o que puedan afectar negativamente su comportamiento durante el proceso. Las bridas habrán de ser planas y paralelas, o presentar rigidez suficiente contra deformaciones debidas a la presión de los espárragos.

3.1.4. CONDICIONES PARA LOS ACCESORIOS SOLDABLES.

Los accesorios para las tuberías (codos, tes, reducciones, etc.) serán de acero para roscar o soldar a enchufe, según corresponda, siendo su diámetro el correspondiente a las líneas en las que vayan instalados. Estarán libres de defectos, irregularidades, etc., que puedan afectar negativamente a su comportamiento durante el proceso.

3.1.5. CONDICIONES PARA LAS VÁLVULAS.

Las válvulas serán del tipo que la dirección de la obra estime el más adecuado de cara a la línea y servicio en que vayan a ser instaladas.

Estarán libres de defectos, irregularidades, etc., que puedan dificultar su instalación o montaje, o que puedan afectar negativamente a su comportamiento durante el proceso.

3.1.6. CONDICIONES PARA LAS JUNTAS.

Las juntas estarán libres de defectos, irregularidades, etc., que puedan dificultar su instalación o montaje, o que puedan afectar negativamente a su comportamiento durante el proceso.

3.1.7. CONDICIONES DE LAS PLACAS PARA LA FABRICACIÓN DE EQUIPOS.

Las placas a partir de las cuales se fabriquen los nuevos equipos previstos estarán libres de fisuras, grietas, poros, etc., que puedan disminuir sus resistencias o afectar a su comportamiento durante su funcionamiento dentro del proceso.

3.1.8. CONDICIONES PARA LAS SOLDADURAS.

En las partes de la instalación en que deban llevarse a cabo procesos de soldadura a tope, se instalarán durante el proceso de soldado anillos de protección, y se evitará en todo momento que penetren en el interior de las partes a soldar cascarillas y salpicaduras de soldadura.

La soldadura se hará mediante cordones finos, limpiando e inspeccionando después de cada cordón, evitando así que los defectos de un cordón puedan ser enmascarados por el siguiente.

3.2. CONDICIONES DE LOS EQUIPOS.

3.2.1. CONDICIONES PARA LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR.

Las dimensiones de los intercambiadores, así como sus características geométricas serán los determinados en la memoria de cálculo.

Tanto si son trasladados al lugar de emplazamiento como si lo son por partes, el equipo o sus partes serán protegidos adecuadamente contra la lluvia, el polvo, los golpes o las deformaciones.

Si desde que los equipos fueran recibidos desde el taller del fabricante hasta que fueran montados en el terreno hubiera de transcurrir un periodo de tiempo que la dirección técnica considerase razonablemente largo, serían almacenados bajo techado en un lugar seco, y se tomarían precauciones para que no sufrieran

contaminación, oxidación excesiva, acumulación de humedad o suciedad, así como golpes o deterioros.

El ingeniero director supervisará los equipos antes de su montaje, comprobará su buen estado y podrá rechazarlos si observa anomalías que a su juicio puedan provocar dicho rechazo.

Previa la puesta en marcha, se harán comprobaciones y operaciones que aparecen en el apartado "equipos a presión" del presente pliego de condiciones.

3.2.2. CONDICIONES PARA LAS BOMBAS.

Las bombas se suministrarán con la correspondiente bancada, sobre la que se montará el conjunto bomba-motor. La bancada estará constituida por perfiles de acero, dimensionada de forma que aguante los esfuerzos del arranque, y garantizará la estabilidad del conjunto bomba-motor.

Cada bomba será instalada dejando una pendiente para la evacuación de posibles derrames. Esta pendiente se dirigirá hacia el lado opuesto del motor.

El contratista presentará al ingeniero director los planos y memorias descriptivas de las bombas a emplear, acompañados de los correspondientes certificados de pruebas de sobrecarga, rodaje, etc., efectuadas en el taller del fabricante.

3.3. CONDICIONES SOBRE INSTALACIONES AUXILIARES.

3.3.1. CONDICIONES SOBRE PINTURA Y PREPARACIÓN DE SUPERFICIES.

Todas las superficies exteriores de equipos y tuberías recibirán, antes del pintado, el tratamiento de preparación siguiente:

- Limpieza con disolventes de las zonas excesivamente cargadas de grasa o aceites, o que durante el proceso de instalación y manipulación hayan quedado impregnado de estas sustancias o similares.
- Eliminación de depósitos de óxidos muy voluminosos mediante limpieza manual o mecánica. Estos puede hacerse mediante lijado o cepillado en dos direcciones.
- Redondeado de aristas vivas y alisado mediante lijado de cordones y salpicaduras de soldadura.
- Protección de zonas y anexos que no vayan a ser recubiertos.
- Chorreado con abrasivo (granalla o arena silíceo).
- Limpieza con aspirador o aire a presión de residuos abrasivos, polvo, y demás partículas extrañas y contaminantes.

Posteriormente, las superficies recibirán cuatro manos de pintura anticorrosión (pasivamente aniónica), como minio de plomo o cromato de zinc en aceite. Se controlará que, tras la capa definitiva, el espesor de la capa protectora sea de 150 micras como mínimo.

3.3.2. CONDICIONES PARA LOS AISLAMIENTOS.

Los equipos de nueva instalación contemplados en el presente proyecto, así como las líneas cuyo aislamiento se prevé, con la excepción de las líneas de purga, irán recubiertos por lana de vidrio. Estos recubrimientos no habrán tenido usos anteriores. Asimismo, no presentarán cortes o deformaciones que, a juicio del ingeniero director, pudieran afectar a su capacidad aislante.

Las superficies a aislar habrán recibido su correspondiente pintado, tal y como se describe en el punto "condiciones sobre pintura y preparación de superficies" del presente pliego de condiciones. Igualmente, si se encontrasen húmedas por el rocío o la lluvia, se dejarán sacar antes de instalar el aislamiento. Si el pintado presenta desperfectos o suciedad adherida, se eliminarán estos antes de instalar el aislamiento. La pintura estará perfectamente seca. Con objeto de que el material aislante no se empape de agua o humedad, no se ejecutará el montaje del aislante si las condiciones ambientales atmosféricas son de lluvia o excesiva humedad, debiendo posponerse éste hasta que las condiciones lo permitan.

El recubrimiento aislante se sujetará a los equipos y líneas mediante pletinas, alambres o tornillos de metal, o mediante otro sistema que el instalador crea adecuado, y que el ingeniero director estime eficaz. Todo el conjunto se recubrirá de chapa de aluminio de 1 a 1,5 mm de espesor, de primer uso, sujeta con remaches o tornillos autorroscantes (tornillos de "rosca-chapa"). Las chapas dispondrán de solape suficiente. Igualmente, tras la instalación no deberán quedar esquinas levantadas o salientes que puedan causar heridas a los operarios de la planta al moverse entre los equipos.

3.3.3. CONDICIONES PARA LAS PURGAS Y VENTEOS.

Las purgas y los venteos de las líneas y equipos principales serán de $\frac{3}{4}$ in. como mínimo, y dispondrán de válvulas de compuerta soldadas como elementos de cierre.

3.3.4. CONDICIONES PARA LA INSTRUMENTACIÓN.

La válvula de control será la adecuada para las condiciones del proyecto.

Con los termómetros y manómetros se procurará que los márgenes de medición de temperatura en los que vaya a trabajar el aparato queden en condiciones normales en el tercio central de la escala.

3.4. EQUIPOS A PRESIÓN. DISPOSICIONES GENERALES.

Dado que la totalidad de las líneas y equipos contemplados en el presente proyecto trabajan a presión superior a la atmosférica, se fijan las condiciones generales de fabricación, prueba, instalación, operación y funcionamiento de los mismos.

3.4.1. DEFINICIONES GENERALES.

Con el fin de que la interpretación del presente pliego de condiciones sea clara e inequívoca, se proporcionan, de acuerdo con el Reglamento de Aparatos a Presión, las siguientes definiciones:

Aparato sometido a presión.

Aparato cuya máxima operación de servicio es superior a la atmosférica. Por lo que se refiere al presente proyecto esta definición se aplica a:

- Extractores E-1, E-2 y E-3.
- Separadores S-1 y S-2.
- Tanque de proceso.
- Pulmón de recuperación.
- Intercambiadores de calor CC-1, CC-2 y CC-3.
- Condensador Cd-1.
- Bombas B-1 y B-2.
- Compresores C-1 y C-2.

Tuberías.

Líneas de conducción de fluidos a presión o a vacío, no sometidas a fuego directo. Por lo que se refiere al presente proyecto esta definición afecta a:

- Línea de circulación del CO₂.

Sistemas.

Conjunto de aparatos a presión, normalmente conectados en secuencia de proceso y susceptibles de ser probados a presión conjuntamente.

Diseño mecánico.

Consiste en la definición completa e inequívoca de un aparato a presión en función de los datos básicos de proceso, código de diseño, características de los materiales utilizados, proceso de fabricación y control de calidad.

Ingeniero.

Persona jurídica o técnico titulado competente que, mediante el conocimiento y aplicación correcta de los códigos de diseño de aparatos a presión, y a partir de los datos básicos necesarios, realiza el diseño mecánico de dichos aparatos. Estas ingenierías deberán estar inscritas en el Registro de Sociedades de Ingeniería o en el código oficial correspondiente, y cumplir los requisitos exigidos por la legislación vigente. Las ingenierías extranjeras que no dispongan de delegación en España debidamente legalizada deberán tener autorizado por la Dirección de Innovación Industrial y Tecnología el correspondiente contrato de asistencia técnica, suscrito con el fabricante o con alguna ingeniería.

Fabricante.

Persona física o jurídica que, a partir de un diseño mecánico y mediante el conocimiento y aplicación correcta de los códigos de construcción de aparatos a presión y disponiendo de personal cualificado y medios apropiados, realiza el acopio de materiales, la fabricación y ensamblaje total o parcial de los componentes de los aparatos a presión, debiendo estar inscritos, los ubicados en territorio español, en el Libro de Registro de Fabricantes de la respectiva Delegación Provincial del Ministerio de Industria y Energía de la provincia donde se fabrica el aparato.

Reparador.

Persona física o jurídica que, mediante el conocimiento e interpretación de los códigos, normas de construcción y de reparación de aparatos a presión, dispone de personal cualificado y medios apropiados para reparar los aparatos a presión, debiendo estar inscritos, los ubicados en territorio español, en el Libro de Registro de Reparadores de la respectiva Delegación Provincial del Ministerio de Industria y Energía de la provincia donde se encuentren sus talleres de reparación.

Instalador.

Persona física o jurídica que, mediante el conocimiento e interpretación de las normas de instalación de aparatos a presión y disponiendo de personal cualificado y medios apropiados, instala los aparatos a presión, debiendo estar inscritos, los ubicados en territorio español, en el Libro de Registro de Instaladores

de la respectiva Delegación Provincial del Ministerio de Industria y Energía de la provincia donde se encuentre el domicilio social o sus talleres.

Usuario.

Persona física o jurídica propietaria o explotadora de la instalación donde se ubican los aparatos a presión.

Inspector Propio.

Personal técnico competente designado por el usuario o contratado, con experiencia en la inspección de aparatos a presión.

Inspecciones y pruebas previas.

Toda inspección anterior a la puesta en servicio o durante la misma de un aparato o sistema.

Inspecciones y pruebas periódicas.

Toda inspección posterior a la puesta en servicio de un aparato o sistema.

Control de calidad.

Se entiende como tal el de la ingeniería, fabricante o instalador, cuando una inspección o prueba previa se realiza bajo su competencia y responsabilidad.

3.4.2. DEFINICIONES DE ÁMBITO TÉCNICO.

Presión de diseño, P_d .

Se entiende como el valor de la presión que se toma para el cálculo del espesor del aparato, a la temperatura de diseño. La presión de diseño no podrá ser menor que la presión máxima de servicio.

Presión máxima de servicio, P_{ms} .

Se entiende como la presión más alta que se puede dar en el aparato o sistema, en condiciones extremas de funcionamiento del proceso.

Presión de precinto, P_t .

Se entiende como la presión a la que están tarados los elementos de seguridad que protegen al aparato o al sistema.

Presión de servicio, P_s .

Se entiende como la presión normal de trabajo del aparato o sistema a la temperatura de servicio.

Presión de prueba, P_p .

Se entiende como aquella presión a la que se somete el aparato o sistema para comprobar su resistencia en las condiciones estáticas para las que fue diseñado. Corresponde a la mayor presión efectiva que se ejerce en el punto más alto del aparato o sistema durante la prueba de presión.

Temperatura de diseño, T_d .

Es el valor de la temperatura que se toma para el cálculo del espesor del aparato.

Temperatura máxima de servicio, T_{ms} .

Es el máximo valor de la temperatura que se estima puede producirse en el interior del aparato o sistema, en condiciones extremas de funcionamiento.

Temperatura de servicio, T_s .

Es el valor de la temperatura alcanzada en el interior del aparato o sistema en condiciones normales de funcionamiento a la presión de servicio.

3.5. CONDICIONES GENERALES PARA TODOS LOS APARATOS.

Todas las prescripciones expresadas a continuación se aplicarán a los equipos de nueva instalación relacionados en el subapartado "aparatos sometidos a presión" del presente apartado del pliego de condiciones, y, de entre ellas, las correspondientes a inspecciones y pruebas, al resto de los equipos disponibles.

3.5.1. MANUAL DE DISEÑO.

De acuerdo con lo estipulado en el Reglamento de Aparatos a Presión se entregará una copia al usuario del manual de diseño del aparato considerado, que comprenderá:

- Identificación de la ingeniería.
- Datos básicos de proceso necesarios para el diseño.
- Código de diseño o sistema de cálculo, ambos de reconocida solvencia técnica, y normas de construcción elegidas, cálculos justificativos, vida mínima estimada del equipo y demás especificaciones técnicas complementarias no contempladas por el código elegido y que la buena práctica requiera.
- Planos básicos normalizados según UNE, con indicación de los materiales a emplear y de los elementos que, por formar parte integrante del equipo a presión, puedan afectar a la seguridad del mismo.

La ingeniería que elabore el manual de diseño certificará que dicho manual cumple con el código de diseño elegido y que el aparato que se fabrique de acuerdo con él será adecuado para el fin al que se destina.

3.5.2. CERTIFICADOS.

Los materiales utilizados en la construcción de los elementos resistentes de los aparatos a presión deberán poseer los certificados de calidad correspondientes. Los materiales de aportación que se utilicen en las soldaduras de los componentes de los aparatos a presión estarán clasificadas bajo norma de reconocida solvencia técnica.

3.5.3. PROCESO DE FABRICACIÓN.

Para el proceso de fabricación deberán utilizarse unas normas de construcción, control y pruebas acordes con el código de diseño.

3.5.4. LEGALIZACIÓN DE APARATOS A PRESIÓN.

Para cada aparato a presión construido, con excepción de las tuberías, el fabricante deberá elaborar un manual de construcción acorde al manual de diseño, del cual entregará copia al usuario, que comprenderá:

- a) Número de inscripción en el Libro de Registro de Fabricantes de la respectiva Delegación Provincial del Ministerio de Industria y Energía de la provincia donde se fabrique el aparato.
- b) Nombre, razón social y domicilio de la ingeniería.
- c) Planos constructivos complementarios de los básicos que figuren en manual de diseño, comprobados por la ingeniería si fuese requerido contractualmente para ello por el fabricante o el usuario.
- d) Certificados de calidad de los materiales de base y materiales de aportación y de los componentes del aparato empleados en su construcción, aprobados por el control de calidad del fabricante, que puede ser propio o contratado a una ingeniería o entidad colaboradora.
- e) Procedimientos de conformado, soldadura, tratamientos térmicos y controles, calificación de procedimientos de soldaduras y soldadores, todo ello aprobado por el control de calidad del fabricante, que puede ser propio o contratado a una ingeniería o entidad colaboradora.
- f) Plano de situación de las zonas sometidas a control por ensayos no destructivos, ensayos requeridos, extensión de los mismos y resultados. Las placas radiográficas serán conservadas adecuadamente por el fabricante durante cinco años como mínimo, a partir de la fecha de fabricación del aparato.
- g) Certificado de ensayos y pruebas realizados durante la construcción, aprobados por el control de calidad del fabricante o una entidad colaboradora, indistintamente, y comprobados por la ingeniería si fuera requerida contractualmente para ello por el usuario.
- h) Acta de la prueba a presión realizada por el fabricante y aprobada por el control de calidad del fabricante.
- i) Certificado del fabricante del aparato, en el que se hará constar que éste ha sido construido de acuerdo con el manual de diseño, el código y normas utilizadas en su fabricación.

EL fabricante, al solicitar de la Delegación Provincial del Ministerio de Industria y Energía la placa de diseño, con su número de registro, presentará los documentos comprendidos en los puntos g), h) e i) anteriores.

El fabricante de un aparato a presión es responsable de que dicho aparato ofrezca las garantías debidas para el fin al que se destina.

3.5.5. INSTALACIÓN.

Por cada instalación el instalador deberá elaborar un expediente de instalación acorde con los manuales de diseño y construcción, del cual entregará copia al usuario. Este expediente comprenderá:

- Número de inscripción en el Libro de Registro de Instaladores de la respectiva Delegación Provincial del Ministerio de Industria y Energía de la provincia donde se encuentre su domicilio social.
- Nombre, razón social y domicilio tanto del fabricante como del instalador.
- Relación de aparatos a instalar.
- Procedimientos de soldadura y calificación de la mano de obra, aprobados por el control de calidad del instalador.

El instalador de todo sistema a presión es responsable de cualquier deficiencia que pudiera observarse o derivarse de las operaciones de instalación.

3.5.6. INSPECCIONES Y PRUEBAS.

Inspecciones y pruebas oficiales.

Todos los aparatos a presión especificados en el suapartado "aparatos sometidos a presión" deberán ser sometidos a las inspecciones y pruebas previas a la puesta en servicio ya citadas.

Inspecciones y pruebas en el taller del fabricante.

Se comprobará por el control de calidad del fabricante que cada equipo ha sido construido de acuerdo con los manuales de diseño y construcción, y quedará constancia de que se han cumplido cada uno de los requisitos previstos en los citados manuales, en cuyo caso se someterán a las siguientes inspecciones y pruebas:

- Examen visual y control dimensional del aparato. Al objeto de poder examinarse debidamente el aparato, la placa se hallará desprovista de pintura o de cualquier recubrimiento que pudiera disimular posibles defectos.
- Prueba de presión con el aparato completamente lleno de fluido de prueba. Si existiesen razones por la que dicha prueba no sea factible de realizar en el taller del fabricante, se realizará en el lugar de emplazamiento.

Inspecciones y pruebas en el lugar de emplazamiento del equipo.

Cada equipo se someterá a las siguientes inspecciones y pruebas en el lugar de emplazamiento:

- Examen visual y control dimensional del aparato, si no se ha realizado anteriormente en el taller del fabricante.
- Prueba de presión de valor igual a la primera en el caso de que evidentemente el aparato haya sufrido alguna anomalía durante el transporte o la manipulación, que la inspección detecte algún fallo real o aparente que así lo aconseje, que el ingeniero director tenga dudas sobre la capacidad de un equipo para resistir las condiciones de servicio previstas, que confluayan circunstancias inesperadas que las hagan recomendables, o siempre que la prueba no se haya efectuado en el taller del fabricante.

En caso de tener que realizarse la prueba de presión en el lugar de emplazamiento, se seguirán las siguientes condiciones:

- a) Observación del procedimiento de prueba descrito por el fabricante en el manual de construcción. Este deberá ser lo suficientemente detallado, incluyendo las condiciones de prueba, los equipos necesarios para su ejecución, los aparatos de medida de control (debidamente contrastados y con la sensibilidad adecuada, procurándose que la lectura se sitúe en el tercio central de la escala del aparato), sistema de llenado y vaciado y tiempo de mantenimiento de la presión de prueba, que en ningún caso será inferior a 30 minutos.
- b) Observación de las condiciones de seguridad durante las pruebas de presión, comprobándose que el equipo para pruebas es correcto y que las conexiones son las adecuadas a las presiones máximas que se van a alcanzar, así como la disposición de las medidas de seguridad suficientes para evitar no sobrepasar la presión de prueba, ni en ningún momento estar por debajo de la temperatura señalada en el manual de diseño, ni dañar los elementos internos del aparato.

Se comprobará antes de la prueba que las estructuras y fundiciones que sustenten el aparato o sistema a probar estén en condiciones de resistir la carga a la que van a ser sometidas.

Se cuidará que el personal se mantenga alejado durante el desarrollo de las pruebas de los fondos, tapas y piezas roscadas, y se evitará la presencia de personas ajenas a la prueba.

Los manómetros se instalarán fuera de la proyección vertical y se preferirá situarlos lateralmente o en posición superior.

Durante el llenado con fluido de prueba se cuidará de ventear bien el circuito para evitar que queden cámaras de aire o vapor.

El fluido de prueba será agua a la temperatura ambiente, siempre que dicha temperatura no sea inferior a 10°C. El valor de la presión de prueba será el correspondiente a la siguiente expresión:

$$P_p \geq 1,25.P_d \cdot \frac{S_p}{S_d}$$

donde "P_p" representa la presión de prueba, "P_d" la presión de diseño, "S_p" la tensión máxima admisible del material a la temperatura de prueba y "S_d" la tensión máxima admisible a la temperatura de diseño.

En el lugar de emplazamiento se realizará, antes de cualquier otra operación, una inspección visual tanto interior como exterior del aparato.

3.5.7. PLACAS.

Todos los aparatos a presión comprendidos en el presente proyecto, con excepción de las tuberías, deberán ir provistos de placas de diseño e identificación, conforme a lo estipulado en el artículo 19 del Reglamento de Aparatos a Presión. En dichas placas se grabará:

- Placa de diseño: presión de diseño, y en su caso, la presión máxima de servicio, número de registro del aparato y fecha de la primera prueba y sucesivas.
- Placa de identificación: nombre o razón social del fabricante, contraseña y fecha de registro del tipo, número de fabricación y características principales.

Las placas de diseño e identificación se fijarán mediante remaches, soldadura o cualquier otro medio que asegure su inamovilidad, en un sitio visible del aparato, y en ningún caso podrán retirarse del mismo.

3.5.8. ELEMENTOS DE SEGURIDAD.

Todos los aparatos y sistemas comprendidos en el presente proyecto deben ir provistos de los elementos de seguridad que prescriban los códigos de diseño empleados y los adicionales especificados en el manual de diseño.

Todas las válvulas de seguridad deben ser de apertura total y sistema de resorte, debiéndose cumplir la condición de que la apertura total de la válvula

deberá ser ayudada por la presión del fluido evacuado, de tal manera que la apretura asegure una sección de paso a través de la válvula igual al 80% de la sección neta de paso en el asiento después de la deducción de la sección transversal de los obstáculos en el orificio, debido a las guías y a la forma del cuerpo de la válvula en posición de apertura máxima.

La descarga de las válvulas de seguridad deberá realizarse de tal forma que impida eficazmente que el fluido evacuado pueda producir daños a personas o cosas.

Durante las inspecciones interiores periódicas de los aparatos o sistemas a presión, la válvula o válvulas de seguridad que protejan dichos aparatos o sistemas se desmontarán y ajustarán para, a continuación, probarlas y precintarlas.

3.5.9. PRUEBAS PARA LAS TUBERÍAS.

Para todas las tuberías contempladas en este proyecto se realizarán las siguientes pruebas y comprobaciones en el lugar de emplazamiento:

- Examen visual, control de espesores e identificación de los materiales.
- Primera prueba de presión, en el caso de no haber sido probadas en el taller.

3.5.10. PRUEBA DE LOS SISTEMAS ANTES DE LA PUESTA EN MARCHA.

Prueba hidrostática.

Se deberá comprobar hidrostáticamente todas las líneas y equipos después de terminar la construcción del circuito, con los equipos interconectados entre sí (comprobación del sistema). El sistema se llenará con agua y se comprobará al menos a 1,25 veces la presión del diseño.

Las válvulas de control y placas de orificio deberán quitarse de servicio, así como los instrumentos. Las válvulas de seguridad estarán aisladas. Las secciones cuyas presiones de prueba sean diferentes serán separadas mediante juntas ciegas temporales.

Durante la prueba, se comprobará que no existen fugas, especialmente por las bridas atornilladas y por los asientos de las válvulas.

Lavado del equipo.

Esta operación tiene por objeto eliminar cuerpos extraños que, durante el montaje, hayan podido quedar en las líneas o en los equipos, tales como virutas de metal o de madera. Estos restos pueden provocar durante la operación atascos en las líneas, bloqueos en válvulas o destrozar partes móviles de las bombas.

El lavado se llevará a cabo mediante circulación de agua, a la que previamente se habrá añadido la cantidad adecuada de inhibidor de corrosión.

Las bombas habrán sido alineadas, comprobadas y rodadas de acuerdo con las instrucciones del fabricante. Se instalarán en ellas filtros de aspiración, que deberán limpiarse tan a menudo como sea necesario. Mientras dure el rodaje de las máquinas se vigilarán estrechamente todos los aspectos relacionados con sobrecalentamientos, vibraciones, posibles fugas y consumo eléctrico de motores.

Durante el lavado de los puntos bajos, líneas desconectadas, etc., se debe purgar para eliminar materiales sólidos. Los cambiadores de calor serán incluidos en el circuito al final de la operación, así como las conexiones a los instrumentos, teniendo sus purgas abiertas.

Cuando se observe que los filtros instalados en las bombas han dejado de ensuciarse y el agua que se purga aparece limpia, puede darse por concluida la operación de lavado. Se parará entonces la circulación y se drenará completamente de agua el sistema.

Por último, se instalarán las válvulas automáticas y las placas de orificio, verificándose su posición.

Comprobación de servicios auxiliares.

- Equipo eléctrico.

Se comprobará la tensión de los equipos. Los motores eléctricos deberán ser rodados de acuerdo con las instrucciones del fabricante, desconectados del equipo impulsor.

- Agua de refrigeración.

El sistema debe ser comprobado antes de la puesta en marcha, atendiendo a la disponibilidad, presión y libre circulación.

- Aire de instrumentos.

Los colectores deben ser sopladados para la eliminación de la posible suciedad. Toda red debe ser comprobada bajo presión.

- Red contra incendios.

Se comprobará la llegada de agua a los hidrantes, así como el libre y rápido acceso a los mismos.

- Sistema de drenaje.

Se comprobará que todos los drenajes y arquetas desalojan adecuadamente.

CAPITULO 4: CONDICIONES LEGALES.

4.1. MEDICIÓN Y ABONO DE LAS OBRAS.

4.2.1. MEDICIONES Y VALORACIONES.

Las mediciones de las obras concluidas se harán por el tipo de unidad fijada en el "presupuesto". La valoración deberá obtenerse igualmente, aplicando a las unidades de obra el precio que tuviesen asignado por el presupuesto.

La valoración de las partidas no expresadas se verificarán aplicando a cada una de ellas la medida más apropiada, en la forma y condiciones que estime el director de obra, multiplicando el resultado final de la medición por el precio correspondiente.

4.2.2. CONDICIONES ECONÓMICAS.

Las condiciones especiales que regirán esta obra por la liquidación y abono de la misma serán establecidas por la entidad contratante.

4.1.3. CONDICIONES DE ÍNDOLE LEGAL.

Regirán las condiciones contenidas en el anuncio de las subasta y contrata de ejecución, las cuales se ajustarán a las establecidas por las Leyes Generales del Estado.

4.2. MEDICIÓN Y ABONO DE LAS OBRAS.

4.2.1. EJECUCIÓN EN GENERAL.

El contratista tiene la obligación de ejecutar esmeradamente las obras, cumplir estrictamente todas las condiciones estipuladas y cuantas órdenes le sean dadas por el director de obra, entendiéndose que deberán entregarse completamente terminadas cuantas obras afecten a este compromiso.

Si a juicio del citado director, hubiese alguna parte de la obra mal ejecutada, tendrá el contratista la obligación de volverla a ejecutar cuantas veces sean necesarias hasta quedar a satisfacción de aquel, no siendo motivos estos aumentos de trabajo para pedir indemnización alguna.

4.2.2. REPLANTEO.

Antes de comenzar los trabajos se realizará el replanteo general del trazado de cables y tuberías por el contratista o su representante bajo las órdenes del director de la obra, marcando las alineaciones con los puntos necesarios para que, con el auxilio de los planos, pueda el contratista ejecutar debidamente las obras.

Será obligación del contratista la custodia y reposición de las señales que se establezcan en el replanteo. Para la realización del replanteo el contratista deberá aportar todo el material y personal necesario para la ejecución de esta operación.

4.2.3. ORDEN DE LOS TRABAJOS.

El técnico director encargado de las obras fijará el orden en que deben llevarse a cabo estos trabajos, y la contrata está obligada a cumplir exactamente cuanto disponga sobre el particular.

4.2.4. MARCHA DE LAS OBRAS.

Una vez iniciadas las obras deberán continuarse sin interrupción y terminarse en el plazo estipulado. Los retrasos, cuando sean justificados, podrán ser aceptados por la dirección de la obra.

4.2.5. OBRA CIVIL.

Se realizará con arreglo a las especificaciones de los restantes documentos del proyecto y a las órdenes que expresamente deberá solicitar el contratista al director de la obra.

4.2.6. INSTALACIONES VARIAS.

En todas las instalaciones, y como norma general, se seguirá exactamente todo lo indicado en la memoria y demás documentos del proyecto. En caso de duda, será competencia del director del proyecto decidir la solución a adoptar. Las instalaciones serán efectuadas conforme a los reglamentos vigentes que les afectan.

4.2.7. RESPONSABILIDAD DE LA CONTRATA.

La contrata será la única responsable de la ejecución de las obras, no teniendo derecho a indemnizaciones de ninguna clase por errores que pudiera cometer, y que serán de su cuenta y riesgo.

Aún después de la recepción provisional, la contrata está obligada a rectificar todas las deficiencias que sean advertidas por la dirección de la obra. La demolición o reparación precisa será exclusivamente por cuenta de la contrata.

Asimismo, la contrata se responsabilizará ante los tribunales de los accidentes que puedan ocurrir durante la ejecución de las obras. Igualmente, estará obligada al cumplimiento de todos los preceptos legales establecidos o que se establezcan por disposiciones oficiales.

4.2.8. DIRECCIÓN DE LOS TRABAJOS.

El técnico encargado de las obras constituye la dirección técnica y, como tal, ejecutará todos los trabajos de desarrollo del proyecto, así como la dirección e inspección de los trabajos. Por lo tanto, la dirección técnica asumirá toda la responsabilidad en lo concerniente a planos e instrucciones técnicas.

4.2.9. LEGALIZACIÓN.

Para la recepción de las obras la contrata está obligada a la legalización de las obras e instalaciones ante los organismos oficiales competentes. Los gastos que éstos ocasionen correrán por cuenta de la contrata.

CAPITULO 5: CONDICIONES DE SEGURIDAD E HIGIENE.

El presente apartado del pliego de condiciones tiene por objeto establecer, de forma muy general, las medidas que se deben seguir, desde el punto de vista de la seguridad y la higiene, una vez que la instalación se haya puesto en funcionamiento.

5.1. PROTECCIÓN Y LUCHA CONTRA INCENDIOS.

Deberán seguirse las pautas impuestas por la fábrica en la que serían instalados los equipos objeto del siguiente proyecto. Como medidas muy generales para la protección contra incendios cabe mencionar las siguientes:

- Los equipos de lucha contra incendio, tales como extintores, vapor y líneas de agua deberán estar instalados y dispuestos para inmediato acceso.
- Los trabajos de soldadura en la zona requieren la toma de medidas extremas de precaución. En algunos casos, se deberá para la unidad, vaciar los recipientes y vaporizar el equipo correspondiente. De ningún modo podrá un hombre entrar en un recipiente sin antes haber sido aislado con bridas de ciegas, vaporizado, aireado, y expedida autorización para entrada por seguridad.

5.2. ACTUACIÓN EN CASO DE ACCIDENTES.

Las actuaciones recomendadas en caso de accidente, en función de la naturaleza de éste son:

- Derrame o fuga: el personal que se encuentre en dicha situación deberá situarse de espaldas al viento para evitar la inhalación de vapores. Asimismo, habrá de intentarse cortar la fuga sin arriesgarse y lavar con agua. Si la fuga es grande, Habrá que inundar la zona con espuma, diluir los vapores con agua pulverizada y enviar ésta a tratamiento.
- Incendio: el personal de seguridad de la fábrica, o en su defecto el personal que trabaje en la unidad, habrá de tratar de extinguir el fuego utilizando polvo seco, agua pulverizada o espuma. Asimismo habrá de utilizar equipo de respiración autónomo.

5.3. PRIMERO AUXILIOS.

En caso de que alguna persona se vea afectada por alguno de los riesgos que conlleva el manejo de los productos que se manipulan en la instalación considerada, deberá, ya sea por si sola o con ayuda de otras personas, poner en práctica la correspondiente actuación de entre las siguiente recomendadas:

- Ojos: se recomienda lavar con abundante agua durante 15 minutos.
- Piel: se recomienda quitar la ropa impregnada y lavar la piel con abundante agua y jabón.
- Inhalación: se recomienda trasladar a la persona afectada a una zona aireada, administrar respiración artificial si procede y acudir al médico.
- Ingestión: se recomienda no provocar el vómito y acudir inmediatamente al médico.

DOCUMENTO

3

PRESUPUESTO

ÍNDICE

1.1.	CONSIDERACIONES PREVIAS.	3
1.2.	PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO.	3
1.2.1.	Introducción.	3
1.2.2.	Lista de equipos.	4
1.2.3.	Estimación del coste directo de la planta.	6
1.2.4.	Estimación del coste indirecto de la planta.	20
1.2.5.	Estimación del coste fijo de la planta.	20
1.2.6.	Estimación de la inversión a realizar.	20

Documento nº 3: PRESUPUESTO.

1.1. CONSIDERACIONES PREVIAS.

En este documento se pretende realizar una estimación del capital necesario para construir y montar la planta objeto del presente proyecto, en base al diseño preliminar realizado.

Los límites físicos de la planta incluyen el equipo y los sistemas directamente asociados con la operación de extracción supercrítica. Otros costes, como la compra del material y su manipulación, terrenos, edificaciones, etc. no están incluidos ya que se supone que la planta se ubicará en un lugar preparado para tal efecto.

El presupuesto es un documento orientativo, que no compromete legalmente en cuanto a medición y en cuanto a precios, por lo que su valor contractual es mínimo.

1.2. PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO.

1.2.1. INTRODUCCIÓN

A continuación se indica el procedimiento empleado para la obtención, de manera aproximada, de la inversión necesaria en la planta de extracción supercrítica:

- Estimación de los costes de capital de los equipos principales. Para ello, se hará uso de las tablas correspondientes del anexo y de métodos basados en coeficientes proporcionales, a partir de datos proporcionados por la experiencia.

En este punto, se debe tener en cuenta que todo equipo en contacto con el disolvente será de acero inoxidable, SS 316, los equipos de intercambio de calor son de carcasa y tubos, con tubos de acero inoxidable para el disolvente y de acero al carbono para el fluido de transferencia de calor. El tanque de codisolvente se fabricará en acero al carbono.

Finalmente, estos costes deberán ser corregidos atendiendo a la variación del IPC desde el año de referencia en el que se consulta el coste del equipo hasta el actual. Para ello, se multiplicarán los costes por un factor F_a , que viene dado por la siguiente ecuación:

$$F_a = (1 + i)^N$$

donde:

i: es el IPC medio para el intervalo en cuestión.

N: es el número de años del periodo.

Se consultará la página web del Instituto Nacional de Estadística (www.ine.es), de donde se obtendrán los datos necesarios de IPC para llevar a cabo este procedimiento.

Dentro de este mismo apartado, se calculará el coste de la partida utilizando los factores presentados en la tabla 2.23 del anexo. Es decir, los costes de capital se calcularán a partir del coste del equipo, aplicando un factor de instalación que incluye: material y mano de obra para la instalación, costes de construcción del equipo, tuberías, accesorios, instrumentación y sistemas de control de la instalación, así como los dispositivos de seguridad necesarios.

Quedan explícitamente excluidos de los costes de capital: el terreno, las edificaciones, la maquinaria necesaria para proporcionar los servicios, los sistemas de almacenamiento de la materia prima y los productos obtenidos, la preparación y manipulación de la materia prima, el capital circulante, los costes de financiación y los royalties.

Este coste será el coste directo de la planta objeto de estudio.

- Cálculo de los costes indirectos usando los factores dados en la tabla 2.23 del anexo.
- La suma de los costes directo e indirecto constituirá el capital fijo de la planta.
- Finalmente, para conocer el valor de la inversión a realizar se impondrá al coste de capital fijo obtenido al Impuesto sobre el Valor Añadido, I.V.A., que será del 16%.

1.2.2. LISTA DE EQUIPOS.

A continuación se presentan los equipos de proceso en los que se basa la estimación de la inversión de capital a realizar.

SÍMBOLO	DESCRIPCIÓN	PRESIÓN DE DISEÑO (bar)	PARÁMETRO FUNCIONAL		
			TIPO	VALOR	UNID.
E-1	Extractor	360	Volumen	2363	L
E-2	Extractor	360	Volumen	2363	L
E-3	Extractor	360	Volumen	2363	L
-	Canastas(12)	-	Volumen	375	L
CC-1	Intercambiador	360	Área	1,078	m ²
CC-2	Intercambiador	72	Área	0,611	m ²
CC-3	Intercambiador	72	Área	0,611	m ²
Cd-1	Condensador	72	Área	2,52	m ²
S-1	Separador	72	Volumen	396	L
S-2	Separador	72	Volumen	396	L
-	Tanque de proceso	72	Volumen	30000	L
-	Pulmón de recuperación	72	Volumen	10630	L
-	Tanque codisolvente	3,42	Volumen	10630	L
B-1	Bomba de presión	360	Caudal	1980	L/h
B-2	Bomba volumétrica	72	Caudal	468	L/h
C-1	Compresor	72	Potencia		kW
C-2	Compresor	72	Potencia		kW
-	Filtro físico (2)	360	-	-	-
-	Filtro químico	72	-	-	-

1.2.3. ESTIMACIÓN DEL COSTE DIRECTO DE LA PLANTA.

ESTIMACIÓN DEL COSTE DIRECTO DE LOS EXTRACTORES.

Para la estimación del coste de los extractores no se dispone de datos comerciales ni tablas que puedan asociarse a los mismos, por lo que se realizará un procedimiento basado en la regla de Williams (Vian, 1991).

Esta regla, que es aplicable a fábricas completas, es válida también para los aparatos y máquinas en particular. Para ello es necesario conocer previamente el precio de otro aparato o máquina semejante y emplear en la comparación el adecuado parámetro funcional.

Regla de Williams:

$$I = a \cdot q^b$$

donde:

q: capacidad de fabricación anual.

I: inmovilizado.

a y b: constantes

El exponente "b" en la expresión de Williams es variable de una clase de aparatos a otra; sus valores pueden consultarse en la tabla 2.22 del anexo.

Para modificar la estimación realizada con la ecuación anterior y extenderla a otros equipos semejantes se utiliza la siguiente expresión en función del parámetro funcional del equipo:

$$P_1 = P_2 \cdot \left(\frac{C_1}{C_2} \right)^b$$

donde:

C: parámetro funcional de comparación.

P: precios del modelo (1) y del prototipo (2).

Para determinar el precio de los extractores mediante el procedimiento comentado se atenderá a la bibliografía para tomar un como caso base, a partir del cual establecer una comparación (Novak y Robey, 1988).

Entonces, atendiendo a la fórmula anteriormente citada y conociendo que el precio del modelo es 132000 euros para un volumen de 973 L:

$$P_1 = P_2 \cdot \left(\frac{C_1}{C_2} \right)^b = 132000 \cdot \left(\frac{2363}{973} \right)^{0,66} = 237086 \text{ euros}$$

El exponente b se obtiene de la tabla 2.22 del anexo, asemejando el extractor a un depósito cilíndrico de gran tamaño.

El coste obtenido deberá ser corregido debido a que los datos con los que se ha realizado la semejanza datan de 1988. Para ello habrá que considerar la variación del IPC hasta 2007. Consultando la base de datos del Instituto Nacional de Estadística, se comprueba que la variación media del IPC en el periodo de años en estudio es del 5,63%, entonces:

$$F_a = (1+i)^N = (1+0,0563)^{19} = 2,83$$

$$P_{\text{extractor}} = 670953 \text{ euros}$$

Finalmente, se calcula el coste de la partida atendiendo a la tabla 2.23 del anexo:

$$P_{\text{partida}} = P_{\text{extractor}} \cdot (1 + f_1 + f_2 + f_3 + f_4)$$

considerando en el extractor un proceso fluido-sólido, tenemos:

$$P_{\text{partida}} = 670953 \cdot (1 + 0,45 + 0,45 + 0,15 + 0,10)$$

$$P_{\text{partida}} = 1442548 \text{ euros}$$

Dado que la planta cuenta con 3 extractores idénticos, el coste de capital directo asociado a los extractores es de:

$$P_{\text{extractores}} = 4327645 \text{ euros} \rightarrow 4328000 \text{ euros}$$

ESTIMACIÓN DEL COSTE DIRECTO DE LAS CANASTAS.

Al igual que en el caso de los extractores, para la estimación del coste de las canastas no disponemos de datos comerciales ni tablas que puedan asociarse a las mismas, por lo que se realizará el procedimiento siguiendo la regla de Williams.

Para determinar el precio de las canastas mediante un modelo a partir del cual establecer una comparación, se acudirá a la bibliografía (Novak y Robey, 1988).

Entonces, conociendo que el precio del modelo es 900 euros para un volumen de 450 L:

$$P_1 = P_2 \cdot \left(\frac{C_1}{C_2} \right)^b = 900 \cdot \left(\frac{375}{450} \right)^{0,40} = 837 \text{ euros}$$

El exponente b se obtiene de la tabla 2.22 del anexo, asemejando la canasta a un depósito cilíndrico pequeño.

El coste obtenido deberá ser corregido debido a que los datos con los que se ha realizado la semejanza datan de 1988. Al igual que en el caso de los extractores, la variación media del IPC en el periodo de años en estudio es del 5,63%, entonces:

$$F_a = (1 + i)^N = (1 + 0,0563)^{19} = 2,83$$

$$P_{\text{extractor}} = 2368 \text{ euros}$$

Finalmente, se considerará que el coste de partida de los extractores engloba al de las canastas, ya que estas pueden considerarse parte de los extractores. Entonces, teniendo en cuenta que los extractores cuentan con 12 canastas idénticas, el coste de capital directo asociado a las canastas es de:

$$P_{\text{partida canastas}} = 28414 \text{ euros} \rightarrow 28000 \text{ euros}$$

ESTIMACIÓN DEL COSTE DIRECTO DE LOS SEPARADORES.

Para la estimación del coste de los separadores se utilizará la figura 2.19 del anexo, suponiendo que éstos se asemejan a recipientes cilíndricos horizontales a presión.

Entonces, atendiendo a la longitud y diámetro del separador, puede sacarse que:

$$P_{\text{separador}} = 4000\text{euros}$$

teniendo en cuenta los factores de material y presión del equipo:

$$P_{\text{separador}} = 4000\text{euros} \cdot f_{\text{material}} \cdot f_{\text{presión}}$$

$$f_{\text{material}} = 2,0$$

$$f_{\text{presión}} = 2,2$$

$$P_{\text{separador}} = 17600\text{euros}$$

Al igual que en los casos anteriores, el coste obtenido deberá ser corregido debido a que los datos con los que se ha realizado la estimación datan de 2004. Consultando la base de datos del Instituto Nacional de Estadística, se obtiene que la variación media del IPC en el periodo de años en estudio es del 3,3%, entonces:

$$F_a = (1 + i)^N = (1 + 0,033)^3 = 1,1$$

$$P_{\text{separador}} = 19360\text{euros}$$

Finalmente, se calcula el coste de la partida atendiendo a la tabla 2.23 del anexo:

$$P_{\text{partida}} = P_{\text{separador}} \cdot (1 + f_1 + f_2 + f_3 + f_4)$$

considerando en el separador un proceso para fluidos, se tiene:

$$P_{\text{partida}} = 19360 \cdot (1 + 0,40 + 0,70 + 0,20 + 0,10)$$

$$P_{\text{partida}} = 46464\text{euros}$$

Dado que la planta cuenta con 2 separadores idénticos, el coste de capital directo asociado a los separadores es de:

$$P_{\text{partida separadores}} = 92928\text{euros} \rightarrow 93000\text{euros}$$

ESTIMACIÓN DEL COSTE DIRECTO DE LOS TANQUES.Estimación del coste directo del tanque de proceso y del pulmón de recuperación.

Para la estimación del coste de estos tanques se empleará la figura 2.20 del anexo, para recipientes verticales a presión.

Entonces, atendiendo a la longitud y diámetro del tanque:

$$P_{\text{tanque}} = 13000\text{euros}$$

teniendo en cuenta los factores de material y presión del equipo:

$$P_{\text{tanque}} = 13000\text{euros} \cdot f_{\text{material}} \cdot f_{\text{presión}}$$

$$f_{\text{material}} = 2,0$$

$$f_{\text{presión}} = 2,2$$

$$P_{\text{tanque}} = 57200\text{euros}$$

Se corregirá este valor para la variación media del IPC desde mediados del 2004 hasta la fecha actual.

$$F_a = (1 + i)^N = (1 + 0,033)^3 = 1,1$$

$$P_{\text{tanque}} = 62920\text{euros}$$

Por último, se calcula el coste de la partida atendiendo a la tabla 2.23 del anexo:

$$P_{\text{partida}} = P_{\text{tanque}} \cdot (1 + f_1 + f_2 + f_3 + f_4)$$

considerando en el tanque un proceso para fluidos, tenemos:

$$P_{\text{partida}} = 62920 \cdot (1 + 0,40 + 0,70 + 0,20 + 0,10)$$

$$P_{\text{partida}} = 151008\text{euros}$$

Dado que el tanque de proceso y el pulmón de recuperación son idénticos, el coste de capital directo asociado para ambos tanques será:

$$P_{\text{partida}} = 302016\text{euros} \rightarrow 302000\text{euros}$$

tanque Proceso/
Pulmon Recuperación

Estimación del coste directo del tanque de codisolvente.

Para la estimación del coste del tanque de codisolvente se hará uso de la figura 2.20 del anexo, para recipientes verticales a presión.

Entonces, atendiendo a la longitud y diámetro del tanque, resulta:

$$P_{\text{tanque}} = 29000\text{euros}$$

teniendo en cuenta los factores de material y presión del equipo:

$$P_{\text{tanque}} = 29000\text{euros} \cdot f_{\text{material}} \cdot f_{\text{presión}}$$

$$f_{\text{material}} = 1,0$$

$$f_{\text{presión}} = 1,0$$

$$P_{\text{tanque}} = 29000\text{euros}$$

Se corregirá el coste obtenido en base a la variación media del IPC en el periodo de años en estudio, que es del 3,3%:

$$F_a = (1+i)^N = (1+0,033)^3 = 1,1$$

$$P_{\text{tanque}} = 31900\text{euros}$$

Posteriormente, se obtiene el coste de la partida utilizando la tabla 2.23 del anexo:

$$P_{\text{partida}} = P_{\text{tanque}} \cdot (1 + f_1 + f_2 + f_3 + f_4)$$

considerando en el tanque un proceso para fluidos, tenemos:

$$P_{\text{partida}} = 31900 \cdot (1 + 0,40 + 0,70 + 0,20 + 0,10)$$

$$P_{\text{partida tanque codisolvente}} = 76560\text{euros} \rightarrow 77000\text{euros}$$

ESTIMACIÓN DEL COSTE DIRECTO DE LOS EQUIPOS DE INTERCAMBIO DE CALOR.Estimación del coste directo del cambiador de calor CC-1.

Para la estimación del coste del intercambiador de calor CC-1 se aplicará la regla de Williams.

Como caso base, a partir del cual establecer una comparación acudimos a la bibliografía (Novak y Robey, 1988).

Entonces, conociendo que el precio del modelo es 18000 euros para un área de intercambio de 10 m²:

$$P_1 = P_2 \cdot \left(\frac{C_1}{C_2} \right)^b = 18000 \cdot \left(\frac{1,1}{10} \right)^{0,60} = 4787 \text{ euros}$$

El exponente b se obtiene de la tabla 2.22 del anexo.

El coste obtenido deberá ser corregido debido a que los datos con los que se ha realizado la semejanza datan de 1988. Al igual que en el caso de los extractores, la variación media del IPC en el periodo de años en estudio es del 5,63%, entonces:

$$F_a = (1+i)^N = (1+0,0563)^{19} = 2,83$$

$$P_{\text{cambiador}} = 13549 \text{ euros}$$

Finalmente, se calcula el coste de la partida atendiendo a la tabla 2.23 del anexo:

$$P_{\text{partida}} = P_{\text{cambiador}} \cdot (1 + f_1 + f_2 + f_3 + f_4)$$

considerando en el cambiador un proceso para fluidos, tenemos:

$$P_{\text{partida}} = 13549 \cdot (1 + 0,40 + 0,70 + 0,20 + 0,10)$$

$$P_{\text{partida cambiador CC-1}} = 32517 \text{ euros} \rightarrow 33000 \text{ euros}$$

Estimación del coste directo de los cambiadores de calor CC-2 y CC-3.

La estimación del coste de los intercambiadores de calor CC-2 y CC-3 se realizará en base a la regla de Williams.

Como caso base, a partir del cual establecer una comparación, se tomarán los resultados expuestos en la bibliografía (Novak y Robey, 1988).

Entonces, conociendo que el precio del modelo es 9000 euros para un área de intercambio de 3 m²:

$$P_1 = P_2 \cdot \left(\frac{C_1}{C_2} \right)^b = 9000 \cdot \left(\frac{0,611}{3} \right)^{0,60} = 3464 \text{ euros}$$

El exponente b se obtiene de la tabla 2.22 del anexo.

El coste obtenido deberá ser corregido debido a que los datos con los que se ha realizado la similitud datan de 1988. La variación media del IPC en el periodo de años en estudio es del 5,63%, entonces:

$$F_a = (1+i)^N = (1+0,0563)^{19} = 2,83$$

$$P_{\text{cambiador}} = 9803 \text{ euros}$$

Por último, se obtiene el coste de la partida atendiendo a la tabla 2.23 del anexo:

$$P_{\text{partida}} = P_{\text{cambiador}} \cdot (1 + f_1 + f_2 + f_3 + f_4)$$

considerando en el cambiador un proceso para fluidos, tenemos:

$$P_{\text{partida}} = 9803 \cdot (1 + 0,40 + 0,70 + 0,20 + 0,10)$$

$$P_{\text{partida}} = 23528 \text{ euros}$$

Dado que los cambiadores CC-2 y CC-3 son idénticos, el coste de capital directo asociado para ambos equipos de intercambio de calor será:

$$P_{\text{partida}}^{\text{CC-2/CC-3}} = 47057 \text{ euros} \rightarrow 47000 \text{ euros}$$

Estimación del coste directo del condensador Cd-1.

Para la estimación del coste del condensador Cd-1 se aplicará la regla de Williams.

Se empleará como caso base, a partir del cual establecer una comparación, un estudio económico expuesto en la bibliografía (Novak y Robey, 1988).

Entonces, conociendo que el precio del modelo es 21000 euros para un área de intercambio de 40 m²:

$$P_1 = P_2 \cdot \left(\frac{C_1}{C_2} \right)^b = 21000 \cdot \left(\frac{2,52}{40} \right)^{0,60} = 4000 \text{ euros}$$

El exponente b se obtiene de la tabla 2.22 del anexo.

Se corregirá el coste dado que los datos con los que se ha realizado la aproximación datan de 1988. La variación media del IPC en el periodo de años en estudio es del 5,63%, entonces:

$$F_a = (1+i)^N = (1+0,0563)^{19} = 2,83$$

$$P_{\text{condensador}} = 11314 \text{ euros}$$

Finalmente, se obtiene el coste de la partida atendiendo a la tabla 2.23 del anexo:

$$P_{\text{partida}} = P_{\text{condensador}} \cdot (1 + f_1 + f_2 + f_3 + f_4)$$

considerando en el condensador un proceso para fluidos, se obtiene:

$$P_{\text{partida}} = 11314 \cdot (1 + 0,40 + 0,70 + 0,20 + 0,10)$$

$$P_{\text{partida}} = 27153 \text{ euros} \rightarrow 27000 \text{ euros}$$

ESTIMACIÓN DEL COSTE DIRECTO DE LAS BOMBAS.Estimación del coste directo de la bomba B-1.

La estimación del coste de la bomba B-1 se realizará en base a la regla de Williams.

Se acudiría a la bibliografía para tener un caso base, a partir del cual establecer una comparación (Novak y Robey, 1988).

Entonces, sabiendo que el precio del modelo es 27000 euros para un caudal de 1500 L/h:

$$P_1 = P_2 \cdot \left(\frac{C_1}{C_2} \right)^b = 27000 \cdot \left(\frac{1980}{1500} \right)^{0,65} = 32340 \text{ euros}$$

El exponente b se obtiene de la tabla 2.22 del anexo.

El coste obtenido deberá ser corregido debido a que los datos con los que se ha realizado la semejanza datan de 1988. Al igual que en casos anteriores, la variación media del IPC en el periodo de años en estudio es del 5,63%, entonces:

$$F_a = (1+i)^N = (1+0,0563)^{19} = 2,83$$

$$P_{bomba} = 91522 \text{ euros}$$

En último lugar, se estima el coste de la partida atendiendo a la tabla 2.23 del anexo:

$$P_{partida} = P_{bomba} \cdot (1 + f_1 + f_2 + f_3 + f_4)$$

considerando en la bomba un proceso para fluidos:

$$P_{partida} = 91522 \cdot (1 + 0,40 + 0,70 + 0,20 + 0,10)$$

$$P_{bomba} = 219652 \text{ euros} \rightarrow 220000 \text{ euros}$$

B-1

Estimación del coste directo de LA BOMBA B-2.

Para la estimación del coste de la bomba B-2 se carecen de tablas o casos semejantes con los que realizar una comparación. Es por ello que, dado el comportamiento similar de las bombas de diafragma y de pistón, se utilizará la regla de Williams suponiendo la bomba B-2 semejante a la bomba B-1.

Entonces, conociendo que el precio del modelo es 91522 euros para un caudal de 1980 L/h:

$$P_1 = P_2 \cdot \left(\frac{C_1}{C_2} \right)^b = 91522 \cdot \left(\frac{468}{1980} \right)^{0,6} = 38519 \text{ euros}$$

El exponente b se obtiene de la tabla 2.22 del anexo.

En este caso, dado que el modelo con el que se realiza la semejanza ya está actualizado para 2007, no será necesario corregir el resultado obtenido.

Por último, se calcula el coste de la partida atendiendo a la tabla 2.23 del anexo:

$$P_{partida} = P_{bomba} \cdot (1 + f_1 + f_2 + f_3 + f_4)$$

considerando en la bomba un proceso para fluidos, tenemos:

$$P_{partida} = 38519 \cdot (1 + 0,40 + 0,70 + 0,20 + 0,10)$$

$$P_{bomba} = 92445 \text{ euros} \rightarrow 92000 \text{ euros}$$

ESTIMACIÓN DEL COSTE DIRECTO DE LOS COMPRESORES.Estimación del coste directo del compresor C-1.

Para la estimación del coste del compresor C-1 se carecen de tablas o casos semejantes con los que realizar una comparación. Entonces, para su estimación se hará uso de la tabla 2.21 del anexo, tomando de la misma las características más próximas al comportamiento del compresor en estudio. Los valores proporcionados para el equipo se sustituirán en la siguiente ecuación:

$$P_{\text{equipo}} = C \cdot S^n$$

donde:

P_{equipo} : es el coste del equipo.

C: coste del equipo ofrecido en la tabla 2.21 del anexo.

S: parámetro funcional del equipo, en las unidades que ofrece la tabla 2.21 del anexo.

n : índice según el tipo de equipo.

Entonces, sustituyendo datos párale caso más próximo al comportamiento del compresor C-1:

$$P_{\text{compresor}} = C \cdot S^n$$

$$C = 1160\text{euros}$$

$$S = 20\text{kW}$$

$$n = 0,8$$

$$P_{\text{compresor}} = 12743\text{euros}$$

Dado que los datos que proporciona la tabla datan de 2004, se corregirá el coste obtenido en base a la variación media del IPC en el periodo de años en estudio, que es del 3,3%:

$$F_a = (1 + i)^N = (1 + 0,033)^3 = 1,1$$

$$P_{\text{compresor}} = 14018\text{euros}$$

Por último, se obtiene el coste de la partida utilizando la tabla 2.23 del anexo:

$$P_{\text{partida}} = P_{\text{compresor}} \cdot (1 + f_1 + f_2 + f_3 + f_4)$$

considerando en el compresor un proceso para fluidos:

$$P_{\text{partida}} = 14018 \cdot (1 + 0,40 + 0,70 + 0,20 + 0,10)$$

$$P_{\text{partida compresor C-1}} = 33642\text{euros} \rightarrow 34000\text{euros}$$

Estimación del coste directo del compresor C-2.

Al igual que ocurría en el caso del compresor C-1, la estimación de su coste se realizará atendiendo la tabla 2.21 del anexo y tomando las características de mayor similitud con el equipo en estudio.

Se da el caso de que las características de mayor similitud con el compresor C-2 son las mismas que las del compresor C-1, por lo que el coste directo del compresor C-2 será:

$$P_{\substack{\text{partida} \\ \text{compresor} \\ \text{C-2}}} = 33642\text{euros} \rightarrow 34000\text{euros}$$

ESTIMACIÓN DEL COSTE DIRECTO DE LOS FILTROS.

Los filtros a instalar en la planta serán idénticos a los expuestos en el estudio económico "Supercritical Fluid Extraction of Flavoring Material", (Novak y Robey, 1988). Entonces:

Estimación del coste directo del filtro físico.

Conociendo que el precio del modelo es 3000 euros, este coste deberá corregirse dado que los datos del modelo datan de 1988. La variación media del IPC en el periodo de años en estudio es del 5,63%, entonces:

$$F_a = (1+i)^N = (1+0,0563)^{19} = 2,83$$

$$P_{\text{filtro}} = 8490\text{euros}$$

Finalmente, se calcula el coste de la partida atendiendo a la tabla 2.23 del anexo:

$$P_{\text{partida}} = P_{\text{filtro}} \cdot (1 + f_1 + f_2 + f_3 + f_4)$$

considerando en el filtro un proceso sólido-fluido:

$$P_{\text{partida}} = 8490 \cdot (1 + 0,45 + 0,45 + 0,15 + 0,10)$$

$$P_{\text{filtro}} = 18254\text{euros}$$

Dado que la planta en estudio cuenta con dos filtros de este tipo, el coste de capital directo asociado para ambos filtros físicos será:

$$P_{\substack{\text{partida} \\ \text{filtros} \\ \text{físicos}}} = 36507\text{euros} \rightarrow 37000\text{euros}$$

Estimación del coste directo del filtro químico.

Conociendo que el precio del modelo es 2400 euros, este coste deberá corregirse dado que los datos del modelo datan de 1988. Al igual que en el caso de los extractores, la variación media del IPC en el periodo de años en estudio es del 5,63%, entonces:

$$F_a = (1 + i)^N = (1 + 0,0563)^{19} = 2,83$$

$$P_{\text{filtro}} = 6792 \text{ euros}$$

Finalmente, se calcula el coste de la partida atendiendo a la tabla 2.23 del anexo:

$$P_{\text{partida}} = P_{\text{filtro}} \cdot (1 + f_1 + f_2 + f_3 + f_4)$$

considerando en el filtro un proceso sólido-fluido:

$$P_{\text{partida}} = 6792 \cdot (1 + 0,45 + 0,45 + 0,15 + 0,10)$$

$$P_{\text{filtro químico}} = 14603 \text{ euros} \rightarrow 15000 \text{ euros}$$

Tras el estudio del coste de capital directo de todos los equipos, se calculará el coste de capital directo total atendiendo a las contribuciones de cada uno de ellos:

$C_{\text{directo}} = 5400000 \text{ euros}$
--

1.2.4. ESTIMACIÓN DEL COSTE INDIRECTO DE LA PLANTA.

Para estimar el coste indirecto de la planta atenderemos a la tabla 2.23 del anexo. Entonces el coste indirecto de la planta será:

$$C_{\text{indirecto}} = C_{\text{directo}} \cdot \left(f_{\text{ingeniería}} + f_{\text{ejecución}} + f_{\text{contingencia}} \right)$$

$$C_{\text{indirecto}} = 5400000 \cdot (0,25 + 0,05 + 0,10)$$

$$C_{\text{indirecto}} = 2160000 \text{ euros}$$

1.2.5. ESTIMACIÓN DEL COSTE FIJO DE LA PLANTA.

La suma de los costes directo e indirecto constituirá el capital fijo de la planta:

$$C_{\text{fijo}} = C_{\text{directo}} + C_{\text{indirecto}}$$

$$C_{\text{fijo}} = 5400000 + 2160000$$

$$C_{\text{fijo}} = 7560000 \text{ euros}$$

1.2.6. INVERSIÓN TOTAL.

En este punto, se impondrá al coste de capital fijo obtenido al Impuesto sobre el Valor Añadido, IVA, que será del 16%, y se obtendrá así la inversión total a realizar:

$$\text{Inversión} = 8769600 \text{ euros}$$

$$\rightarrow \text{Inversión} = 9000000 \text{ euros}$$

La inversión estimada a realizar en la planta de extracción supercrítica objeto del presente proyecto asciende a NUEVE MILLONES DE EUROS.

DOCUMENTO

4

ANEXOS

ÍNDICE

Anexo 1: PROGRAMA DE SIMULACIÓN.	5
1.1. ALGORITMO DE CÁLCULO DEL PROGRAMA DE SIMULACIÓN.	5
1.2. MÉTODOS EMPLEADOS PARA LA ESTIMACIÓN DE PROPIEDADES.	6
1.3. SECUENCIA DE COMANDOS EN LENGUAJE MATLAB.	14
 Anexo 2: TABLAS Y FIGURAS.	 26
2.1. DIAGRAMA T-S PARA EL CO ₂	26
2.2. DIAGRAMA T-S PARA UN PROCESO DE EXTRACCIÓN SUPERCRÍTICA MODELO.	27
2.3. ESFUERZO PERMISIBLE EN LOS MATERIALES.	28
2.4. VALORES DEL COEFICIENTE Y.	29
2.5. CABEZALES TORISFÉRICOS Y ELÍPTICOS.	30
2.6. PERFILES IPN.	31
2.7. COEFICIENTES DE PANDEO DEL ACERO.	32
2.8. VOLUMEN DE CILINDROS HORIZONTALES PARCIALMENTE LLENOS.	33
2.9. DETALLE BOCA DE HOMBRE.	34
2.10. PROPIEDADES DE LOS TUBOS DE ACERO.	35
2.11. CARACTERÍSTICAS DE LOS TUBOS PARA INTERCAMBIADORES DE CALOR.	36
2.12. CORRELACIONES DE CONVECCIÓN PARA FLUJO EN UN TUBO CIRCULAR.	37
2.13. FACTORES DE FRICCIÓN PARA EL LADO DE LOS TUBOS.	38
2.14. RUGODAD RELATIVA DE TUBO.	39
2.15. GRÁFICO DE MOODY.	40
2.16. LONGITUD EQUIVALENTE ACCESORIOS.	41
2.17. VELOCIDAD DE FLUJO RECOMENDADA.	42
2.18. FACTOR DE MAYORACIÓN EN BOMBAS.	43

2.19. COSTE DE RECIPIENTES HORIZONTALES A PRESIÓN.	44
2.20. COSTE DE RECIPIENTES VERTICALES A PRESIÓN.	45
2.21. CONSTANTES PARA EL CÁLCULO DEL COSTE BASE DE EQUIPOS.	46
2.22. EXPONENTE B. REGLA DE WILLIAMS.	47
2.23. FACTORES PARA LA ESTIMACIÓN DEL COSTE DIRECTO E INDIRECTO.	48
Anexo 3: FICHAS DE SEGURIDAD.	50
3.1. FICHA DE SEGURIDAD DEL DIÓXIDO DE CARBONO.	50
3.2. FICHA DE SEGURIDAD DEL ETANOL.	52
3.3. FICHA DE SEGURIDAD DEL METANOL.	54
3.4. FICHA DE SEGURIDAD DEL R-134 A.	56

DOCUMENTO

4

ANEXOS

***I. PROGRAMA DE
SIMULACIÓN.***

ANEXO 1: PROGRAMA DE SIMULACIÓN.

1.1. ALGORITMO DE CÁLCULO DEL PROGRAMA DE SIMULACIÓN

En el siguiente diagrama se recoge el algoritmo de cálculo empleado en el desarrollo del programa de simulación desarrollado en el siguiente proyecto.

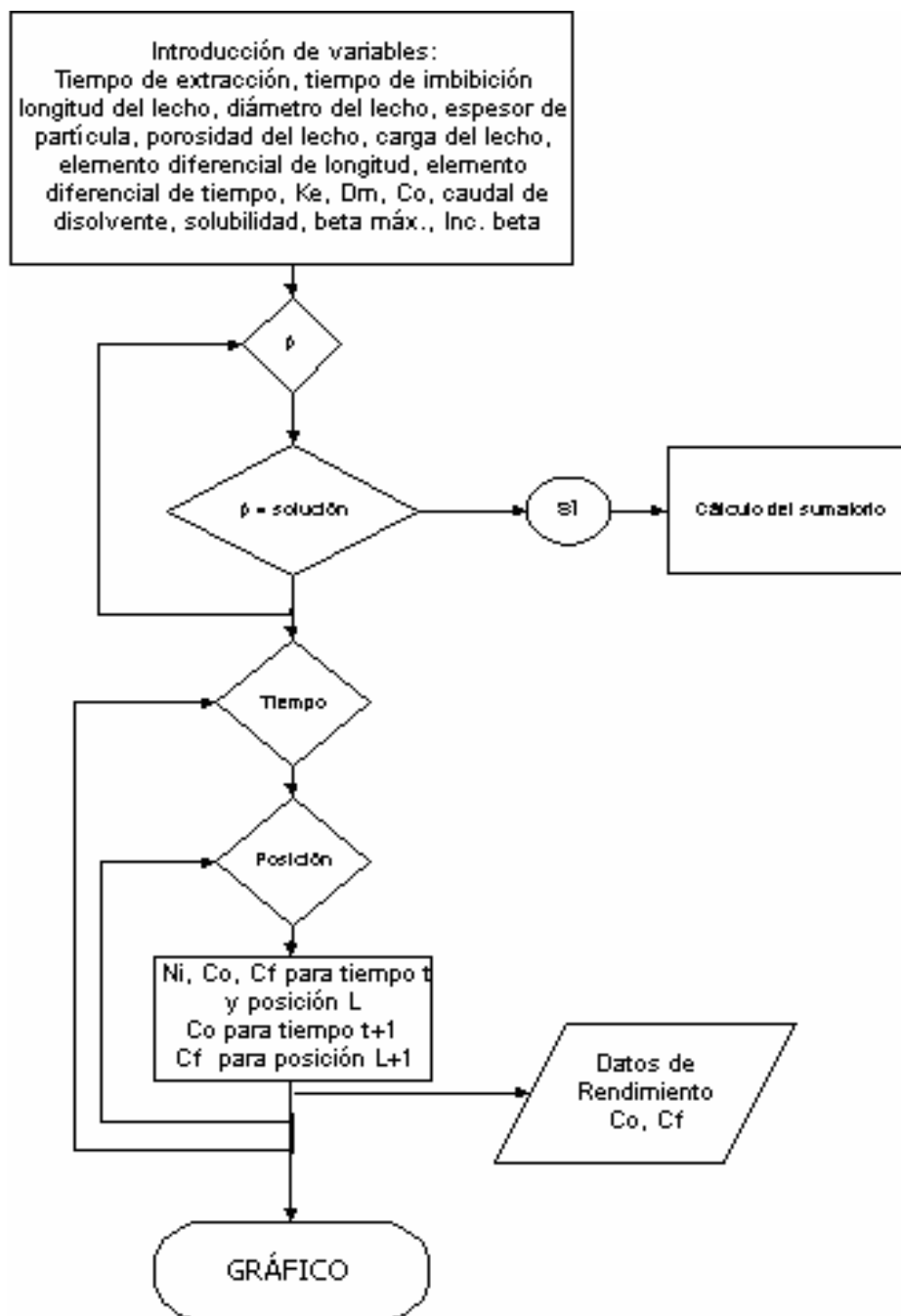


Figura 1.1. Algoritmo de cálculo.

1.2. MÉTODOS EMPLEADOS PARA LA ESTIMACIÓN DE PROPIEDADES

MÉTODO DE HANKINSON-BROST-THOMSON PARA ESTIMAR LA DENSIDAD DE UNA MEZCLA DE FLUIDOS

Para estimar de la densidad de los sistemas disolventes seleccionados se ha utilizado el método propuesto por Hankinson-Brost-Thomson (HBT) modificado para poder aplicarlo a líquidos comprimidos. La correlación para el volumen molar es de la forma:

$$\bar{V} = \bar{V}_s \left(1 - c \cdot \ln \frac{\beta + P}{\beta + P_m^o} \right)$$

donde:

\bar{V} es el volumen molar [m^3/mol],

\bar{V}_s es el volumen molar del líquido saturado [m^3/mol],

P es la presión del sistema [bar],

P_m^o es la presión de vapor del sistema disolvente [bar],

β y c son parámetros que pueden calcularse a partir de las siguientes expresiones:

$$\frac{\beta}{P_{cm}} = -1 + a(1 - T_{rm})^{1/3} + b(1 - T_{rm})^{2/3} + d(1 - T_{rm}) + e(1 - T_{rm})^{4/3}$$

donde:

$$e = \exp\left(f + g \cdot \omega_{srkm} + h \cdot \omega_{srkm}^2\right) \quad \text{y} \quad c = j + k \cdot \omega_{srkm}$$

P_{cm} es la presión crítica de la mezcla [bar],

T_{rm} la temperatura reducida de la mezcla,

ω_{srkm} es el factor acéntrico de la mezcla que consigue los mejores ajustes de la ecuación de Soave para los valores que hay tabulados de presión de vapor.

Para estimar las constantes $a - k$ es posible relacionar los diferentes valores de β con la presión crítica de diversas sustancias. Los valores obtenidos para dichas constantes son los siguientes:

a	-9,070217	b	62,45326
d	-135,1102	f	4,79594
g	0,250047	h	1,14188
j	0,0861488	k	0,0344483

Finalmente, para determinar el valor de \bar{V}_s se utiliza el método de HBT aplicable para calcular la densidad de líquidos saturados:

$$\frac{\bar{V}_s}{\bar{V}_m^*} = \bar{V}_R^{(0)} \left[1 - \omega_{srkm} \bar{V}_R^{(\delta)} \right]$$

siendo:

$$\bar{V}_R^{(0)} = 1 + a'(1 - T_{rm})^{1/3} + b'(1 - T_{rm})^{2/3} + c'(1 - T_{rm}) + d'(1 - T_{rm})^{4/3}$$

$$\bar{V}_R^{(\delta)} = \left[e' + f'T_{rm} + g'T_{rm}^2 + h'T_{rm}^3 \right] / (T_{rm} - 1,00001)$$

\bar{V}_m^* el volumen característico de la mezcla cuyo valor, generalmente, está comprendido entre el 1% y el 4% del valor del volumen crítico (tabulado).

Las constantes $a' - h'$ tienen los siguientes valores:

a'	-1,52816	b'	1,43907
c'	-0,81446	d'	0,190454
e'	-0,296123	f'	0,386914
g'	-0,0427258	h'	-0,0480645

Las reglas de mezclado recomendadas para esa ecuación son las siguientes:

$$T_{cm} = \frac{\sum_i \sum_j x_i x_j V_{ij}^* T_{cij}}{V_m^*};$$

$$V_m^* = \frac{1}{4} \left[\sum_i x_i V_i^* + 3 \left(\sum_i x_i V_i^{*2/3} \right) \left(\sum_i x_i V_i^{*1/3} \right) \right]$$

$$V_{ij}^* T_{cij} = (V_i^* T_{ci} V_j^* T_{cj})^{1/2}$$

$$\bar{\omega}_m = \sum_i x_i \bar{\omega}_i$$

$$P_{cm} = \frac{(0,291 - 0,080 \bar{\omega}_m) R T_{cm}}{V_m^*}$$

$$P_m^o = P_{cm} P_{rm}$$

P_{rm} se calcula a partir de la ecuación generalizada de Riedel:

$$\log_{10} P_{rm} = P_{rm}^{(0)} + \bar{\omega}_m P_{rm}^{(1)}$$

donde:

$$P_{rm}^{(0)} = 5,8031817 (\log_{10} T_{rm} + 0,07608141 \alpha)$$

$$P_{rm}^{(1)} = 4,86601 (\log_{10} T_{rm} + 0,03721754 \alpha)$$

$$\alpha = 35,0 - \frac{36,0}{T_{rm}} - 96,736 \log_{10} T_{rm} + T_{rm}^6$$

$$T_{rm} = \frac{T}{T_{cm}}$$

MÉTODO DE CHUNG PARA ESTIMAR LA VISCOSIDAD DE UNA MEZCLA DE FLUIDOS

El método propuesto por Chung para estimar viscosidades de gases densos es de la forma:

$$\eta = \eta^* \frac{36,344(M_m T_{cm})^{1/2}}{\bar{V}_{cm}^{2/3}}$$

donde:

η es la viscosidad [μP],

M_m es el peso molecular de la mezcla [g/mol],

T_{cm} es la temperatura crítica de la mezcla [K],

\bar{V}_{cm} es el volumen crítico de la mezcla [cm^3/mol]

η^* un parámetro que viene dado por la expresión:

$$\eta^* = \frac{(T^*)^{1/2}}{\Omega_v} \{F_c [(G_2)^{-1} + E_6 y]\} + \eta^{**}$$

cuyos términos se determinan mediante las siguientes expresiones:

$$T^* = 1,2593T_{rm} \quad y = \frac{\rho \bar{V}_{cm}}{6} \quad G_1 = \frac{1-0,5y}{(1-y)^3}$$

$$G_2 = \frac{E_1 \{ [1 - \exp(-E_4 y)] / y \} + E_2 G_1 \exp(E_5 y) + E_3 G_1}{E_1 E_4 + E_2 + E_3}$$

$$\eta^{**} = E_7 y^2 G_2 \exp[E_8 + E_9 (T^*)^{-1} + E_{10} (T^*)^{-2}]$$

$$\Omega_v = \left[1,16145 (T^*)^{-B} \right] + 0,52487 \left[\exp(-0,77320 T^*) \right] + 2,16178 \left[\exp(-2,43787 T^*) \right]$$

$$F_c = 1 - 0,2756 \omega_m + 0,059035 \mu_{rm}^4 + k_m$$

siendo:

T_{rm} la temperatura reducida de la mezcla,

ω_m el factor acéntrico de la mezcla,

k_m un factor de asociación introducido para el caso de sustancias con una alta polaridad (0,076 para agua y 0,215 para metanol),

μ_{rm} el momento dipolar reducido de la mezcla calculado a partir de la siguiente expresión:

$$\mu_{rm} = 52,46 \frac{\mu_m^2 P_{cm}}{T_{cm}^2}$$

Los parámetros E_1 a E_{10} se obtienen a partir de la tabla que se muestra a continuación como una función lineal del factor acéntrico de la mezcla.

$$E_i = a_i + b_i \omega_m + c_i \mu_{rm}^4 + d_i k_m$$

i	a_i	b_i	c_i	d_i
1	6,324	50,412	-51,680	1189,0
2	$1,210 \cdot 10^{-3}$	$-1,154 \cdot 10^{-3}$	$-6,257 \cdot 10^{-3}$	0,03728
3	5,283	254,209	-168,48	3898,0
4	6,623	38,096	-8,464	31,42
5	19,745	7,630	-14,354	31,53
6	-1,900	-12,537	4,985	-18,15
7	24,275	3,450	-11,291	69,35
8	0,7972	1,117	0,01235	-4,117
9	-0,2382	0,06770	-0,8163	4,025
10	0,06863	0,3479	0,5926	-0,727

Tabla 1.1. Coeficientes de Chung para determinar los valores de E_i

Finalmente, las reglas de mezclado y de combinación utilizadas son las siguientes:

$$T_{cm} = 1,2593 \left(\frac{\epsilon}{K} \right)_m \text{Con} \left(\frac{\epsilon}{K} \right)_m = \frac{\sum_i \sum_j y_i y_j \left(\frac{\epsilon_{ij}}{K} \right) \sigma_{ij}^3}{\sigma_m^3}; \sigma_m^3 = \sum_i \sum_j y_i y_j \sigma_{ij}^3; \sigma_{ij} = (\sigma_i \sigma_j)^{1/2}; \sigma_i = 0,809 V_{ci}^{1/3}$$

$$V_{cm} = \left(\frac{\sigma_m}{0,809} \right)^3 \quad \omega_m = \frac{\sum_i \sum_j y_i y_j \omega_{ij} \sigma_{ij}^3}{\sigma_m^3} \quad \omega_{ij} = \frac{\omega_i + \omega_j}{2} \quad M_m = \left[\frac{\sum_i \sum_j y_i y_j \left(\frac{\epsilon_{ij}}{K} \right) \sigma_{ij}^2 M_{ij}^{1/2}}{(\epsilon / K)_m \sigma_m^2} \right]^2$$

$$\mu_m^4 = \sigma_m^3 \sum_i \sum_j \left(\frac{y_i y_j \mu_i^2 \mu_j^2}{\sigma_{ij}^3} \right); M_{ij} = \frac{2M_i M_j}{M_i + M_j}; \frac{\epsilon_{ij}}{K} = \left(\frac{\epsilon_i}{K} \frac{\epsilon_j}{K} \right)^{1/2}; k_m = \sum_i \sum_j y_i y_j k_{ij}; k_{ij} = (k_i k_j)^{1/2}$$

donde y_i es la fracción molar del componente i en la mezcla.

MÉTODO DE LOS VOLÚMENES ADITIVOS DE LE BAS.

El método propuesto por Le Bas proporciona un valor del volumen molar de un compuesto a su temperatura normal de ebullición de una forma muy simple. Es un método basado en las contribuciones de grupo, es decir, se asigna un valor para cada átomo, o grupo de átomos, y tipo de enlace, siendo el resultado final la suma de estas contribuciones individuales.

En la tabla que se muestra a continuación se exponen los valores correspondientes a las contribuciones individuales de grupo.

Volumen V_g	Increment, cm^3/mol	
	Schroeder	Le Bas
Carbon	7	14.8
Hydrogen	7	3.7
Oxygen (except as noted below)	7	7.4
In methyl esters and ethers	—	9.1
In ethyl esters and ethers	—	9.9
In higher esters and ethers	—	11.0
In acids	—	12.0
Joined to S, P, or N	—	8.3
Nitrogen	7	
Doubly bonded	—	15.6
In primary amines	—	10.5
In secondary amines	—	12.0
Bromine	31.5	27
Chlorine	24.5	24.6
Fluorine	10.5	8.7
Iodine	38.5	37
Sulfur	21	25.6
Ring, three-membered	-7	-6.0
Four-membered	-7	-8.5
Five-membered	-7	-11.5
Six-membered	-7	-15.0
Naphthalene	-7	-30.0
Anthracene	-7	-47.5
Double bond between carbon atoms	7	—
Triple bond between carbon atoms	14	—

Tabla 1.2. Contribuciones de grupo para el cálculo del volumen molar.

ECUACIÓN DE WILKE-CHANG PARA LA ESTIMACIÓN DE LA DIFUSIVIDAD

Para estimar la difusividad del soluto en el disolvente se utilizará la ecuación propuesta por Wilke-Chang (1965):

$$D_{12} = \frac{7,4 \cdot 10^{-8} (\varphi M_2)^{0,5} T}{\mu \nu_1^{0,6}}$$

siendo:

D_{12} la difusividad del soluto (1) en el disolvente (2) (cm^2/s).

M el peso molecular (g/mol).

T la temperatura (K).

μ la viscosidad de la disolución (cP).

ν_1 el volumen molar del soluto en el punto de ebullición en condiciones normales (cm^3/mol).

φ factor de asociación para el disolvente (2,26 para el agua, 1,9 para el metanol, 1,5 para el etanol)

El valor de ν_1 puede determinarse experimentalmente o a partir de métodos de contribución de grupos como el método de Le Bas comentado anteriormente.

1.3. SECUENCIA DE COMANDOS EN LENGUAJE MATLAB

A continuación se muestra la secuencia de comandos de los distintos subprogramas que conforman el programa de simulación elaborado, para el proceso de extracción objeto del presente proyecto.

PRESENTACIÓN

Con el subprograma "PRESENTACIÓN" se crea la pantalla de inicio que surge al iniciar el programa de simulación. A continuación se muestra la secuencia de comandos pertinentes.

PRESENTACIÓN

```
%Creamos figura
```

```
figdiag=figure('Units','Normalized','Position',[0.0725 0.0725 0.9  
0.9],'Number','off','Name','ESC','MenuBar','none','color',[0 0 0]);
```

```
%Ubicamos ejes en la figura
```

```
axes('Units','Normalized','Position',[0 0 1 1]);
```

```
%Incluir imagen
```

```
[x,map]=imread('fondo.jpg','jpg');  
image(x),colormap(map),axis off,hold on
```

```
%Titulos
```

```
text(150,350,'Extraccion  
Supercritica','Fontname','Arial','FontSize',25,'Fontangle','Italic','F  
ontweight','Bold','color',[1 1 0]);  
text(150,380,'Por: Eva Lopez Garcia','Fontname','Comic Sans  
MS','Fontangle','Italic','Fontweight','Bold','FontSize',14,'color',  
[1 1 0]);
```

```
%Boton Continuar
```

```
botok=uicontrol('Style','pushbutton','Units','normalized','Position',  
[.84 .03 .12 .05],'String','CONTINUAR','Callback','clear all; close  
all;clc; ESC;');
```

ESC

El subprograma "ESC" se crea automáticamente al desarrollar la interfaz gráfica con la aplicación GUIDE de MATLAB. Una vez creado se introducirá la secuencia de comandos adecuada para capturar los datos que se introduzcan en la pantalla y llamar al subprograma que realizará los cálculos de la simulación. A continuación se muestra la secuencia de comandos a introducir en el subprograma "ESC".

ESC

```
%Imagen del fondo
background = imread('especias.jpg');
axes(handles.background);
axis off;
image(background);
% Choose default command line output for ESC
handles.output = hObject;
% Update handles structure
guidata(hObject, handles);

% --- Executes on button press in pushbutton1. (Captura de datos)
function pushbutton1_Callback(hObject, eventdata, handles)
% hObject    handle to pushbutton1 (see GCBO)
% eventdata  reserved - to be defined in a future version of MATLAB
% handles    structure with handles and user data (see GUIDATA)

T = str2num(get(handles.edit1, 'String'));
P = str2num(get(handles.edit2, 'String'));
te = str2num(get(handles.edit3, 'String'));
ti = str2num(get(handles.edit4, 'String'));
Ll = str2num(get(handles.edit5, 'String'));
D = str2num(get(handles.edit6, 'String'));
Lo = str2num(get(handles.edit7, 'String'));
Lp = str2num(get(handles.edit8, 'String'));
Ap = str2num(get(handles.edit9, 'String'));
e = str2num(get(handles.edit10, 'String'));
Mp = str2num(get(handles.edit11, 'String'));
Pmi = str2num(get(handles.edit12, 'String'));
Co = str2num(get(handles.edit13, 'String'));
Q = str2num(get(handles.edit14, 'String'));
nu2 = str2num(get(handles.edit15, 'String'));
ro2 = str2num(get(handles.edit16, 'String'));
x1 = str2num(get(handles.edit17, 'String'));
Vmolarsoluto = str2num(get(handles.edit18, 'String'));
s = str2num(get(handles.edit19, 'String'));
Dm = str2num(get(handles.edit20, 'String'));
contents = get(hObject, 'Value') ;
codisolvente = get(hObject, 'String');

%Llamada al programa de calculo y representación gráfica final.
Calculo;
axes(handles.axes1);
k=1:t+1;
plot((k*Ed/60), y*100);
```

CÁLCULO

Gracias al subprograma "cálculo" se realizan todas las ecuaciones del balance de materia asociado al proceso de extracción supercrítica. Este subprograma realizará llamadas a otros subprogramas para su ejecución final. A continuación se muestra la secuencia de comandos introducida para el proceso de extracción supercrítica.

```

Calculo
%Introduccion de variables
Es=0.01;
Ed=10;
Np=(Es*3.1416*(D/2)^2*(1-e))/(Lp*Ap*Lo);
te=te-ti;
t=fix(te/Ed);
n=fix(Ll/Es);

%Datos del disolvente (CO2)
Pc2=73.8;
Tc2=304.1;
Vc2=93.9;
W2=0.239;
mu2=0;
M2=44.01;
Tr2=T/Tc2;
k2=0;
Vestrella2=0.0938;
Wsrk2=0.2373;

if (contents==1);
    Agua; %(Llamada al subprograma "Agua")
    MetodoHBT; %(Llamada al subprograma "MetodoHBT")
    ro=roHBT/1000;
    MetodoChung; %(Llamada al subprograma "MetodoChung")
    nu=nuestrella*36.344*((Mm*Tcm)^(1/2))/(Vcm^(2/3));
    CalculoCoeficientetransferencia;%(Llamada al subprograma
"Calculocoeficientetransferencia")
    ke=Sh*(Dl2/10000)/Lo;

elseif (contents==2);
    Etanol; %(Llamada al subprograma "Etanol")
    MetodoHBT; %(Llamada al subprograma "MetodoHBT")
    ro=roHBT/1000;
    MetodoChung; %(Llamada al subprograma "MetodoChung")
    nu=nuestrella*36.344*((Mm*Tcm)^(1/2))/(Vcm^(2/3));
    CalculoCoeficientetransferencia;%(Llamada al subprograma
"Calculocoeficientetransferencia")
    ke=Sh*(Dl2/10000)/Lo;

elseif (contents==3);
    Metanol; %(Llamada al subprograma "Metanol")
    MetodoHBT; %(Llamada al subprograma "MetodoHBT")
    ro=roHBT/1000;
    MetodoChung; %(Llamada al subprograma "MetodoChung")
    nu=nuestrella*36.344*((Mm*Tcm)^(1/2))/(Vcm^(2/3));
    CalculoCoeficientetransferencia; %(Llamada al subprograma
"Calculocoeficientetransferencia")
    ke=Sh*(Dl2/10000)/Lo;

```

```

else (contents==4);
    Calculocoeficientettransferenciasimple; ;%(Llamada al subprograma
"Calculocoeficientettransferenciasimple")
    ke=Sh*(Dl2/10000)/Lo;
end

bm=500;
i=0.0001;

%Calculo
y=zeros(t+1,n+1);cf=zeros(t+1,n+1);co=zeros(t+1,n+1);cm=zeros(t+1,n+1)
;
for k=1:t;
    for m=1:n;
        co(k,m)=Co;
    end
end

    Su=0; cu=0;
    %Bucle de betas
    for b=i:i:bm
        f=Dm-(ke*Lo/(2*b*(tan(b))));
        g=Dm-(ke*Lo/(2*(b+i)*(tan(b+i))));
        if sign(f) ~= sign(g),
            AjusteSoluciondelsumatorio; ;%(Llamada al subprograma
"AjusteSoluciondelsumatorio")
        end
    end
    %Bucle de tiempos
for k=1:t;
    %Bucle de posicion
    for m=1:n;
        J=((co(k,m)-cf(k,m))*Dm*Su*Ed*60*2)/Lo;
        va=100;
        contador=1;
        while contador>0
            cf(k,m+1)=cf(k,m)+(J*2*Np*((Lp*Ap)))/(Q*Ed);
            cm(k,m)=(cf(k,m)+cf(k,m+1))/2;
            J=((co(k,m)-cm(k,m))*Dm*Su*Ed*60*2)/Lo;
            if (abs((cf(k,m+1)-va)/cf(k,m+1))<0.0001)|(cf(k,m+1)==0)
                contador=0;
            else
                va=cf(k,m+1);
                contador=contador+1;
            end
        end
        co(k+1,m)=co(k,m)-(J*2*(Lp*Ap))/(Lp*Ap*Lo);
        if co(k+1,m)<0
            co(k+1,m)=0;
        end
        if cm(k,m+1)>s
            cm(k,m+1)=s;
        end
    end
end

    if k==1
        y(k,m)=(cf(k,m)*Q*Ed*Pmi)/(Co*Pmi*3.1416*((D/2)^2)*Ll*(1-e));
    else
        y(k,m)=((cf(k,m)*Q*Ed*Pmi)/(Co*Pmi*3.1416*((D/2)^2)*Ll*
(1-e)))+ y(k-1,m);
    end
end
end

```

AGUA

Mediante el subprograma "Agua" se introducen los datos necesarios de este componente, siempre y cuando el usuario lo seleccione como codisolvente desde la interfaz gráfica. A continuación se muestra la secuencia de comandos introducida.

```
Agua
%Introducción de variables

Pc1=217.6;
Tc1=647.3;
Vc1=56.0;
mu1=1.8;
M1=18.015;
k1=0.076;
Vestrella1=0.0436;
Wsrk1=0.3852;
W1=0.344;
R=0.082;
Tr1=T/Tc1;
```

ETANOL

Mediante el subprograma "Etanol" se introducen los datos necesarios de este componente, siempre y cuando el usuario lo seleccione como codisolvente desde la interfaz gráfica. A continuación se muestra la secuencia de comandos introducida.

```
Etanol
%Introducción de variables

Pc1=63.0;
Tc1=516.2;
Vc1=167.0;
mu1=1.7;
M1=46.069;
k1=0.175;
Vestrella1=0.1752;
Wsrk1=0.6378;
W1=0.635;
R=0.082;
Tr1=T/Tc1;
```

METANOL

Mediante el subprograma "Metanol" se introducen los datos necesarios de este componente, siempre y cuando el usuario lo seleccione como codisolvente desde la interfaz gráfica. A continuación se muestra la secuencia de comandos introducida.

```
Metanol
%Introducción de variables
```

```
Pc1=79.9;
Tc1=512.6;
Vc1=118.0;
mu1=1.7;
M1=32.042;
k1=0.215;
Vestrellal=0.1198;
Wsrk1=0.5536;
W1=0.559;
R=0.082;
Tr1=T/Tc1;
```


METODO HBT

Como ya se comentó en el apartado 1.2 del presente anexo, se aplicará el método HBT para estimar de la densidad de los sistemas disolventes seleccionados. A continuación se muestra la secuencia de comandos relativa a este método.

```

MetodoHBT
%Hankinson-Brost-Thomson
x2=1-x1;

%Reglas de mezclado.
Vestrella12porTc12=(Vestrella1*Tc1*Vestrella2*Tc2)^(1/2);
Vmestrella=(1/4)*(((x1*Vestrella1)+(x2*Vestrella2))+3*((x1*(Vestrella1^(2/3)))+(x2*(Vestrella2^(2/3))))*(x1*(Vestrella1^(1/3)))+(x2*(Vestrella2^(1/3)))));
TcmHBT=((x1*x1*Vestrella1*Tc1)+(x1*x2*Vestrella12porTc12)+(x2*x1*Vestrella12porTc12)+(x2*x2*Vestrella2*Tc2))/Vmestrella;
Wm=(x1*W1)+(x2*W2);
Pcm=((0.291-(0.080*Wm))*R*TcmHBT)/Vmestrella;
    %Calculo de Prm a partir de la ecuacion generalizada de Riedel.
    Trm=T/TcmHBT;
    alfa=35.0-(36.0/Trm)-(96.736*log10(Trm))+(Trm^6);
    Prm1=4.86601*(log10(Trm)+(0.03721754*alfa));
    Prm0=5.8031817*(log10(Trm)+(0.0760814*alfa));
    Prm=exp(Prm0+(Wm*Prm1));
Pom=Pcm*Prm;

%Calculo de Vsmedia.
aprima=-1.52816;      bprima=1.43907;      cprima=-0.81446;
dprima=0.190454;
eprima=-0.296123;    fprima=0.386914;    gprima=-0.0427258;
hprima=-0.0480645;

Vmestrellamedio=Vmestrella;
Wsrkm=(x1*Wsrk1)+(x2*Wsrk2);
VRdeltamedio=(eprima+(fprima*Trm)+(gprima*(Trm^2))+(hprima*(Trm^3)))/(Trm-1.00001);
VRceromedio=1+(aprima*((1-Trm)^(1/3)))+(bprima*((1-Trm)^(2/3)))+(cprima*(1-Trm))+(dprima*((1-Trm)^(4/3)));
Vsmedia=Vmestrellamedio*VRceromedio*(1-(Wsrkm*VRdeltamedio));

%Calculo del volumen molar.
aHBT=-9.070217;      bHBT=62.45326;
dHBT=-135.1102;     fHBT=4.79594;
gHBT=0.250047;      hHBT=1.14188;
jHBT=0.0861488;     kHBT=0.0344483;

cHBT=jHBT+(kHBT*Wsrkm);
eHBT=exp(fHBT+(gHBT*Wsrkm)+(hHBT*(Wsrkm^2)));
BetaHBT=(-1+(aHBT*((1-Trm)^(1/3)))+(bHBT*((1-Trm)^(2/3)))+(dHBT*(1-Trm)))+(eHBT*((1-Trm)^(4/3)))*Pcm;
Vmolar=Vsmedia*(1-(cHBT*log((BetaHBT+P)/(BetaHBT+Pom))));
roHBT=1/Vmolar;

```

METODO CHUNG

Como ya se comentó en el apartado 1.2 del presente anexo, se utilizará el método Chung para estimar de la viscosidad de los sistemas disolventes seleccionados. A continuación se muestra la secuencia de comandos relativa a este método.

```
MetodoChung
```

```
%Chung
```

```
%Introduccion de variables
```

```
y1=x1;
y2=x2;
omega1=W1;
omega2=W2;
```

```
%Reglas de mezclado y combinacion
```

```
a1=6.324;      b1=50.412;      c1=-51.68;      d1=1189;
a2=1.21E-03;  b2=-1.15E-03;   c2=-6.26E-03;   d2=0.03728;
a3=5.283;     b3=254.209;     c3=-168.48;     d3=3898;
a4=6.623;     b4=38.096;     c4=-8.464;      d4=31.42;
a5=19.745;    b5=7.63;       c5=-14.354;     d5=31.53;
a6=-1.9;      b6=-12.537;    c6=4.985;       d6=-18.15;
a7=24.275;    b7=3.45;       c7=-11.291;     d7=69.35;
a8=0.7972;    b8=1.117;     c8=0.01235;     d8=-4.117;
a9=-0.2382;   b9=0.0677;    c9=-0.8163;     d9=4.025;
a10=0.06863;  b10=0.3479;   c10=0.5926;     d10=-0.727;
```

```
k12=(k1*k2)^0.5;
km=(y1*y1*k1)+(y1*y2*k12)+(y2*y1*k12)+(y2*y2*k2);
delta1=(0.809*(Vc1^(1/3)))^3;
delta2=(0.809*(Vc2^(1/3)))^3;
delta12=(delta1*delta2)^(1/2);
deltam=(y1*y1*delta1)+(y1*y2*delta12)+(y2*y1*delta12)+(y2*y2*delta2);
mum=(deltam*((y1*y1*mul*mul*mul*mul/delta1)+(y1*y2*mul*mul*mu2*mu2/delta12)+(y2*y1*mu2*mu2*mul*mul/delta12)+(y2*y2*mu2*mu2*mu2*mu2/delta2)))^(1/4);
coef1=Tc1/1.2593;
coef2=Tc2/1.2593;
coef12=(coef1*coef2)^(1/2);
coefm=((y1*y1*coef1*delta1)+(y1*y2*coef12*delta12)+(y2*y1*coef12*delta12)+(y2*y2*coef2*delta2))/deltam;
Tcm=1.2593*coefm;
Vcm=((deltam)^(1/3))/0.809)^3;
mumr=131.3*mum/((Tcm*Vcm)^(1/2));
omega12=(omega1+omega2)/2;
omegam=((y1*y1*omega1*delta1)+(y1*y2*omega12*delta12)+(y2*y1*omega12*delta12)+(y2*y2*omega2*delta2))/deltam;
```

```

E1=a1+(b1*omegam)+(c1*(mumr^4))+(d1*km);
E2=a2+(b2*omegam)+(c2*(mumr^4))+(d2*km);
E3=a3+(b3*omegam)+(c3*(mumr^4))+(d3*km);
E4=a4+(b4*omegam)+(c4*(mumr^4))+(d4*km);
E5=a5+(b5*omegam)+(c5*(mumr^4))+(d5*km);
E6=a6+(b6*omegam)+(c6*(mumr^4))+(d6*km);
E7=a7+(b7*omegam)+(c7*(mumr^4))+(d7*km);
E8=a8+(b8*omegam)+(c8*(mumr^4))+(d8*km);
E9=a9+(b9*omegam)+(c9*(mumr^4))+(d9*km);
E10=a10+(b10*omegam)+(c10*(mumr^4))+(d10*km);

```

```

M12=2*M1*M2/(M1+M2);
Mm=((y1*y1*coef1*(delta1^(2/3))*(M1^(1/2)))+(y1*y2*coef12*(delta12^(2/3))*(M12^(1/2)))+(y2*y1*coef12*(delta12^(2/3))*(M12^(1/2)))+(y2*y2*coef2*(delta2^(2/3))*(M2^(1/2)))/(coefm*(deltam^(2/3)))^2;

```

%Ecuaciones

```

Fc=1-(0.2756*omegam)+(0.059035*(mumr^4))+km;
Testrella=T/coefm;
omegav=(1.16145*(Testrella^(-0.14874)))+(0.52487*(exp(-0.77320*Testrella)))+(2.16178*(exp(-2.43787*Testrella)));
x=(ro*Vcm)/(Mm*6);
G1=(1-(0.5*x))/((1-x)^3);
G2=(E1*((1-(exp(-E4*x)))/x)+(E2*G1*exp(E5*x)))+(E3*G1)/((E1*E4)+E2+E3);
nudobleestrella=E7*(x^2)*G2*exp(E8+(E9*(Testrella^(-1)))+(E10*(Testrella^(-2))));
nuestrella=((Testrella^(1/2))/omegav)*(Fc*((G2^(-1)))+(E6*x)))+nudobleestrella;

```

CÁLCULO COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE MATERIA

El subprograma "CalculoCoeficientetransferencia" utiliza la ecuación de Wilke-Chang y la de Tan y Col para el despeje del coeficiente de transferencia de materia. A continuación se muestra la secuencia de comandos relativa a este subprograma.

```
CalculoCoeficientetransferencia
%Ecuacion de Wilke-Chang

D12=(0.000000074*((km*Mm)^0.5)*T)/(nu*(Vmolarsoluto^0.6));

%Tan y col (1988)

Re=((ro*1000000)*((Q/(3.1416*((D/2)^2)))/60)*D)/(nu/10000000);
Sc=(nu/10000000)/((ro*1000000)*(D12/10000));
Sh=0.38*(Re^0.83)*(Sc^(1/3));

%Definicion del numero de Sherwood y despeje del coeficiente de
transferencia en "Calculo"
```

CÁLCULO COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE MATERIA SIN CODISOLVENTES

El subprograma "CalculoCoeficientetransferenciasimple" utiliza la ecuación de Wilke-Chang y la de Tan y Col para el despeje del coeficiente de transferencia de materia, siempre que no se utilicen codisolventes. A continuación se muestra la secuencia de comandos relativa a este subprograma.

```
CalculoCoeficientetransferencia
%Ecuacion de Wilke-Chang

D12=(0.000000074*((k2*M2)^0.5)*T)/(nu2*(Vmolarsoluto^0.6));

%Tan y col (1988)

Re=((ro2*1000000)*((Q/(3.1416*((D/2)^2)))/60)*D)/(nu2/10000000);
Sc=(nu2/10000000)/((ro2*1000000)*(D12/10000));
Sh=0.38*(Re^0.83)*(Sc^(1/3));

%Definicion del numero de Sherwood y despeje del coeficiente de
transferencia en "Calculo"
```

AJUSTE PARA SOLUCIÓN DEL SUMATORIO

El subprograma "AjusteSolucionesumatorio" permitirá particularizar para el sistema de extracción particular. A continuación se muestra la secuencia de comandos relativa a este subprograma.

AjusteSolucionesumatorio

```
cu=cu+1;
bn=(2*b+i)/2;
Su=Su+2*((bn*2*((sin(bn)*(sin(bn))))/(bn+(cos(bn)*sin(bn))))*(exp((-
1)*((bn*2/Lo)^2)*(Dm*Ed*60))));
```

DOCUMENTO

4

ANEXOS

***II. TABLAS Y
FIGURAS.***

ANEXO 2: TABLAS Y FIGURAS.

2.1. DIAGRAMA T-S PARA EL CO₂

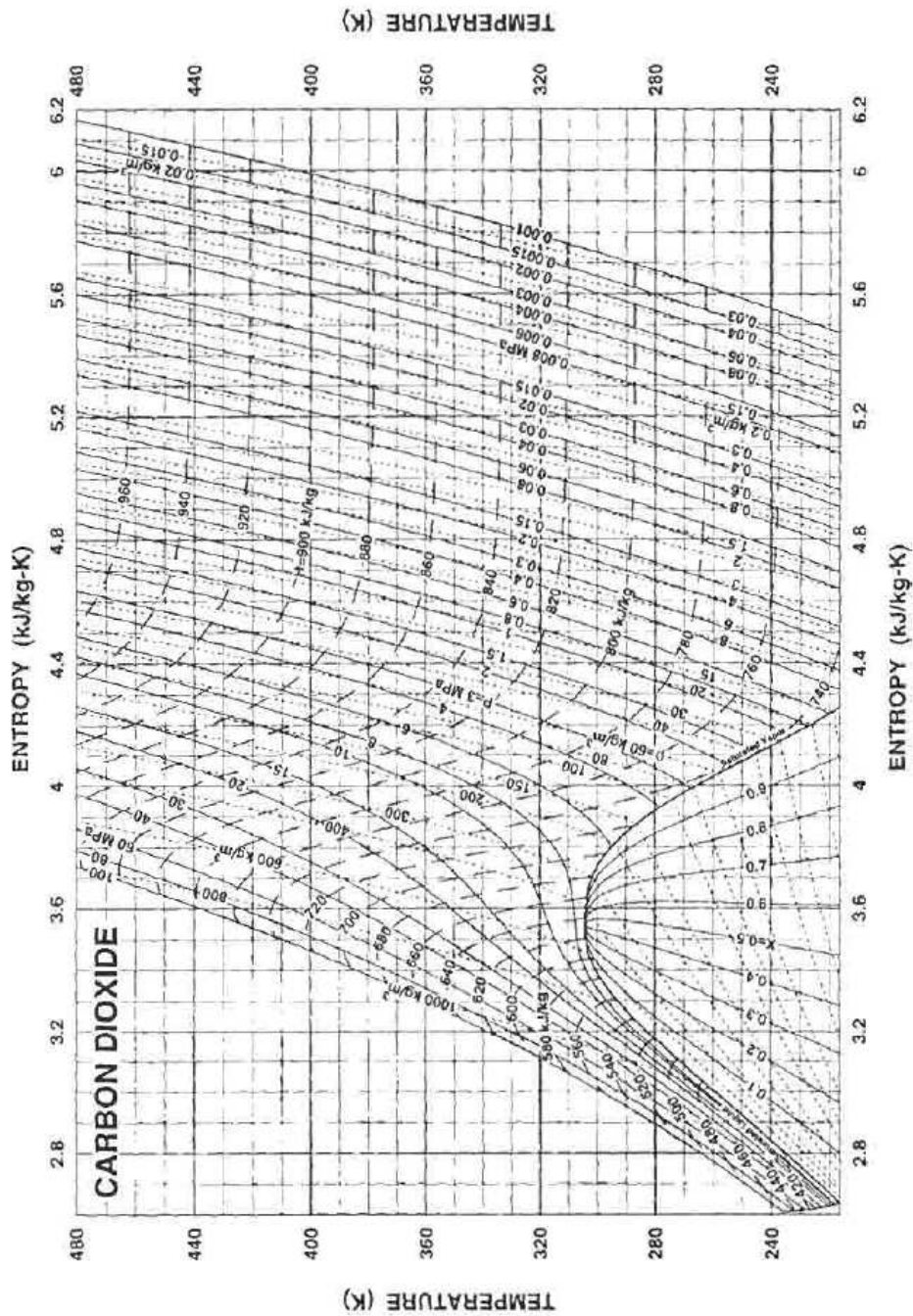


Figura 2.1. Diagrama T-S para el CO₂ (Cengel&Boles, 2001).

2.2. DIGRAMA T-S PARA UN PROCESO DE EXTRACCIÓN SUPERCRÍTICA MODELO

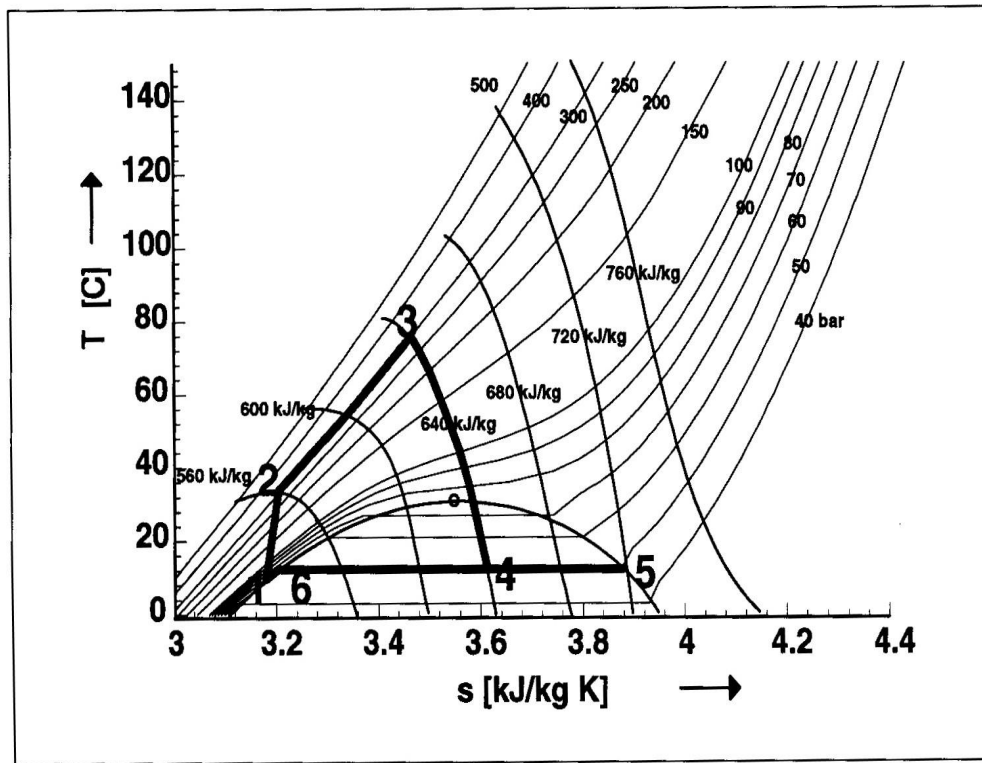


Fig. . Pump process for a solvent circuit of a gas extraction process in a T,S-diagram.

- | | |
|---|--|
| 1 = subcooled liquid solvent; | 6 → 5 = evaporation; |
| 1 → 2 = pumping to extraction pressure; | 5 = precipitation; |
| 2 → 3 = isobaric heating; | 6 = separation of condensed extract phase; |
| 3 = extraction; | 5 → 6 = condensation; |
| 3 → 4 = isenthalpic throttling; | 6 → 1 = subcooling. |
| 4 → 5 = evaporation; | |

Figura 2.2. Diagrama T-S para un proceso de extracción supercrítica modelo (Bruner, 2004).

2.3. ESFUERZO PERMISIBLE EN LOS MATERIALES

Material	Especificación	N.º P (23)	Grado	Clase	Factor, E	Resistencia mínima a la tensión, kip/in ²	Límite elástico mínimo kip/in ²	Notas	Temperatura mínima, (18)	Temperatura mínima a 100
Hierro										
Tubería de colado centrífugo	FS-WW-P421c AWWA C106 AWWA C108							8, 10, 17 8, 10, 17 8, 10, 17	-20 -20 -20	6.0 6.0 6.0
Acero al carbono										
Tubo y tuberías sin costura	A53 A53 A106 A106 A120 A333 A333 API 5L API 5L API 5LX API 5LX API 5LX API 5LX	1 1 1 1 1 1 1 1 1 1 1 1	A B A B C I 6 A B X24 X46 X52 X52	Tipo S Tipo S		48.0 60.0 48.0 60.0 70.0	30.0 35.0 30.0 35.0 40.0	1, 2 1, 2 2 2 2 21 2 1, 2 1, 2 37, 38 37, 38 37, 38 37, 38	-20 -20 -20 -20 -20 -20 -20 -20 -20 -20 -20 -20	16.0 20.0 16.0 20.0 23.3 12.0 18.3 20.0 16.0 20.0 20.0 21.0 22.0 24.0
Tubería soldada con resistencia eléctrica	A53 A53 A120 A135 A135 A333 A333 A587 API 5L API 5L API 5L API 5L API 5LX API 5LX API 5LX API 5LX	1 1 1 1 1 1 1 1 1 1 1 1 1 1 1 1 1	A B A B I 6 A A25 A B SP2 SP3 SP3 SP3 X52	Tipo E Tipo E	0.85 0.85 0.85 0.85 0.85 0.85 0.85 0.85 0.85 0.85 0.85 0.85 0.85 0.85 0.85 0.85	48.0 60.0 48.0 60.0 55.0 60.0 48.0 45.0 48.0 60.0 60.0 63.0 66.0 72.0	30.0 35.0 30.0 35.0 30.0 35.0 30.0 25.0 30.0 35.0 42.0 46.0 52.0 52.0	1, 2 1, 2 21 1, 2 1, 2 1, 2 1, 2 1, 2 1, 2 37, 38 37, 38 37, 38 37, 38 37, 38	-20 -20 -20 -20 -20 -20 -20 -20 -20 -20 -20 -20 -20 -20	13.6 17.0 10.2 13.6 17.0 15.6 17.0 13.6 12.8 13.6 17.0 17.0 17.9 18.7 20.4
Tubería soldada con fusión eléctrica (costura recta)	A570 GR A A570 GR B A570 GR C A570 GR D A570 GR E	A134 A134 A134 A134 A134	1 1 1 1 1		0.74 0.74 0.74 0.74 0.74	45.0 49.0 52.0 55.0 58.0	25.0 30.0 33.0 40.0 42.0	5, 21 5, 21 5, 21 5, 21 5, 21	-20 -20 -20 -20 -20	11.1 12.1 12.8 13.6 14.3
Acero de baja y mediana aleación										
Tubería sin costura	3 1/2 Ni 3/4 Cr, 3/4 Ni, Cu, Al 2 1/4 Ni 9 Ni C, 1/2 Mo 5 Cr, 1/2 Mo 1 1/4 Cr, 1/2 Mo 2 1/4 Cr, 1 Mo	A333 A333 A333 A333 A335 A335 A335 A335	9B 4 9A 11A-SG1 3 5 4 5	3 4 7 8 PI PS P11 P22		65.0 60.0 65.0 100.0 55.0 60.0 60.0 60.0	35.0 35.0 35.0 75.0 30.0 30.0 30.0 30.0	40 3	-150 -100 -320 -20 -20 -20 -20	21.7 20.0 21.7 31.7 18.3 20.0 20.0 20.0
Acero inoxidable										
Tubos y tubería sin costura	Tubería 18 Cr, 8 Ni Tubería 18 Cr, 8 Ni Tubería 18 Cr, 8 Ni Tubería 25 Cr, 20 Ni Tubería 16 Cr, 12 Ni, 2 Mo Tubería 16 Cr, 12 Ni, 2 Mo Tubería 16 Cr, 12 Ni, 2 Mo Tubería 18 Cr, 10 Ni, Cb Tubería 18 Cr, 10 Ni, Cb	A312 A312 A312 A312 A312 A312 A312 A312 A312	8 8 8 8 8 8 8 8 8	TP304 TP304H TP304L TP310 TP316 TP316H TP316H TP316L TP347 TP347H		75.0 75.0 70.0 75.0 75.0 75.0 75.0 75.0 75.0	30.0 30.0 25.0 30.0 30.0 30.0 30.0 25.0 30.0	7, 14, 16, 20 16 -425 19, 24, 32 6, 19, 24, 32 14, 16 16 -425 7, 14	-425 -325 -425 -325 -325 -325 -325 -425 -425	20.0 20.0 16.7 20.0 20.0 20.0 20.0 16.7 20.0 20.0
Tubería de colado centrífugo	18 Cr, 8 Ni 18 Cr, 10 Ni, 2 Mo 18 Cr, 10 Ni, Cb 15 Cr, 13 Ni, 2 Mo, Cb 23 Cr, 13 Ni 23 Cr, 13 Ni 25 Cr, 20 Ni 18 Cr, 8 Ni 16 Cr, 12 Ni, 2 Mo 18 Cr, 10 Ni, Cb	A451 A451 A451 A451 A451 A451 A451 A452 A452 A452	8 8 8 8 8 8 8 8 8 8	CPF8 CPF8M CPF8C CPF10MC CPH8 CPH10 CPH20 CPK20 TP304H TP316H TP347H	0.90 0.90 0.90 0.90 0.90 0.90 0.90 0.90 0.85 0.85 0.85	70.0 70.0 70.0 70.0 65.0 70.0 65.0 75.0 75.0 75.0	30.0 30.0 30.0 30.0 28.0 30.0 28.0 30.0 30.0 30.0	14, 15, 16 14, 15, 16 7, 14, 15 7, 11, 14, 15 11, 14, 15, 19 9, 11, 14, 15, 19, 24 14, 15, 19, 24 15, 16 15, 16 15	-425 -425 -325 -325 -325 -325 -325 -325 -325 -325 -325	18.0 18.0 18.0 18.0 16.8 18.0 16.8 17.0 17.0 17.0 17.0

Tabla 2.3. Esfuerzo permisible para materiales (Perry, 2001).

2.4. VALORES DEL COEFICIENTE Y

TABLA **Valores del coeficiente Y cuando t es menor a $D/6$ ***

Materiales	Temperaturas, °C (°F)					
	485 (900) e inferior	510 (950)	540 (1.000)	560 (1.050)	595 (1.100)	620 (1.150) y superior
Aceros ferríticos	0,4	0,5	0,7	0,7	0,7	0,7
Aceros austeníticos	0,4	0,4	0,4	0,4	0,5	0,7
Otros metales dúctiles	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4
Hierro colado	0,0					

* Extraída de ANSI B31.3-1980, con permiso de su editor, American Society of Mechanical Engineers, New York.

Tabla 2.4. Valores del coeficiente Y (Perry, 2001).

2.5. CABEZALES TORIESFÉRICOS Y ELÍPTICOS

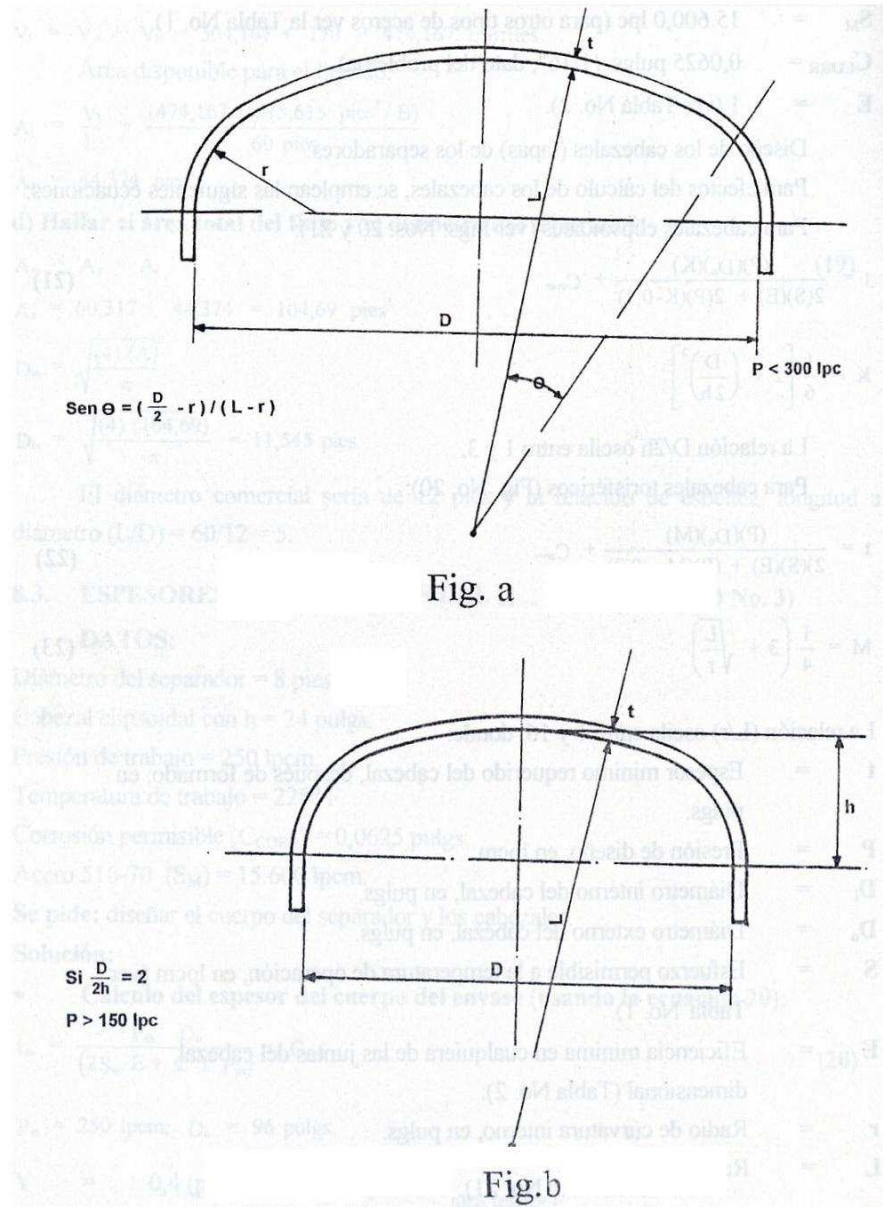
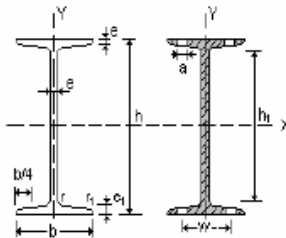


Figura 2.5. a) Cabezales torisféricos; b) Cabezales elipsoidales (Marcías, 1997).

2.6. PERFILES IPN

Perfiles IPN



A = Area de la sección
 S_x = Momento estático de media sección, respecto a X.
 I_x = Momento de inercia de la sección, respecto a X.
 $W_x = 2I_x : h$. Módulo resistente de la sección, respecto a X.
 $i_x = (I_x : A)^{1/2}$. Radio de giro de la sección, respecto a X.
 I_y = Momento de inercia de la sección, respecto a Y.
 $W_y = 2I_y : b$. Módulo resistente de la sección, respecto a Y.
 $i_y = (I_y : A)^{1/2}$. Radio de giro de la sección, respecto a Y

I_t = Módulo de torsión de la sección.
 I_a = Módulo de alabeo de la sección.
 u = Perímetro de la sección.
 a = Diámetro del agujero del roblón normal.
 w = Gramil, distancia entre ejes de agujeros.
 h_1 = Altura de la parte plana del alma.
 e_2 = Espesor del ala en el eje del agujero.
 p = Peso por metro.

Perfu	Dimensiones							Términos de sección										Agujeros			Pe so p kp/ m
	h m m	b m m	e = r m m	e ₁ m m	r ₁ m m	h ₁ m m	u mm	A cm ²	S _x cm ³	I _x cm ⁴	W _x cm ³	i _x cm	I _y cm ⁴	W _y cm ³	i _y cm	I _t cm ⁴	I _a cm ⁶	w m m	a m m	e ₂ mm	
IPN 80	80	42	3,9	5,9	2,3	69	304	7,58	11,4	77,8	19,5	3,20	6,29	3,00	0,91	0,93	87,5	22	-	4,43	5,96
IPN 100	100	60	4,5	6,8	2,7	75	370	10,6	19,9	171	34,2	4,01	12,2	4,88	1,07	1,72	268	28	-	5,05	8,32
IPN 120	120	68	5,1	7,7	3,1	92	439	14,2	31,8	328	54,7	4,81	21,5	7,41	1,23	2,92	685	32	-	5,67	11,2
IPN 140	140	66	5,7	8,6	3,4	109	502	18,3	47,7	573	81,9	5,61	35,2	10,7	1,40	4,66	1540	34	11	6,29	14,4
IPN 160	160	74	6,3	9,5	3,8	125	575	22,8	68,0	935	117	6,40	54,7	14,8	1,55	7,08	3138	40	11	6,91	17,9
IPN 180	180	82	6,9	10,4	4,1	142	640	27,9	93,4	1450	161	7,20	81,3	19,8	1,71	10,3	5924	44	13	7,53	21,9
IPN 200	200	90	7,5	11,3	4,5	159	709	33,5	125	2140	214	8,00	117	26,0	1,87	14,6	10520	48	13	8,15	26,3
IPN 220	220	98	8,1	12,2	4,9	175	775	39,6	162	3060	278	8,80	162	33,1	2,02	20,1	17760	52	13	8,77	31,1
IPN 240	240	106	8,7	13,1	5,2	192	844	46,1	206	4250	354	9,69	221	41,7	2,20	27,0	28730	56	17	9,39	36,2
IPN 260	260	113	9,4	14,1	5,6	208	906	53,4	257	5740	442	10,4	288	51,0	2,32	36,1	44070	60	17	10,15	41,9
IPN 280	280	119	10,1	15,2	6,1	225	966	61,1	316	7590	542	11,1	364	61,2	2,45	47,8	64580	62	17	11,04	48,0
IPN 300	300	125	10,8	16,2	6,5	241	1030	69,1	381	9800	653	11,9	451	72,2	2,56	61,2	91850	64	21	11,83	54,2
IPN 320	320	131	11,5	17,3	6,9	257	1090	77,8	457	12510	782	12,7	555	84,7	2,67	78,2	128800	70	21	12,72	61,1
IPN 340	340	137	12,2	18,3	7,3	274	1150	86,8	540	15700	923	13,5	674	98,4	2,80	97,5	176300	74	21	13,51	68,1
IPN 360	360	143	13,0	19,5	7,8	290	1210	97,1	638	19610	1090	14,2	818	114	2,90	123	240100	76	23	14,50	76,2
IPN 380	380	149	13,7	20,5	8,2	306	1270	107	741	24010	1260	15,0	975	131	3,02	150	318700	82	23	15,29	84,0
IPN 400	400	155	14,4	21,6	8,6	323	1330	118	857	29210	1460	15,7	1160	149	3,13	183	419600	86	23	16,18	92,6
IPN 450	450	170	16,2	24,3	9,7	363	1478	147	1200	45850	2040	17,7	1730	203	3,43	288	791100	94	25	18,35	115
IPN 500	500	185	18,0	27	10,8	404	1626	180	1620	68740	2750	19,6	2480	268	3,72	449	1403000	100	28	20,53	141
IPN 550	550	200	19,0	30	11,9	445	1787	213	2120	99180	3610	21,6	3490	349	4,02	618	2389000	110	28	23,0	167
IPN 600	600	215	21,6	32,4	13	485	1924	254	2730	139000	4630	23,4	4670	443	4,30	875	3821000	120	28	24,88	199

Tabla 2.6. Perfiles IPN (UNE 36.521).

2.7. COEFICIENTES DE PANDEO DEL ACERO.

Tipo de acero	COEFICIENTE DE PANDEO DEL ACERO										
	λ	Coeficiente ω de pandeo función de la esbeltez λ									
		0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
A42	20	1,02	1,02	1,02	1,02	1,02	1,03	1,03	1,03	1,03	1,04
	30	1,04	1,04	1,04	1,05	1,05	1,05	1,06	1,06	1,07	1,07
	40	1,07	1,08	1,08	1,09	1,09	1,10	1,10	1,11	1,12	1,12
	50	1,13	1,14	1,14	1,15	1,16	1,17	1,18	1,19	1,20	1,21
	60	1,22	1,23	1,24	1,25	1,26	1,27	1,29	1,30	1,31	1,33
	70	1,34	1,36	1,37	1,39	1,40	1,42	1,44	1,46	1,47	1,49
	80	1,51	1,53	1,55	1,57	1,60	1,62	1,64	1,66	1,69	1,71
	90	1,74	1,76	1,79	1,81	1,84	1,86	1,89	1,92	1,95	1,98
	100	2,01	2,03	2,06	2,09	2,13	2,16	2,19	2,22	2,25	2,29
	110	2,32	2,35	2,39	2,42	2,46	2,49	2,53	2,56	2,60	2,64
	120	2,67	2,71	2,75	2,79	2,82	2,86	2,90	2,94	2,98	3,02
	130	3,06	3,11	3,15	3,19	3,23	3,27	3,32	3,36	3,40	3,45
	140	3,49	3,54	3,58	3,63	3,67	3,72	3,77	3,81	3,86	3,91
	150	3,96	4,00	4,05	4,10	4,15	4,20	4,25	4,30	4,35	4,40
	160	4,45	4,51	4,56	4,61	4,66	4,72	4,77	4,82	4,88	4,93
	170	4,99	5,04	5,10	5,15	5,21	5,26	5,32	5,38	5,44	5,49
	180	5,55	5,61	5,67	5,73	5,79	5,85	5,91	5,97	6,03	6,09
	190	6,15	6,21	6,27	6,34	6,40	6,46	6,53	6,59	6,65	6,72
	200	6,78	6,85	6,91	6,98	7,05	7,11	7,18	7,25	7,31	7,38
	210	7,45	7,52	7,59	7,66	7,72	7,79	7,86	7,93	8,01	8,08
220	8,15	8,22	8,29	8,36	8,44	8,51	8,58	8,66	8,73	8,80	
230	8,88	8,95	9,03	9,11	9,18	9,26	9,33	9,41	9,49	9,57	
240	9,64	9,72	9,80	9,88	9,96	10,04	10,12	10,20	10,28	10,36	
250	10,44										

Tabla 2.7. Coeficiente de pandeo del acero A42 (NBE EA-95).

2.8. VOLUMEN DE CILINDROS HORIZONTALES PARCIALMENTE LLENOS

h/D	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
.00	.000000	.000053	.000151	.000279	.000429	.000600	.000788	.000992	.001212	.001445
.01	.001692	.001952	.002223	.002507	.002800	.003104	.003419	.003743	.004077	.004421
.02	.004773	.005134	.005503	.005881	.006267	.006660	.007061	.007470	.007886	.008310
.03	.008742	.009179	.009625	.010076	.010534	.010999	.011470	.011947	.012432	.012920
.04	.013417	.013919	.014427	.014940	.015459	.015985	.016515	.017052	.017593	.018141
.05	.018692	.019250	.019813	.020382	.020955	.021533	.022115	.022703	.023296	.023894
.06	.024496	.025103	.025715	.026331	.026952	.027578	.028208	.028842	.029481	.030124
.07	.030772	.031424	.032081	.032740	.033405	.034073	.034747	.035423	.036104	.036789
.08	.037478	.038171	.038867	.039569	.040273	.040981	.041694	.042410	.043129	.043852
.09	.044579	.045310	.046043	.046782	.047523	.048268	.049017	.049763	.050524	.051283
.10	.052044	.052810	.053579	.054351	.055126	.055905	.056688	.057474	.058262	.059054
.11	.059850	.060648	.061449	.062253	.063062	.063872	.064687	.065503	.066323	.067147
.12	.067972	.068802	.069633	.070469	.071307	.072147	.072991	.073836	.074686	.075539
.13	.076393	.077251	.078112	.078975	.079841	.080709	.081581	.082456	.083332	.084212
.14	.085094	.085979	.086866	.087756	.088650	.089545	.090443	.091343	.092246	.093153
.15	.094061	.094971	.095884	.096799	.097717	.098638	.099560	.100486	.101414	.102343
.16	.103275	.104211	.105147	.106087	.107029	.107973	.108920	.109869	.110820	.111773
.17	.112728	.113686	.114646	.115607	.116572	.117538	.118506	.119477	.120450	.121425
.18	.122403	.123382	.124364	.125347	.126333	.127321	.128310	.129302	.130296	.131292
.19	.132290	.133291	.134292	.135296	.136302	.137310	.138320	.139332	.140345	.141361
.20	.142378	.143398	.144419	.145443	.146468	.147494	.148524	.149554	.150587	.151622
.21	.152659	.153697	.154737	.155779	.156822	.157867	.158915	.159963	.161013	.162066
.22	.163120	.164176	.165233	.166292	.167353	.168416	.169480	.170546	.171613	.172682
.23	.173753	.174825	.175900	.176976	.178053	.179131	.180212	.181294	.182378	.183463
.24	.184550	.185639	.186729	.187820	.188912	.190007	.191102	.192200	.193299	.194400
.25	.195501	.196604	.197709	.198814	.199922	.201031	.202141	.203253	.204368	.205483
.26	.206600	.207718	.208837	.209957	.211079	.212202	.213326	.214453	.215580	.216708
.27	.217839	.218970	.220102	.221235	.222371	.223507	.224645	.225783	.226924	.228065
.28	.229209	.230352	.231498	.232644	.233791	.234941	.236091	.237242	.238395	.239548
.29	.240703	.241859	.243016	.244173	.245333	.246494	.247655	.248819	.249983	.251148
.30	.252315	.253483	.254652	.255822	.256992	.258165	.259338	.260512	.261687	.262863
.31	.264039	.265218	.266397	.267578	.268760	.269942	.271126	.272310	.273495	.274682
.32	.275869	.277058	.278247	.279437	.280627	.281820	.283013	.284207	.285401	.286598
.33	.287795	.288992	.290191	.291390	.292591	.293793	.294995	.296198	.297403	.298608
.34	.299814	.301021	.302228	.303438	.304646	.305857	.307068	.308280	.309492	.310705
.35	.311918	.313134	.314350	.315566	.316783	.318001	.319219	.320439	.321660	.322881
.36	.324104	.325326	.326550	.327774	.328999	.330225	.331451	.332678	.333905	.335134
.37	.336363	.337593	.338823	.340054	.341286	.342519	.343751	.344985	.346220	.347455
.38	.348690	.349926	.351164	.352402	.353640	.354879	.356119	.357359	.358599	.359840
.39	.361082	.362325	.363568	.364811	.366056	.367300	.368545	.369790	.371036	.372282
.40	.373530	.374778	.376026	.377275	.378524	.379774	.381024	.382274	.383526	.384778
.41	.386030	.387283	.388537	.389790	.391044	.392298	.393553	.394808	.396063	.397320
.42	.398577	.399834	.401092	.402350	.403608	.404866	.406125	.407384	.408645	.409904
.43	.411165	.412426	.413687	.414949	.416211	.417473	.418736	.419998	.421261	.422525
.44	.423788	.425052	.426316	.427582	.428846	.430112	.431378	.432645	.433911	.435178
.45	.436445	.437712	.438979	.440246	.441514	.442782	.444050	.445318	.446587	.447857
.46	.449125	.450394	.451663	.452932	.454201	.455472	.456741	.458012	.459283	.460554
.47	.461825	.463096	.464367	.465638	.466910	.468182	.469453	.470725	.471997	.473269
.48	.474541	.475814	.477086	.478358	.479631	.480903	.482176	.483449	.484722	.485995
.49	.487269	.488542	.489814	.491087	.492360	.493633	.494906	.496179	.497452	.498726

Tabla 2.8. Volumen de cilindros horizontales parcialmente llenos (Marcías, 1997).

h/D	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
.50	.500000	.501274	.502548	.503821	.505094	.506367	.507640	.508913	.510186	.511458
.51	.512731	.514005	.515278	.516551	.517824	.519097	.520369	.521642	.522914	.524186
.52	.525459	.526731	.528003	.529275	.530547	.531818	.533090	.534362	.535633	.536904
.53	.538175	.539446	.540717	.541988	.543259	.544528	.545799	.547068	.548337	.549606
.54	.550875	.552143	.553413	.554682	.555950	.557218	.558486	.559754	.561021	.562288
.55	.563555	.564822	.566089	.567355	.568622	.569888	.571154	.572418	.573684	.574948
.56	.576212	.577475	.578739	.580002	.581264	.582527	.583789	.585051	.586313	.587574
.57	.588835	.590096	.591355	.592616	.593875	.595134	.596392	.597650	.598908	.600166
.58	.601423	.602680	.603937	.605192	.606447	.607702	.608956	.610210	.611463	.612717
.59	.613970	.615222	.616474	.617726	.618976	.620226	.621476	.622725	.623974	.625222
.60	.626470	.627718	.628964	.630210	.631455	.632700	.633944	.635189	.636432	.637675
.61	.638918	.640160	.641401	.642641	.643881	.645121	.646360	.647598	.648836	.650074
.62	.651310	.652545	.653780	.655015	.656249	.657481	.658714	.659946	.661177	.662407
.63	.663637	.664866	.666095	.667322	.668549	.669775	.671001	.672226	.673450	.674674
.64	.675896	.677119	.678340	.679561	.680781	.681999	.683217	.684434	.685650	.686866
.65	.688082	.689295	.690508	.691720	.692932	.694143	.695354	.696562	.697772	.698979
.66	.700186	.701392	.702597	.703802	.705005	.706207	.707409	.708610	.709809	.711008
.67	.712205	.713402	.714599	.715793	.716987	.718180	.719373	.720563	.721753	.722942
.68	.724131	.725318	.726505	.727690	.728874	.730058	.731240	.732422	.733603	.734782
.69	.735961	.737137	.738313	.739488	.740662	.741835	.743008	.744178	.745348	.746517
.70	.747685	.748852	.750017	.751181	.752345	.753506	.754667	.755827	.756984	.758141
.71	.759297	.760452	.761605	.762758	.763909	.765059	.766209	.767356	.768502	.769648
.72	.770791	.771935	.773076	.774217	.775355	.776493	.777629	.778765	.779898	.781030
.73	.782161	.783292	.784420	.785547	.786674	.787798	.788921	.790043	.791163	.792282
.74	.793400	.794517	.795632	.796747	.797859	.798969	.800078	.801186	.802291	.803396
.75	.804499	.805600	.806701	.807800	.808898	.809993	.811088	.812180	.813271	.814361
.76	.815450	.816537	.817622	.818706	.819788	.820869	.821947	.823024	.824100	.825175
.77	.826247	.827318	.828387	.829454	.830520	.831584	.832647	.833708	.834767	.835824
.78	.836880	.837934	.838987	.840037	.841085	.842133	.843178	.844221	.845263	.846303
.79	.847341	.848378	.849413	.850446	.851476	.852506	.853532	.854557	.855581	.856602
.80	.857622	.858639	.859655	.860668	.861680	.862690	.863698	.864704	.865708	.866709
.81	.867710	.868708	.869704	.870698	.871690	.872679	.873667	.874653	.875636	.876618
.82	.877597	.878575	.879550	.880523	.881494	.882462	.883428	.884393	.885354	.886314
.83	.887272	.888227	.889180	.890131	.891080	.892027	.892971	.893913	.894853	.895789
.84	.896725	.897657	.898586	.899514	.900440	.901362	.902283	.903201	.904116	.905029
.85	.905939	.906847	.907754	.908657	.909557	.910455	.911350	.912244	.913134	.914021
.86	.914906	.915788	.916668	.917544	.918419	.919291	.920159	.921025	.921888	.922749
.87	.923607	.924461	.925314	.926164	.927009	.927853	.928693	.929531	.930367	.931198
.88	.932028	.932853	.933677	.934497	.935313	.936128	.936938	.937747	.938551	.939352
.89	.940150	.940946	.941738	.942526	.943312	.944095	.944874	.945649	.946421	.947190
.90	.947956	.948717	.949476	.950232	.950983	.951732	.952477	.953218	.953957	.954690
.91	.955421	.956148	.956871	.957590	.958306	.959019	.959727	.960431	.961133	.961829
.92	.962522	.963211	.963896	.964577	.965253	.965927	.966595	.967260	.967919	.968576
.93	.969228	.969876	.970519	.971158	.971792	.972422	.973048	.973669	.974285	.974897
.94	.975504	.976106	.976704	.977297	.977885	.978467	.979045	.979618	.980187	.980750
.95	.981308	.981859	.982407	.982948	.983485	.984015	.984541	.985060	.985573	.986081
.96	.986583	.987080	.987568	.988053	.988530	.989001	.989466	.989924	.990375	.990821
.97	.991258	.991690	.992114	.992530	.992939	.993340	.993733	.994119	.994497	.994866
.98	.995227	.995579	.995923	.996257	.996581	.996896	.997200	.997493	.997777	.998048
.99	.998308	.998555	.998788	.999008	.999212	.999400	.999571	.999721	.999849	.999947
1.00	1.000000									

Tabla 2.8 (Continuación). Volumen de cilindros horizontales parcialmente llenos (Marcías, 1997).

2.9. DETALLE BOCA DE HOMBRE.

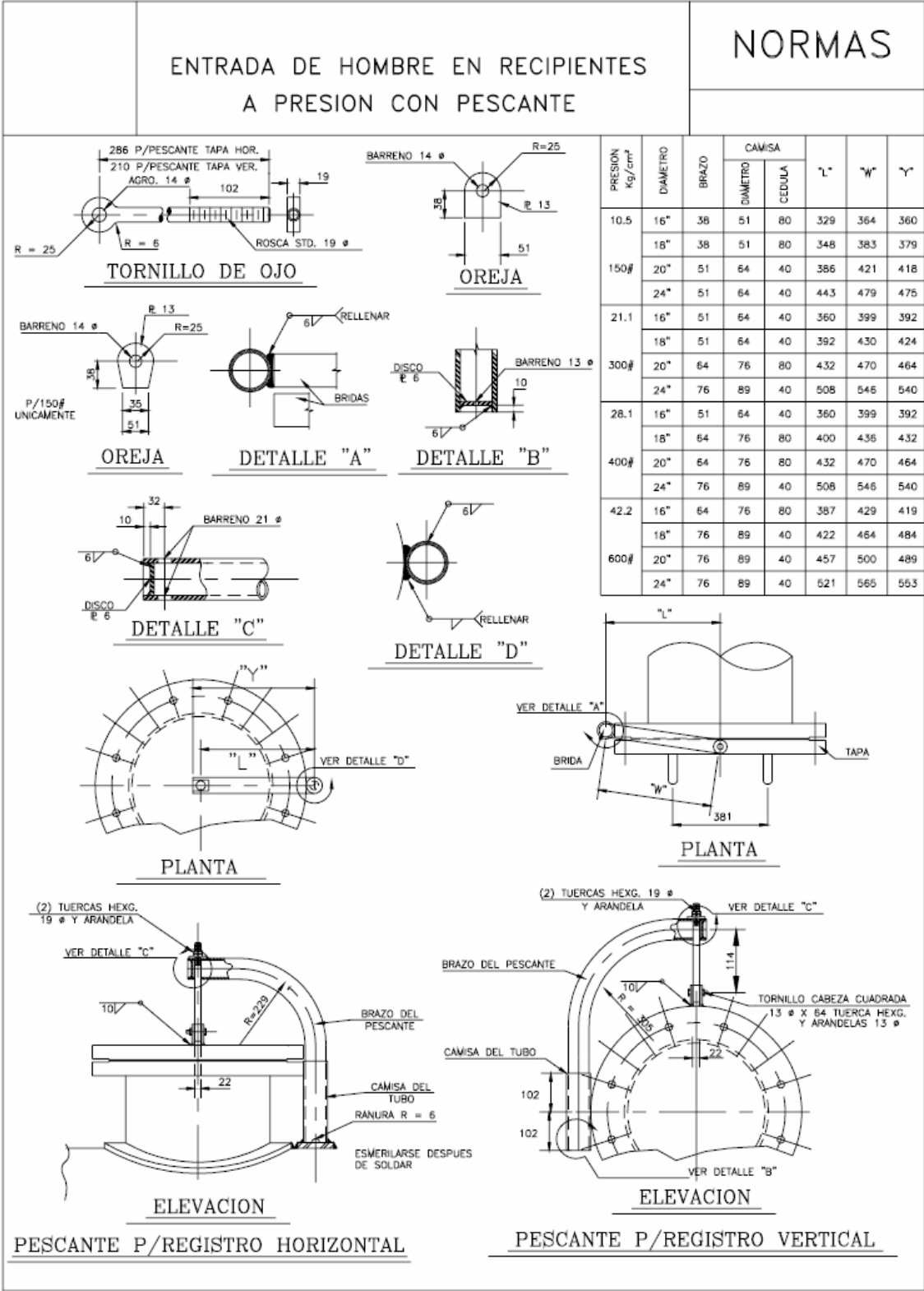


Figura 2.9. Detalle entrada de hombre en recipientes a presión (INTERQUISA, 2001).

2.10. PROPIEDADES DE LOS TUBOS DE ACERO.

Tamaño nominal de tubería, in	Diámetro externo, in	Número de cédula	Espesor de pared, in	Diámetro interno, in	Área de la sección transversal		Circunferencia, ft, o superficie, ft ² /ft, de longitud		Capacidad a una velocidad de 1 ft/s		Peso de tubería de extremos lisos, lb/ft
					Metal, in ²	Flujo, ft ²	Externo	Interno	U.S., gal/min	lb/h de agua	
1/8	0,405	10S	0,049	0,307	0,055	0,00051	0,106	0,0804	0,231	115,5	0,19
		40ST, 40S	0,068	0,269	0,072	0,00040	0,106	0,0705	0,179	89,5	0,24
		80XS, 80S	0,095	0,215	0,093	0,00025	0,106	0,0563	0,113	56,5	0,31
1/4	0,540	10S	0,065	0,410	0,097	0,00092	0,141	0,107	0,412	206,5	0,33
		40ST, 40S	0,088	0,364	0,125	0,00072	0,141	0,095	0,323	161,5	0,42
		80XS, 80S	0,119	0,302	0,157	0,00050	0,141	0,079	0,224	112,0	0,54
3/8	0,675	10S	0,065	0,545	0,125	0,00162	0,177	0,143	0,727	363,5	0,42
		40ST, 40S	0,091	0,493	0,167	0,00133	0,177	0,129	0,596	298,0	0,57
		80XS, 80S	0,126	0,423	0,217	0,00098	0,177	0,111	0,440	220,0	0,74
1/2	0,840	5S	0,065	0,710	0,158	0,00275	0,220	0,186	1,234	617,0	0,54
		10S	0,083	0,674	0,197	0,00248	0,220	0,176	1,112	556,0	0,67
		40ST, 40S	0,109	0,622	0,250	0,00211	0,220	0,163	0,945	472,0	0,85
		80XS, 80S	0,147	0,546	0,320	0,00163	0,220	0,143	0,730	365,0	1,09
		160	0,188	0,464	0,385	0,00117	0,220	0,122	0,527	263,5	1,31
XX	0,294	0,252	0,504	0,00035	0,220	0,066	0,155	77,5	1,71		
3/4	1,050	5S	0,065	0,920	0,201	0,00461	0,275	0,241	2,072	1,036,0	0,69
		10S	0,083	0,884	0,252	0,00426	0,275	0,231	1,903	951,5	0,86
		40ST, 40S	0,113	0,824	0,333	0,00371	0,275	0,216	1,665	832,5	1,13
		80XS, 80S	0,154	0,742	0,433	0,00300	0,275	0,194	1,345	672,5	1,47
		160	0,219	0,612	0,572	0,00204	0,275	0,160	1,197	458,5	1,94
XX	0,308	0,434	0,718	0,00103	0,275	0,114	0,461	230,5	2,44		
1	1,315	5S	0,065	1,185	0,255	0,00768	0,344	0,310	3,449	1,725	0,87
		10S	0,109	1,097	0,413	0,00656	0,344	0,287	2,946	1,473	1,40
		40ST, 40S	0,133	1,049	0,494	0,00600	0,344	0,275	2,690	1,345	1,68
		80XS, 80S	0,179	0,957	0,639	0,00499	0,344	0,250	2,240	1,120	2,17
		160	0,250	0,815	0,836	0,00362	0,344	0,213	1,625	812,5	2,84
XX	0,358	0,599	1,076	0,00196	0,344	0,157	0,878	439,0	3,66		
1 1/4	1,660	5S	0,065	1,530	0,326	0,01277	0,435	0,401	5,73	2,865	1,11
		10S	0,109	1,442	0,531	0,01134	0,435	0,378	5,09	2,545	1,81
		40ST, 40S	0,140	1,380	0,668	0,01040	0,435	0,361	4,57	2,285	2,27
		80XS, 80S	0,191	1,278	0,881	0,00891	0,435	0,335	3,99	1,995	3,00
		160	0,250	1,160	1,107	0,00734	0,435	0,304	3,29	1,645	3,76
XX	0,382	1,896	1,534	0,00438	0,435	0,235	1,97	985	5,21		
1 1/2	1,900	5S	0,065	1,770	0,375	0,01709	0,497	0,463	7,67	3,835	1,28
		10S	0,109	1,682	0,614	0,01543	0,497	0,440	6,94	3,465	2,09
		40ST, 40S	0,145	1,610	0,800	0,01414	0,497	0,421	6,34	3,170	2,72
		80XS, 80S	0,200	1,500	1,069	0,01225	0,497	0,393	5,49	2,745	3,63
		160	0,281	1,338	1,429	0,00976	0,497	0,350	4,38	2,190	4,86
XX	0,400	1,100	1,885	0,00660	0,497	0,288	2,96	1,480	6,41		
2	2,375	5S	0,065	2,245	0,472	0,02749	0,622	0,588	12,34	6,170	1,61
		10S	0,109	2,157	0,776	0,02538	0,622	0,565	11,39	5,695	2,64
		40ST, 40S	0,154	2,067	1,075	0,02330	0,622	0,541	10,45	5,225	3,65
		80ST, 80S	0,218	1,939	1,477	0,02050	0,622	0,508	9,20	4,600	5,02
		160	0,344	2,687	1,195	2,01552	0,622	0,436	6,97	3,485	7,46
XX	0,436	2,503	1,656	2,01232	0,622	0,393	5,53	2,765	9,03		
2 1/2	2,875	5S	0,083	2,709	0,728	0,04003	0,753	0,709	17,97	8,985	2,48
		10S	0,120	2,635	1,039	0,03787	0,753	0,690	17,00	8,500	3,53
		40ST, 40S	0,203	2,469	1,704	0,03322	0,753	0,647	14,92	7,460	5,79
		80XS, 80S	0,276	2,323	2,254	0,02942	0,753	0,608	13,20	6,600	7,66
		160	0,375	2,125	2,945	0,02463	0,753	0,556	11,07	5,535	10,01
XX	0,552	1,771	4,028	0,01711	0,753	0,464	7,68	3,840	13,69		
3	3,500	5S	0,083	3,334	0,891	0,06063	0,916	0,873	27,21	13,605	3,03
		10S	0,120	3,260	1,274	0,05796	0,916	0,853	26,02	13,010	4,33
		40ST, 40S	0,216	3,068	2,228	0,05130	0,916	0,803	23,00	11,500	7,58
		80XS, 80S	0,300	2,900	3,016	0,04587	0,916	0,759	20,55	10,275	10,25
		160	0,438	2,624	4,213	0,03755	0,916	0,687	16,86	8,430	14,32
XX	0,600	2,300	5,466	0,02885	0,916	0,602	12,95	6,475	18,58		
3 1/3	4,0	5S	0,083	3,834	1,021	0,08017	1,047	1,004	35,98	17,990	3,48
		10S	0,120	3,760	1,463	0,07711	1,047	0,984	34,61	17,305	4,97
		40ST, 40S	0,226	3,548	2,680	0,06870	1,047	0,929	30,80	15,400	9,11
		80XS, 80S	0,318	3,364	3,678	0,06170	1,047	0,881	27,70	13,850	12,50

Tabla 2.10. Propiedades para tubos de acero (Perry, 2001).

2.11. CARACTERÍSTICAS DE LOS TUBOS PARA INTERCAMBIADORES DE CALOR

Diámetro Exterior (in y mm)	BWG	Espesor (mm)	Diámetro Interior (cm)	Sección (cm ²)	Superficie (m ² /m)		Peso (kg/cm)
					exterior	interior	
1/2 in (12,7 mm)	14	2,10	0,848	0,565	0,0399	0,0266	0,600
	16	1,65	0,940	0,694		0,0295	0,490
	18	1,24	1,021	0,819		0,0321	0,384
3/4 in (19,05 mm)	10	3,40	1,224	1,177	0,0598	0,0384	1,436
	12	2,77	1,351	1,434		0,0424	1,216
	14	2,10	1,483	1,727		0,0466	0,963
	16	1,65	1,575	1,948		0,0495	0,774
	18	1,24	1,656	2,154		0,0520	0,597
1 in (25,4 mm)	10	3,40	1,859	2,714	0,0798	0,0584	2,024
	12	2,77	1,986	3,098		0,0624	1,696
	14	2,10	2,118	3,523		0,0665	1,324
	16	1,65	2,210	3,836		0,0694	1,057
	18	1,24	2,291	4,122		0,0720	0,811
1 1/4 in (31,75 mm)	10	3,40	2,494	4,885	0,0997	0,0783	2,604
	12	2,77	2,616	5,375		0,0822	2,158
	14	2,10	2,743	5,909		0,0862	1,682
	16	1,65	2,845	6,357		0,0894	1,340
	18	1,24	2,921	6,701		0,0918	1,024
1 1/2 in (38,1 mm)	10	3,40	3,124	7,665	0,1197	0,0981	3,185
	12	2,77	3,251	8,300		0,1021	2,634
	14	2,10	3,378	8,962		0,1061	2,039
	16	1,65	3,480	9,512		0,1053	1,622
	18	1,24	3,556	9,931		0,1171	1,237

Tabla 2.11. Características de los tubos para intercambiadores de calor (Mendia, 1994).

2.12. CORRELACIONES DE CONVECCIÓN PARA FLUJO EN UN TUBO CIRCULAR

TABLA 8.4 Resumen de correlaciones de convección para flujo en un tubo circular ^{a, b, e}

Correlación		Condiciones
$f = 64/Re_D$	(8.19)	Laminar, completamente desarrollado
$Nu_D = 4.36$	(8.53)	Laminar, completamente desarrollado, q_s'' uniforme, $Pr \geq 0.6$
$Nu_D = 3.66$	(8.55)	Laminar, completamente desarrollado, T_s uniforme, $Pr \geq 0.6$
$\bar{Nu}_D = 3.66 + \frac{0.0668(D/L)Re_D Pr}{1 + 0.04[(D/L)Re_D Pr]^{2/3}}$	(8.56)	Laminar, longitud de entrada térmica ($Pr \gg 1$ o una longitud inicial no calentada), T_s uniforme
$\bar{Nu}_D = 1.86 \left(\frac{Re_D Pr}{L/D} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_s} \right)^{0.14}$	(8.57)	Laminar, longitud de entrada combinada $\{[Re_D Pr/(L/D)]^{1/3}(\mu/\mu_s)^{0.14}\} \geq 2$, T_s uniforme, $0.48 < Pr < 16,700$, $0.0044 < (\mu/\mu_s) < 9.75$
$f = 0.316Re_D^{-1/4}$	(8.20a) ^c	Turbulento, completamente desarrollado, $Re_D \leq 2 \times 10^4$
$f = 0.184Re_D^{-1/5}$	(8.20b) ^c	Turbulento, completamente desarrollado, $Re_D \geq 2 \times 10^4$
$f = (0.790 \ln Re_D - 1.64)^{-2}$	(8.21) ^c	Turbulento, completamente desarrollado, $3000 \leq Re_D \leq 5 \times 10^6$
$Nu_D = 0.023Re_D^{4/5} Pr^n$	(8.60) ^d	Turbulento, completamente desarrollado, $0.6 \leq Pr \leq 160$, $Re_D \geq 10,000$, $(L/D) \geq 10$, $n = 0.4$ para $T_s > T_m$ y $n = 0.3$ para $T_s < T_m$
$Nu_D = 0.027Re_D^{4/5} Pr^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_s} \right)^{0.14}$	(8.61) ^d	Turbulento, completamente desarrollado, $0.7 \leq Pr \leq 16,700$, $Re_D \geq 10,000$, $L/D \geq 10$
$Nu_D = \frac{(f/8)(Re_D - 1000)Pr}{1 + 12.7(f/8)^{1/4}(Pr^{2/3} - 1)}$	(8.63) ^d	Turbulento, completamente desarrollado, $0.5 < Pr < 2000$, $3000 \leq Re_D \leq 5 \times 10^6$, $(L/D) \geq 10$
$Nu_D = 4.82 + 0.0185(Re_D Pr)^{0.827}$	(8.65)	Metales líquidos, turbulento, completamente desarrollado, q_s'' uniforme, $3.6 \times 10^3 < Re_D < 9.05 \times 10^5$, $10^2 < Pr < 10^4$
$Nu_D = 5.0 + 0.025(Re_D Pr)^{0.8}$	(8.66)	Metales líquidos, turbulento, completamente desarrollado, T_s uniforme, $Re_D > 100$

^aLas correlaciones de transferencia de masa se pueden obtener reemplazando Nu_D y Pr con Sh_D y Sc , respectivamente.
^bLas propiedades en las ecuaciones 8.53, 8.55, 8.60, 8.61, 8.63, 8.65, y 8.66 se basan en T_m ; las propiedades en las ecuaciones 8.19, 8.20 y 8.21, se basan en $T_f = (T_s + T_m)/2$; las propiedades en las ecuaciones 8.56 y 8.57, se basan en $\bar{T}_m = (T_{m,i} + T_{m,o})/2$.
^cLas ecuaciones 8.20 y 8.21 pertenecen a tubos lisos. Para tubos rugosos, se debe usar la ecuación 8.63 con los resultados de la figura 8.3.
^dComo primera aproximación, se puede usar la ecuación 8.60, la 8.61 o la 8.63 para evaluar el número de Nusselt promedio \bar{Nu}_D sobre toda la longitud del tubo, si $(L/D) \geq 10$. Las propiedades se deben evaluar entonces en el promedio de la temperatura media, $\bar{T}_m = (T_{m,i} + T_{m,o})/2$.
^ePara tubos de sección transversal no circular, $Re_D = D_h \mu_m^{-1} \nu$, $D_h = 4A_c/P$, y $\mu_m = \dot{m}/\rho A_c$. Los resultados para flujo laminar completamente desarrollado se proporcionan en la tabla 8.1. Para flujo turbulento, se puede usar la ecuación 8.60 como primera aproximación.

Tabla 2.12. Correlaciones de convección para flujo en un tubo.

2.13. FACTORES DE FRICCIÓN PARA EL LADO DE LOS TUBOS

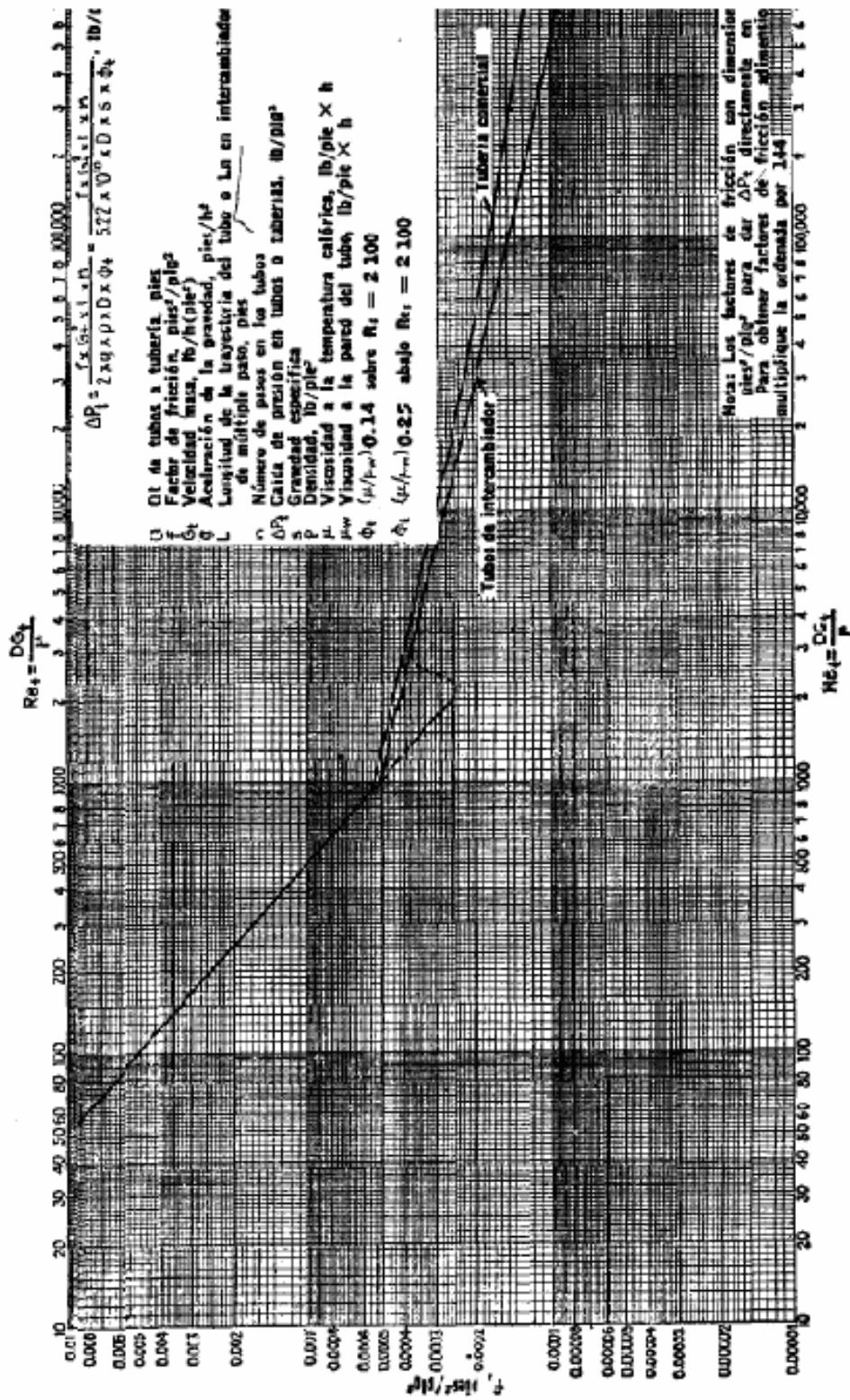


Tabla 2.13. Factores de fricción para el lado de los tubos. (Kern, 1984).

2.14. RUGOSIDAD RELATIVA DE TUBO

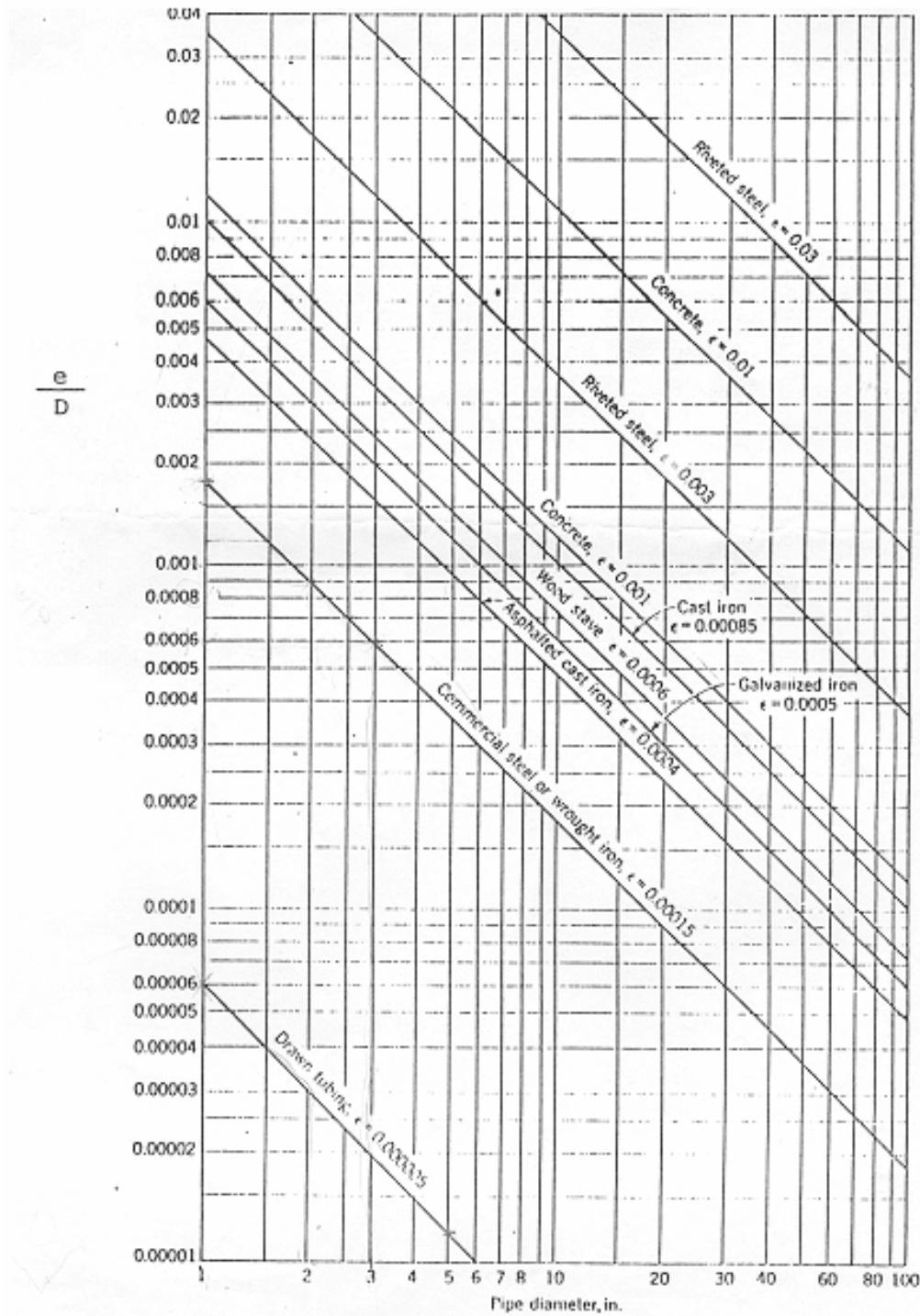


Tabla 2.14. Rugosidad relativa de tubo.

2.15. GRÁFICO DE MOODY

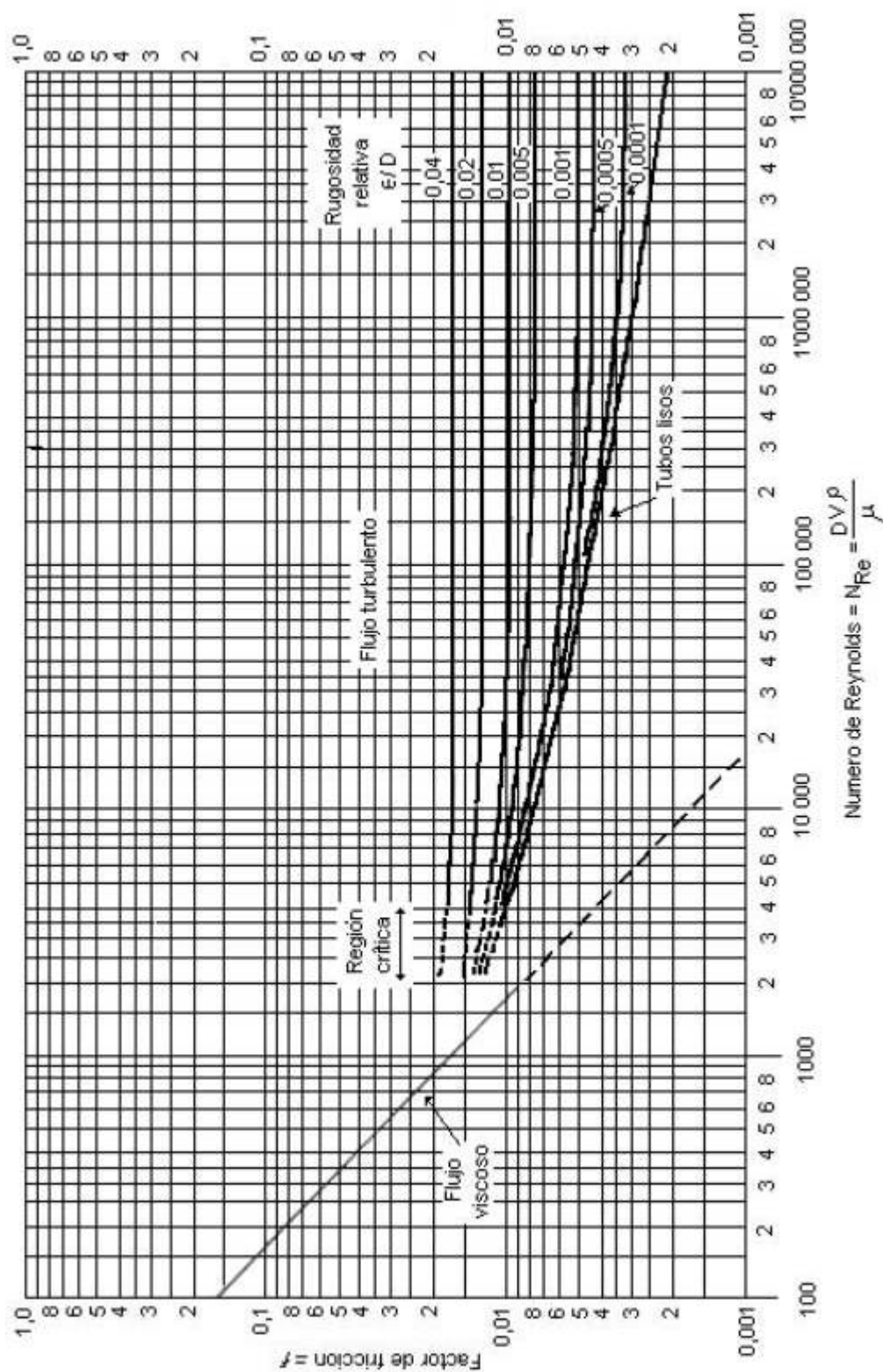


Tabla 2.15. Gráfico de Moody.

2.16. LONGITUD EQUIVALENTE ACCESORIOS

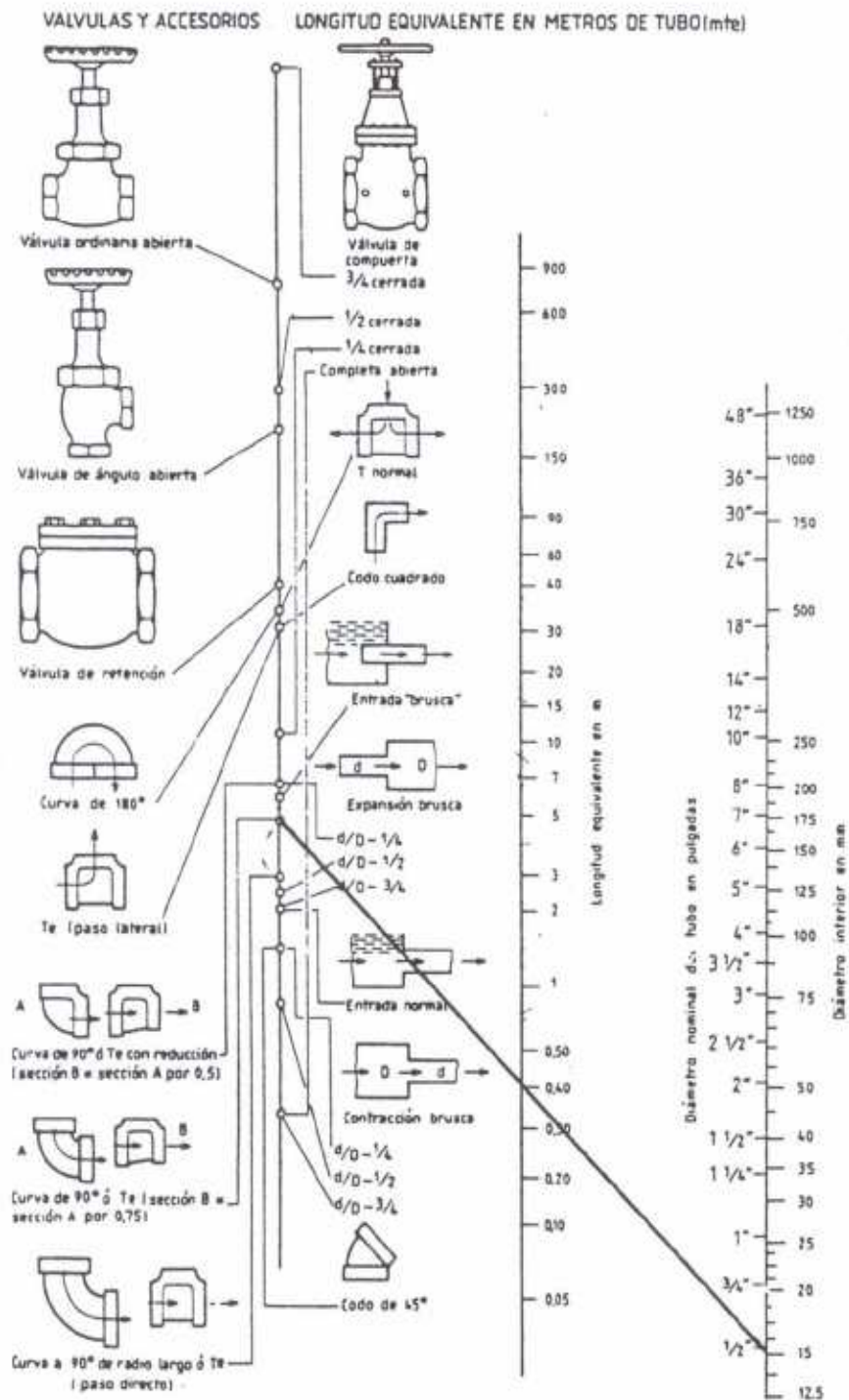


Tabla 2.16. Longitud equivalente accesorios.

2.17. VELOCIDAD DE FLUJO RECOMENDADA

Densidad del fluido kg/m ³	Velocidad m/s
1600	2,4
800	3,0
160	4,9
16	9,4
0,16	18,0
0,016	34,0

Tabla 2.17. *Velocidad óptima en términos de la densidad del fluido. (Simpson, 1968)*

2.18. FACTOR DE MAYORACIÓN EN BOMBAS

FACTOR DE MAYORACIÓN	
Potencia del motor	Factor de mayoración
< 25 CV	25%
25 CV < P < 100 CV	15%
> 100 CV	10%

Tabla 2.18. *Factor mayoración del motor de las bombas.*

2.19. COSTE DE RECIPIENTES HORIZONTALES A PRESIÓN

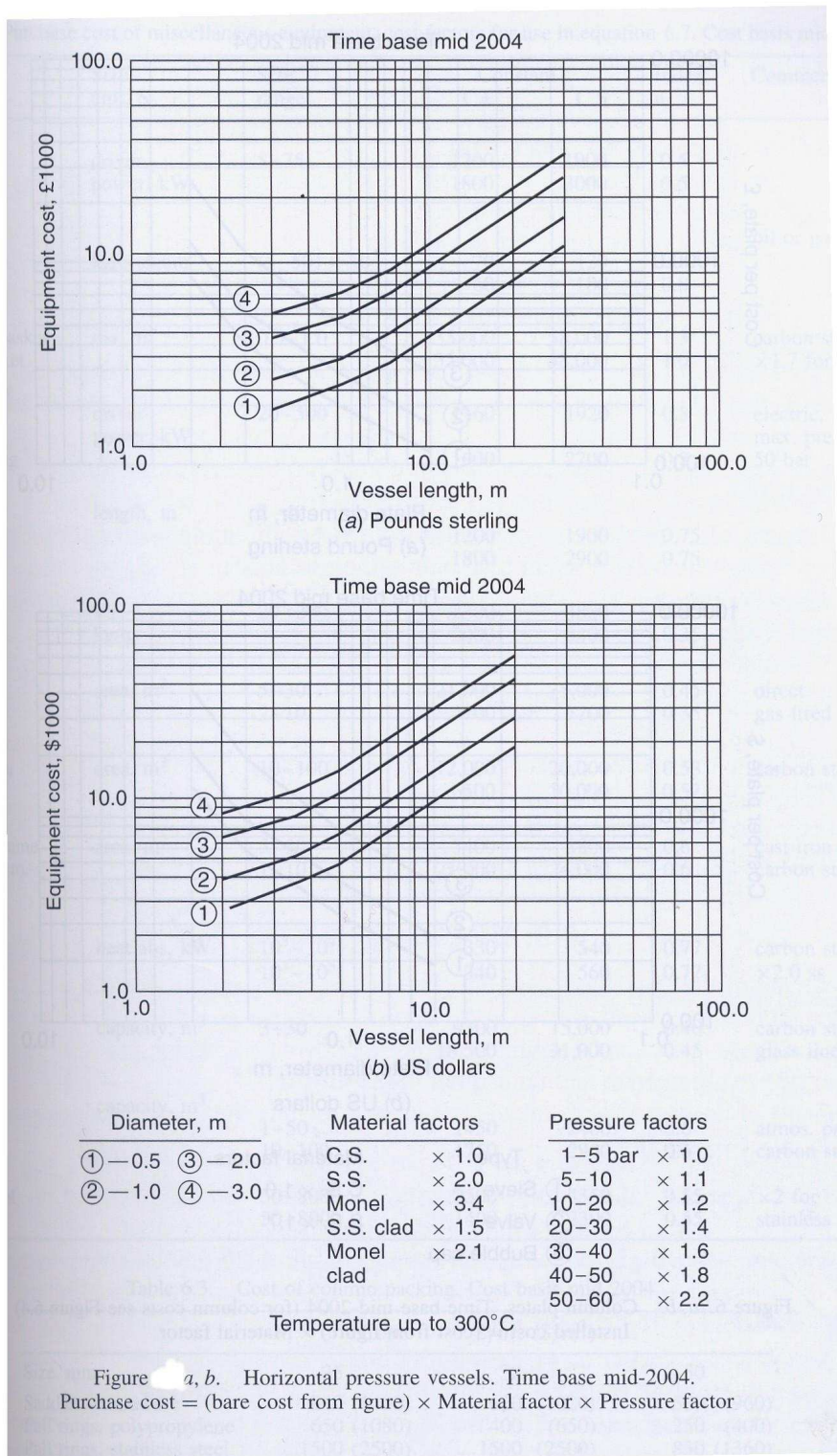


Figura 2.19. Coste de recipientes horizontales a presión (Coulson&Richardson, 2005).

2.20. COSTE DE RECIPIENTES VERTICALES A PRESIÓN

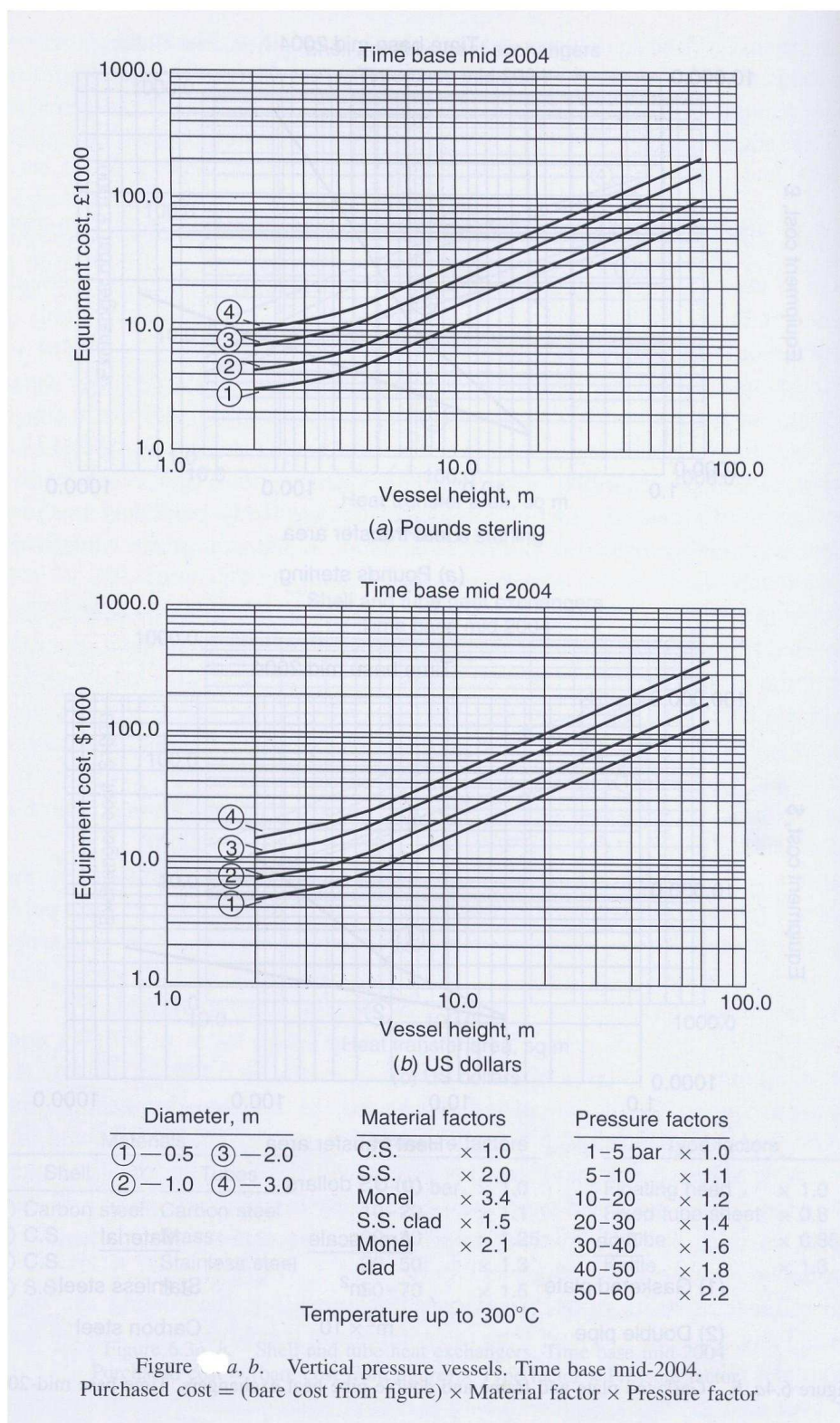


Figura 2.20. Coste de recipientes verticales a presión (Coulson&Richardson, 2005) .

2.21. CONSTANTES PARA EL CÁLCULO DEL COSTE BASE DE EQUIPOS

Table 2.21. Purchase cost of miscellaneous equipment, cost factors for use in equation 2.21. Cost basis mid 2004						
Equipment	Size unit, S	Size range	Constant C,£	Constant C,\$	Index n	Comment
Agitators						
Propeller	driver	5-75	1200	1900	0.5	
Turbine	power, kW		1800	3000	0.5	
Boilers						
Packaged						oil or gas fired
up to 10 bar	kg/h steam	(5-50) × 10 ³	70	120	0.8	
10 to 60 bar			60	100	0.8	
Centrifuges						
Horizontal basket	dia., m	0.5-1.0	35,000	58,000	1.3	carbon steel
Vertical basket			35,000	58,000	1.0	×1.7 for ss
Compressors						
Centrifugal	driver power, kW	20-500	1160	1920	0.8	electric,
Reciprocating			1600	2700	0.8	max. press. 50 bar
Conveyors						
Belt	length, m	2-40				
0.5 m wide			1200	1900	0.75	
1.0 m wide			1800	2900	0.75	
Crushers						
Cone	t/h	20-200	2300	3800	0.85	
Pulverisers	kg/h		2000	3400	0.35	
Dryers						
Rotary	area, m ²	5-30	21,000	35,000	0.45	direct
Pan		2-10	4700	7700	0.35	gas fired
Evaporators						
Vertical tube	area, m ²	10-100	12,000	20,000	0.53	carbon steel
Falling film			6500	10,000	0.52	
Filters						
Plate and frame	area, m ²	5-50	5400	8800	0.6	cast iron
Vacuum drum		1-10	21,000	34,000	0.6	carbon steel
Furnaces						
Process						
Cylindrical	heat abs, kW	10 ³ -10 ⁴	330	540	0.77	carbon steel
Box		10 ³ -10 ⁵	340	560	0.77	×2.0 ss
Reactors						
Jacketed, agitated	capacity, m ³	3-30	9300	15,000	0.40	carbon steel
			18,500	31,000	0.45	glass lined
Tanks						
Process	capacity, m ³					
vertical		1-50	1450	2400	0.6	atmos. press.
horizontal		10-100	1750	2900	0.6	carbon steel
Storage						
floating roof		50-8000	2500	4350	0.55	×2 for
cone roof		50-8000	1400	2300	0.55	stainless

Table 6.3. Cost of column packing. Cost basis mid 2004			
	Cost	£/m ³ (\$/m ³)	
Size, mm	25	38	50
Saddles, stoneware	840 (1400)	620 (1020)	580 (960)
Pall rings, polypropylene	650 (1080)	400 (650)	250 (400)
Pall rings, stainless steel	1500 (2500)	1500 (2500)	830 (1360)

Tabla 2.21. Factores para el cálculo del coste base de equipos (Coulson&Richardson, 2005).

2.22. EXPONENTE B . REGLA DE WILLIAMS

Clase de aparato (y parámetro funcional)	Tipo	Exponente b
Aspiradores de gas (caudal)	-Centrífugos.....	0.87
	-De hélice.....	0.87
Bombas (caudal)	-De vacío.....	0.41
	-De émbolo.....	0.60
	-Centrífugas.....	0.52-0.76
	-Rotatorias.....	0.60-0.70
Cambiadores de calor (superficie de calefacción)	-De doble tubo.....	0.56
	-De tubos y carcasa.....	0.60
Cambiadores de ión (volumen)	--	0.70-0.80
Colectores de polvo (caudal)	-Ciclones sencillos y múltiples.....	0.84
	-Separadores de paletas.....	0.84
	-Electrostáticos.....	0.77-0.98
Compresores (caudal)	-De uno o más efectos.....	0.73
Cristalizadores (volumen)	-Discontinuos y a vacío.....	0.40-0.60
	-Swenson-Walker.....	0.80-0.85
Depósitos (volumen)	-Cilíndricos, pequeños (3-10 at)...	0.40
	-Esféricos.....	0.65
	-Gasómetros.....	0.60
	-Cilíndricos, gran tamaño.....	0.66
Desintegradores mecánicos (potencia y capacidad de producción)	-Machacadoras y trituradoras.....	0.57-0.78
	-Molinos de bolas y tubulares.....	0.60-0.72
	-Pulverizadores.....	0.70-0.80
Sedimentadores (superficie libre)	-Aparatos continuos.....	0.30-0.72
Evaporadores (superficie de calefacción)	-De tubos horizontales.....	0.53-0.70
	-De tubos verticales largos.....	0.50-0.70
	-Simple, encamisado.....	0.47
Filtros (superficie de filtración)	-Cualquier tipo.....	0.58-0.66
Hidroextractores y centrifugas (diámetro de cesta)	--	1.0
Mezcladoras (volumen y potencia)	--	0.35-0.70
Secaderos: superficie de carga (1); superficie exterior (2); kg H ₂ O evap/hora (3)	-De bandejas (1).....	0.54
	-Rotatorios (2).....	0.90
	-De pulverización (3).....	0.23
Soplantes (caudal)	-Turbo y centrífugos.....	0.60
	-Rotatorios.....	0.30-0.60
Tamizadoras (superficie de tamizado)	-De una o varias telas en serie	0.28-0.80
Torres (diámetro)	-De borboteo.....	0.72-1.20
	-De relleno.....	0.58-1.10
Transportadores y elevadores (longitud o distancia)	-De cinta.....	0.53-0.87
	-Sin fin.....	0.47-0.89
	-De cangilones.....	0.45-0.85

Tabla 2.22. Exponente b .Regla de Williams (Vian, 1991) .

2.23. FACTORES PARA LA ESTIMACIÓN DEL COSTE DIRECTO E INDIRECTO

Table		Typical factors for estimation of project fixed capital cost		
Item		Process type		
		Fluids	Fluids-solids	Solids
1. Major equipment, total purchase cost				
	PCE	PCE	PCE	
f_1	Equipment erection	0.4	0.45	0.50
f_2	Piping	0.70	0.45	0.20
f_3	Instrumentation	0.20	0.15	0.10
f_4	Electrical	0.10	0.10	0.10
f_5	Buildings, process	0.15	0.10	0.05
* f_6	Utilities	0.50	0.45	0.25
* f_7	Storages	0.15	0.20	0.25
* f_8	Site development	0.05	0.05	0.05
* f_9	Ancillary buildings	0.15	0.20	0.30
2. Total physical plant cost (PPC)				
	$PPC = PCE (1 + f_1 + \dots + f_9)$			
	$= PCE \times$	3.40	3.15	2.80
f_{10}	Design and Engineering	0.30	0.25	0.20
f_{11}	Contractor's fee	0.05	0.05	0.05
f_{12}	Contingency	0.10	0.10	0.10
	Fixed capital = $PPC (1 + f_{10} + f_{11} + f_{12})$			
	$= PPC \times$	1.45	1.40	1.35

*Omitted for minor extensions or additions to existing sites.

Tabla 2.23. Factores para la estimación del coste directo e indirecto (Coulson&Richardson, 2005) .

DOCUMENTO

4

ANEXOS

***III. FICHAS DE
SEGURIDAD.***

ANEXO 3: FICHAS DE SEGURIDAD

3.1. FICHA DE SEGURIDAD DEL DIÓXIDO DE CARBONO

DIOXIDO DE CARBONO

ICSC: 0021

Anhídrido carbónico

(botella)

CO₂

Masa molecular: 44.0

D A T O S I M P O R T A N T E S	ESTADO FISICO; ASPECTO Gas licuado comprimido, incoloro e inodoro.	VIAS DE EXPOSICION La sustancia se puede absorber por inhalación.	
	PELIGROS FISICOS El gas es más denso que el aire y puede acumularse en las zonas más bajas produciendo una deficiencia de oxígeno. Cuando los niveles de flujo son rápidos pueden generarse cargas electrostáticas las cuales pueden provocar una explosión en caso de presencia de una mezcla inflamable. El dióxido de carbono en estado líquido se condensa rápidamente para formar hielo seco el cual es extremadamente frío.	RIESGO DE INHALACION Al producirse pérdidas en zonas confinadas este líquido se evapora muy rápidamente originando una saturación total del aire con grave riesgo de asfixia.	
	PELIGROS QUIMICOS La sustancia se descompone al calentarla intensamente por encima de 2000°C, produciendo humos tóxicos de monóxido de carbono. Reacciona violentamente con bases fuertes y metales alcalinos. Algunos polvos metálicos tales como magnesio, circonio, titanio, aluminio, cromo y manganeso pueden ignitar y explotar cuando se calientan en presencia de dióxido de carbono.	EFFECTOS DE EXPOSICION DE CORTA DURACION La inhalación de altas concentraciones de este gas puede originar hiperventilación y pérdida del conocimiento. La evaporación rápida del líquido puede producir congelación.	
	LIMITES DE EXPOSICION TLV(como TWA): 5000 ppm; 9000 mg/m ³ (ACGIH 1997-1998). TLV(como STEL): 30,000 ppm; 54,000 mg/m ³ (ACGIH 1997-1998).	EFFECTOS DE EXPOSICION PROLONGADA O REPETIDA La sustancia puede afectar al metabolismo.	
	PROPIEDADES FISICAS	Punto de sublimación: -79°C Punto de fusión: -56.6 a 5.2 atm Solubilidad en agua, ml/100 ml a 20°C: 88	Presión de vapor, kPa a 20°C: 5720 Densidad relativa de vapor (aire = 1): 1.5
	DATOS AMBIENTALES		

NOTAS

El dióxido de carbono se desprende en muchos procesos de fermentación (vino, cerveza). Altas concentraciones en el aire producen una deficiencia de oxígeno con riesgo de pérdida de conocimiento o muerte. Comprobar el contenido de oxígeno antes de entrar en la zona. A concentraciones tóxicas no hay alerta por el olor. Con el fin de evitar la fuga de gas en estado líquido, girar la botella que tenga un escape manteniendo arriba el punto de escape. Otros números NU clasificación: UN 1845 dióxido de carbono, hielo seco; UN 2187 dióxido de carbono líquido refrigerado.

Ficha de emergencia de transporte (Transport Emergency Card): TEC (R)-11-1 (in cylinders); 11-2 (refrigerated gas)

TIPOS DE PELIGRO/ EXPOSICION	PELIGROS/ SINTOMAS AGUDOS	PREVENCION	PRIMEROS AUXILIOS/ LUCHA CONTRA INCENDIOS
INCENDIO	No combustible.		En caso de incendio en el entorno: están permitidos todos los agentes extintores.
EXPLOSION	Las botellas de dióxido de carbono pueden estallar debido al calor producido en un incendio.		En caso de incendio: mantener fría la botella rociando con agua. Combatir el incendio desde un lugar protegido.
EXPOSICION			
• INHALACION	Vértigo, dolor de cabeza, taquicardia, aumento de la presión sanguínea.	Ventilación.	Aire limpio, reposo, respiración artificial si estuviera indicada y proporcionar asistencia médica.
• PIEL	EN CONTACTO CON EL LIQUIDO: CONGELACION.	Guantes aislantes del frío y traje de protección.	EN CASO DE CONGELACION: aclarar con agua abundante, NO quitar la ropa y proporcionar asistencia médica.
• OJOS	EN CONTACTO CON EL LIQUIDO: CONGELACION.	Gafas ajustadas de seguridad o pantalla facial.	Enjuagar con agua abundante durante varios minutos (quitar las lentes de contacto si puede hacerse con facilidad) y proporcionar asistencia médica.
• INGESTION			
DERRAMAS Y FUGAS	ALMACENAMIENTO	ENVASADO Y ETIQUETADO	
Ventilar. NO verter NUNCA chorros de agua sobre el líquido. (Protección personal adicional: equipo autónomo de respiración).	A prueba de incendio si está en local cerrado. Mantener en lugar fresco.	Clasificación de Peligros NU: 2.2	

3.2. FICHA DE SEGURIDAD DEL ETANOL.

ETANOL (anhidro)

ICSC: 0044

Alcohol etílico

 $\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}/\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$

Masa molecular: 46.1

D A T O S I M P O R T A N T E S	ESTADO FÍSICO; ASPECTO Líquido incoloro, de olor característico.	VIAS DE EXPOSICION La sustancia se puede absorber por inhalación del vapor y por ingestión.
	PELIGROS FÍSICOS El vapor se mezcla bien con el aire, formándose fácilmente mezclas explosivas.	RIESGO DE INHALACION Por evaporación de esta sustancia a 20°C se puede alcanzar bastante lentamente una concentración nociva en el aire.
	PELIGROS QUÍMICOS Reacciona lentamente con hipoclorito cálcico, óxido de plata y amoníaco, originando peligro de incendio y explosión. Reacciona violentamente con oxidantes fuertes tales como, ácido nítrico o perclorato magnésico, originando peligro de incendio y explosión.	EFFECTOS DE EXPOSICION DE CORTA DURACION La sustancia irrita los ojos. La inhalación de altas concentraciones del vapor puede originar irritación de los ojos y del tracto respiratorio. La sustancia puede causar efectos en el sistema nervioso central.
	LIMITES DE EXPOSICION TLV (como TWA): 1000 ppm; 1880 mg/m ³ (ACGIH 1995-1996). MAK: 1000 ppm; 1900 mg/m ³ (1996).	EFFECTOS DE EXPOSICION PROLONGADA O REPETIDA El líquido desengrasa la piel. La sustancia puede afectar al tracto respiratorio superior y al sistema nervioso central, dando lugar a irritación, dolor de cabeza, fatiga y falta de concentración. La ingesta crónica de etanol puede causar cirrosis hepática.
PROPIEDADES FÍSICAS	Punto de ebullición: 79°C Punto de fusión: -117°C Densidad relativa (agua = 1): 0.8 Solubilidad en agua: Miscible Presión de vapor, kPa a 20°C: 5.8 Densidad relativa de vapor (aire = 1): 1.6	Densidad relativa de la mezcla vapor/aire a 20°C (aire = 1): 1.03 Punto de inflamación: 13°C (c.c.) Temperatura de autoignición: 363°C Límites de explosividad, % en volumen en el aire: 3.3-19 Coeficiente de reparto octanol/agua como log Pow: -0.32
DATOS AMBIENTALES		
NOTAS		
El consumo de etanol durante el embarazo puede afectar al feto. Ficha de emergencia de transporte (Transport Emergency Card): TEC (R)-32 Código NFPA: H 0; F 3; R 0;		

TIPOS DE PELIGRO/ EXPOSICION	PELIGROS/ SINTOMAS AGUDOS	PREVENCION	PRIMEROS AUXILIOS/ LUCHA CONTRA INCENDIOS
INCENDIO	Altamente inflamable.	Evitar las llamas, NO producir chispas y NO fumar. NO poner en contacto con oxidantes fuertes.	Polvo, espuma resistente al alcohol, agua en grandes cantidades, dióxido de carbono.
EXPLOSION	Las mezclas vapor/aire son explosivas.	Sistema cerrado, ventilación, equipo eléctrico y de alumbrado a prueba de explosión. NO utilizar aire comprimido para llenar, vaciar o manipular.	En caso de incendio: mantener fríos los bidones y demás instalaciones rociando con agua.
EXPOSICION			
• INHALACION	Tos, somnolencia, dolor de cabeza, fatiga.	Ventilación, extracción localizada o protección respiratoria.	Aire limpio, reposo.
• PIEL	Piel seca.	Guantes protectores.	Quitar las ropas contaminadas, aclarar y lavar la piel con agua y jabón.
• OJOS	Enrojecimiento, dolor, sensación de quemazón.	Gafas ajustadas de seguridad.	Enjuagar con agua abundante durante varios minutos (quitar las lentes de contacto si puede hacerse con facilidad) y proporcionar asistencia médica.
• INGESTION	Sensación de quemazón, confusión, vértigo, dolor de cabeza, pérdida del conocimiento.	No comer, ni beber, ni fumar durante el trabajo.	Enjuagar la boca y proporcionar asistencia médica.
DERRAMAS Y FUGAS	ALMACENAMIENTO	ENVASADO Y ETIQUETADO	
Recoger, en la medida de lo posible, el líquido que se derrama y el ya derramado en recipientes precintables, eliminar el residuo con agua abundante.	A prueba de incendio. Separado de oxidantes fuertes.	símbolo F R: 11 S: (2-)7-16 Clasificación de Peligros NU: 3 CE:	

3.3. FICHA DE SEGURIDAD DEL METANOL

METANOL

Monohidroximetano / Carbinol / Alcohol metílico

CH₃OH

Masa molecular: 32.0

ICSC: 0057

D A T O S F I S I C O S	<p>ESTADO FISICO; ASPECTO Líquido incoloro, de olor característico.</p> <p>PELIGROS FISICOS El vapor se mezcla bien con el aire, formándose fácilmente mezclas explosivas.</p> <p>PELIGROS QUIMICOS La sustancia se descompone al calentarla intensamente, produciendo monóxido de carbono y formaldehído. Reacciona violentamente con oxidantes, originando peligro de incendio y explosión. Ataca al plomo y al aluminio.</p> <p>LIMITES DE EXPOSICION TLV (como TWA): 200 ppm; 262 mg/m³ (piel) (ACGIH 1993-1994). TLV (como STEL): 250 ppm; 328 mg/m³ (piel) (ACGIH 1993-1994).</p>	<p>VIAS DE EXPOSICION La sustancia se puede absorber por inhalación, a través de la piel y por ingestión.</p> <p>RIESGO DE INHALACION Por evaporación de esta sustancia a 20°C se puede alcanzar bastante rápidamente una concentración nociva en el aire.</p> <p>EFECTOS DE EXPOSICION CORTA La sustancia irrita los ojos, la piel y el tracto respiratorio. La sustancia puede causar efectos en el sistema nervioso central, dando lugar a una pérdida del conocimiento. La exposición por ingestión puede producir ceguera y sordera. Los efectos pueden aparecer de forma no inmediata. Se recomienda vigilancia médica.</p> <p>EFECTOS DE EXPOSICION PROLONGADA El contacto prolongado o repetido con la piel puede producir dermatitis. La sustancia puede afectar al sistema nervioso central, dando lugar a dolores de cabeza persistentes y alteraciones de la visión.</p>
	PROPIEDADES FISICAS	<p>Punto de ebullición: 65°C Punto de fusión: -94°C Densidad relativa (agua = 1): 0.79 Solubilidad en agua: Miscible Presión de vapor, kPa a 20°C: 12.3 Densidad relativa de vapor (aire = 1): 1.1</p>
DATOS AMBIENTALES	La sustancia presenta una baja toxicidad para los organismos acuáticos y terrestres.	
NOTAS		
<p>EXPLOSION/PREVENCIÓN: Utilícense herramientas manuales no generadoras de chispas. Está indicado un examen médico periódico dependiendo del grado de exposición.</p> <p>Ficha de emergencia de transporte (Transport Emergency Card): TEC (R)-36 Código NFPA: H 1; F 3; R 0;</p>		

TIPOS DE PELIGRO/ EXPOSICION	PELIGROS/ SINTOMAS AGUDOS	PREVENCION	PRIMEROS AUXILIOS/ LUCHA CONTRA INCENDIOS
INCENDIO	Altamente inflamable. Arde con una llama invisible. Explosivo.	Evitar las llamas, NO producir chispas y NO fumar. NO poner en contacto con oxidantes.	Polvo, espuma resistente al alcohol, agua en grandes cantidades, dióxido de carbono.
EXPLOSION	Las mezclas vapor/aire son explosivas.	Sistema cerrado, ventilación, equipo eléctrico y de alumbrado a prueba de explosiones (véanse Notas).	En caso de incendio: mantener fríos los bidones y demás instalaciones rociando con agua.
EXPOSICION		¡EVITAR LA EXPOSICION DE ADOLESCENTES Y NIÑOS!	
• INHALACION	Tos, vértigo, dolor de cabeza, náuseas.	Ventilación. Extracción localizada o protección respiratoria.	Aire limpio, reposo y proporcionar asistencia médica.
• PIEL	¡PUEDE ABSORBERSE! Piel seca, enrojecimiento.	Guantes protectores y traje de protección.	Quitar las ropas contaminadas, aclarar la piel con agua abundante o ducharse y proporcionar asistencia médica.
• OJOS	Enrojecimiento, dolor.	Gafas ajustadas de seguridad o protección ocular combinada con la protección respiratoria.	Enjuagar con agua abundante durante varios minutos (quitar las lentes de contacto si puede hacerse con facilidad) y proporcionar asistencia médica.
• INGESTION	Dolor abdominal, jadeo, pérdida del conocimiento, vómitos (para mayor información véase Inhalación).	No comer, ni beber, ni fumar durante el trabajo.	Provocar el vómito (¡UNICAMENTE EN PERSONAS CONSCIENTES!) y proporcionar asistencia médica.
DERRAMAS Y FUGAS	ALMACENAMIENTO	ENVASADO Y ETIQUETADO	
Evacuar la zona de peligro. Recoger el líquido procedente de la fuga en recipientes herméticos, eliminar el líquido derramado con agua abundante y el vapor con agua pulverizada. (Protección personal adicional: traje de protección completa incluyendo equipo autónomo de respiración).	A prueba de incendio. Separado de oxidantes fuertes. Mantener en lugar fresco.	No transportar con alimentos y piensos. símbolo F símbolo T R: 11-23/24/25-39-23/24/25 S: (1/2)-7-16-36/37-45 Clasificación de Peligros NU: 3	

3.4. FICHA DE SEGURIDAD DEL R-134 A

1,1,1,2-TETRAFLUOROETANO

ICSC: 1281

HFC 134a

(botella)

 $C_2H_2F_4$

Masa molecular: 102.03

D A T O S I M P O R T A N T E S	ESTADO FISICO; ASPECTO Gas licuado comprimido, de olor característico.	VIAS DE EXPOSICION La sustancia se puede absorber por inhalación.
	PELIGROS QUIMICOS En contacto con superficies calientes o con llamas esta sustancia se descompone formando humos tóxicos y corrosivos.	RIESGO DE INHALACION Al producirse una pérdida de gas se alcanza muy rápidamente una concentración nociva de éste en el aire.
	LIMITES DE EXPOSICION TLV no establecido. MAK: 1000 ppm; 4200 mg/m ³ ; II(8); Riesgo para el embarazo: grupo C (DFG 2003)	EFFECTOS DE EXPOSICION DE CORTA DURACION La evaporación rápida del líquido puede producir congelación. La sustancia puede causar efectos en sistema nervioso central y sistema cardiovascular, dando lugar a alteraciones cardiacas.
PROPIEDADES FISICAS	Punto de ebullición: -26°C Punto de fusión: -101°C Solubilidad en agua: ninguna	Presión de vapor, kPa a 25°C: 630 Densidad relativa de vapor (aire = 1): 3.5 Coeficiente de reparto octanol/agua como log Pow: 1.06
DATOS AMBIENTALES	Evítese su liberación al medio ambiente, salvo cuando su uso lo requiera.	
NOTAS		
NO utilizar cerca de un fuego, una superficie caliente o mientras se trabaja en soldadura. Con el fin de evitar la fuga de gas en estado líquido, girar la botella que tenga un escape manteniendo arriba el punto de escape. Ficha de emergencia de transporte (Transport Emergency Card): TEC (R)-20G39		

TIPOS DE PELIGRO/ EXPOSICION	PELIGROS/ SINTOMAS AGUDOS	PREVENCION	PRIMEROS AUXILIOS/ LUCHA CONTRA INCENDIOS
INCENDIO	No combustible. En caso de incendio se desprenden humos (o gases) tóxicos e irritantes.	Evitar las llamas. NO poner en contacto con superficies calientes.	En caso de incendio en el entorno: están permitidos todos los agentes extintores.
EXPLOSION			En caso de incendio: mantener fría la botella rociando con agua.
EXPOSICION			
• INHALACION	Vértigo. Somnolencia. Embotamiento.	Extracción localizada o protección respiratoria.	Aire limpio, reposo. Proporcionar asistencia médica.
• PIEL	EN CONTACTO CON LIQUIDO: CONGELACION.	Guantes aislantes del frío.	EN CASO DE CONGELACION: aclarar con agua abundante, NO quitar la ropa.
• OJOS		Gafas ajustadas de seguridad.	
• INGESTION			
DERRAMES Y FUGAS	ALMACENAMIENTO	ENVASADO Y ETIQUETADO	
NO verter NUNCA chorros de agua sobre el líquido. NO permitir que este producto químico se incorpore al ambiente. Traje protección química incluyendo equipo autónomo de respiración.	A prueba de incendio. Mantener en lugar bien ventilado.	NU (transporte): Clasificación de Peligros NU: 2.2 CE: No clasificado	

DOCUMENTO

5

***PLANOS Y
DIAGRAMAS***

ÍNDICE

1.1.	DIAGRAMA DE FLUJO.	PLANO: 1
1.2.	EXTRACTOR E-1/E-2/E-3.	PLANO: 2
1.3.	SEPARADOR S-1/S-2.	PLANO: 3
1.4.	TANQUE DE PROCESO/ PUMÓN DE RECUPERACIÓN.	PLANO: 4
1.5.	TANQUE DE CODISOLVENTE.	PLANO: 5
1.6.	INTERCAMBIADOR CC-1.	PLANO: 6
1.7.	INTERCAMBIADOR CC-2/CC-3.	PLANO: 7
1.8.	CONDENSADOR Cd-1.	PLANO: 8
1.9.	SISTEMA DE RECEPCIÓN DEL CO ₂	PLANO: 9
1.10.	CONTROL E INSTRUMENTACIÓN.	PLANO: 10

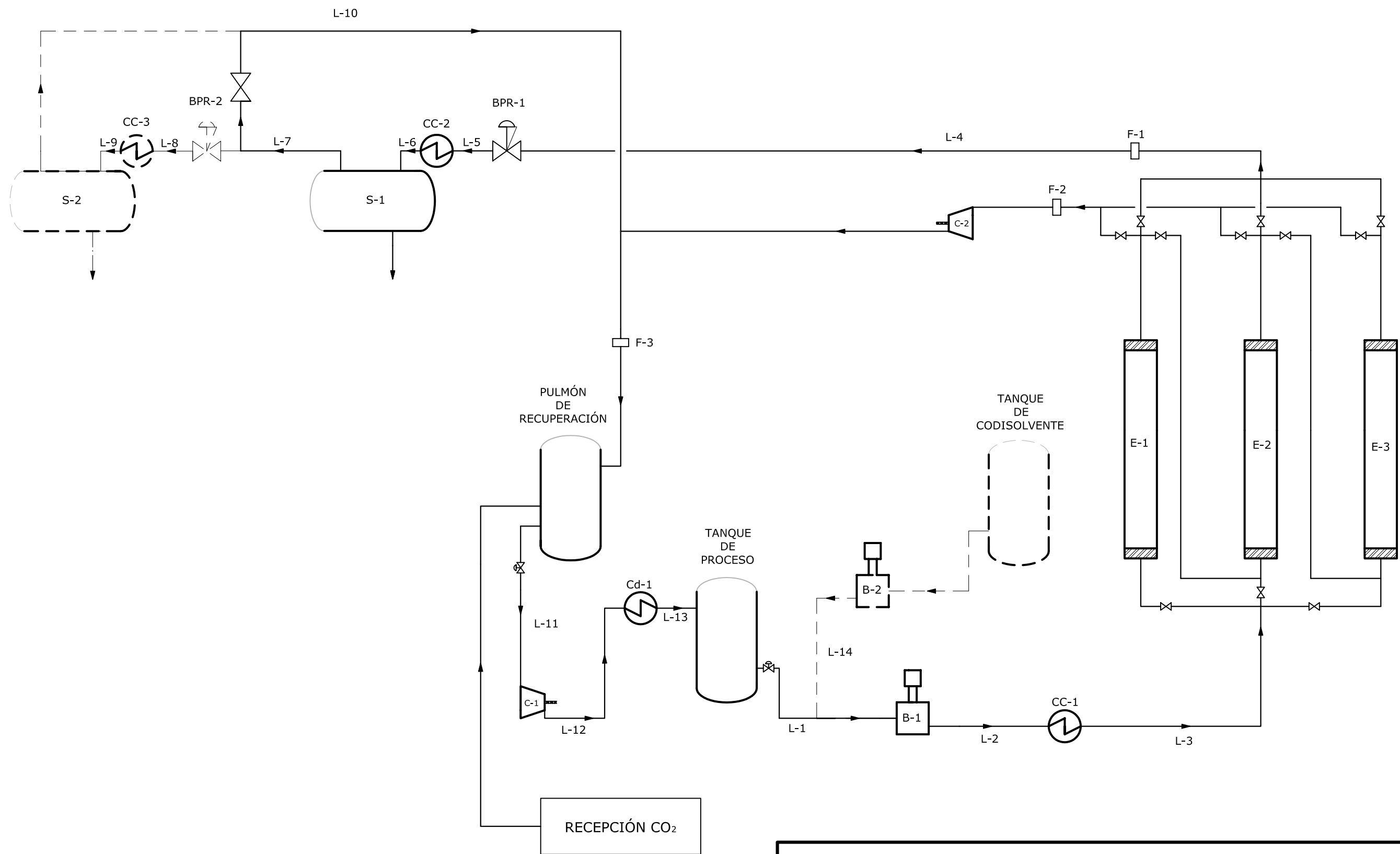


DIAGRAMA DE FLUJO

AUTOR: EVA LÓPEZ GARCÍA
FECHA: NOVIEMBRE 2007

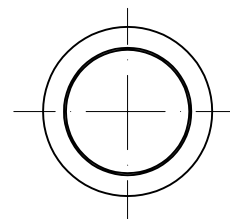
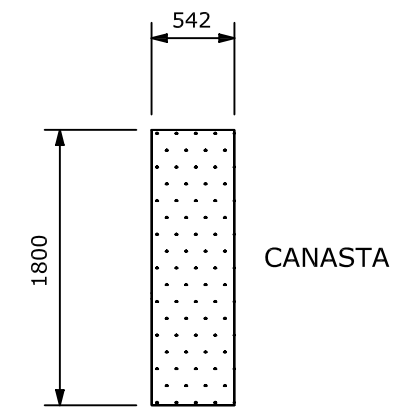
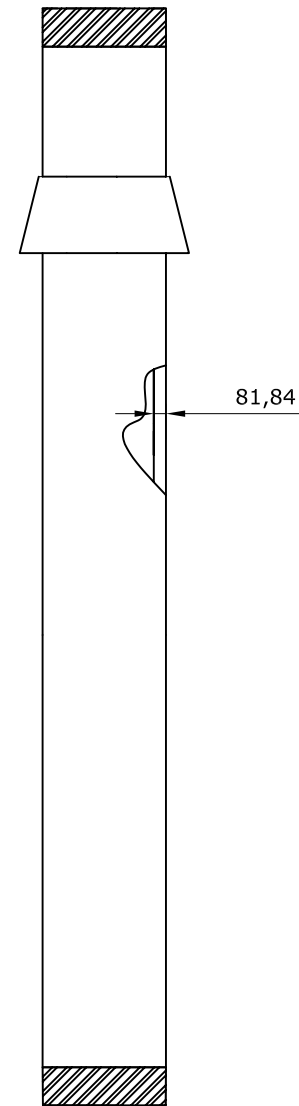
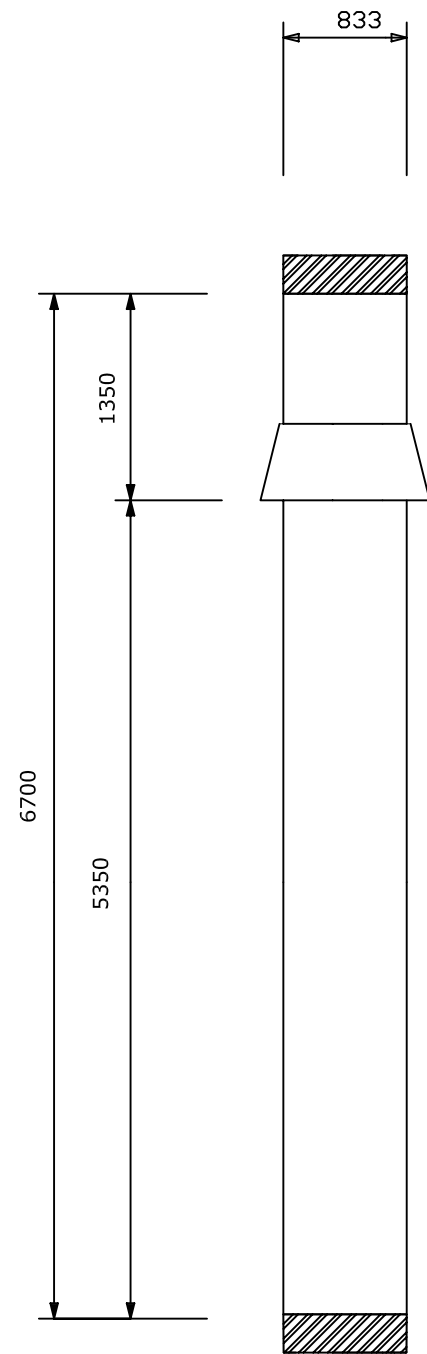
Universidad de Cádiz
FACULTAD DE CIENCIAS

FIRMA:

ESCALA :
SIN ESCALA

DISEÑO DE UNA PLANTA MULTIFUNCIONAL PARA LA
EXTRACCIÓN DE HOLLEJO DE UNA TINTA MEDIANTE
DISOLVENTES A ALTA PRESIÓN.

NÚMERO DE PLANO: 1



PLANTA

EXTRACTOR E-1 / E-2 / E-3

AUTOR: EVA LÓPEZ GARCÍA
FECHA: NOVIEMBRE 2007

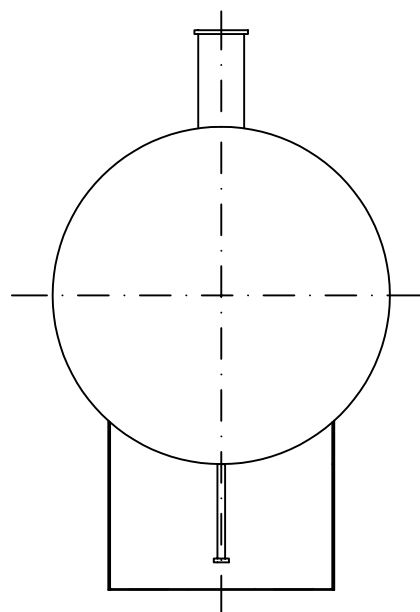
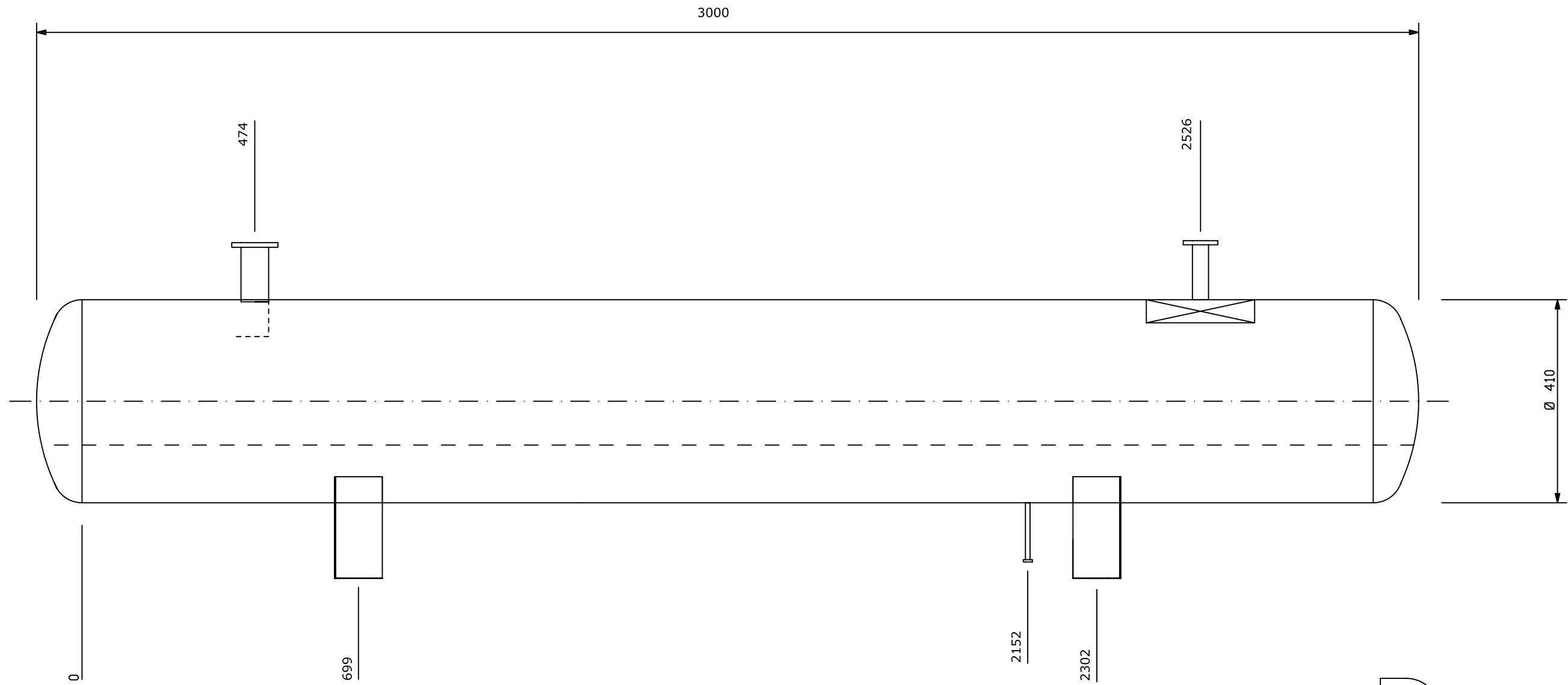
Universidad de Cádiz
FACULTAD DE CIENCIAS

FIRMA:

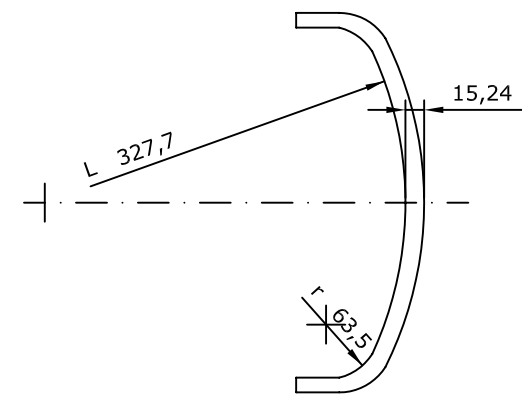
ESCALA : 1:50

DISEÑO DE UNA PLANTA MULTIFUNCIONAL PARA LA
EXTRACCIÓN DE HOLLEJO DE UNA TINTA MEDIANTE
DISOLVENTES A ALTA PRESIÓN.

NÚMERO DE PLANO: 2



ALZADO



DETALLE DE LOS FONDOS

SEPARADOR S-1 / S-2

AUTOR: EVA LÓPEZ GARCÍA
FECHA: NOVIEMBRE 2007

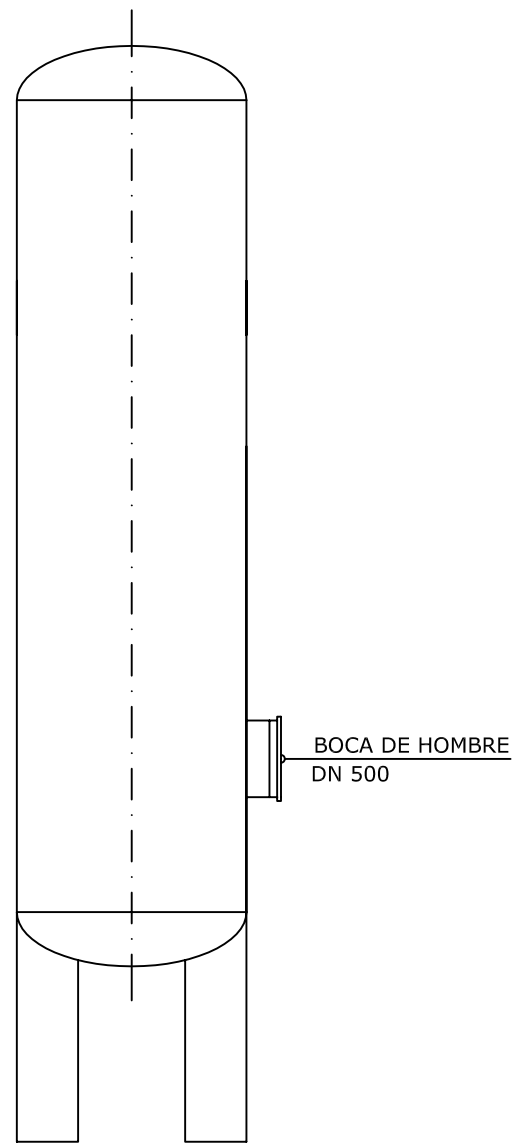
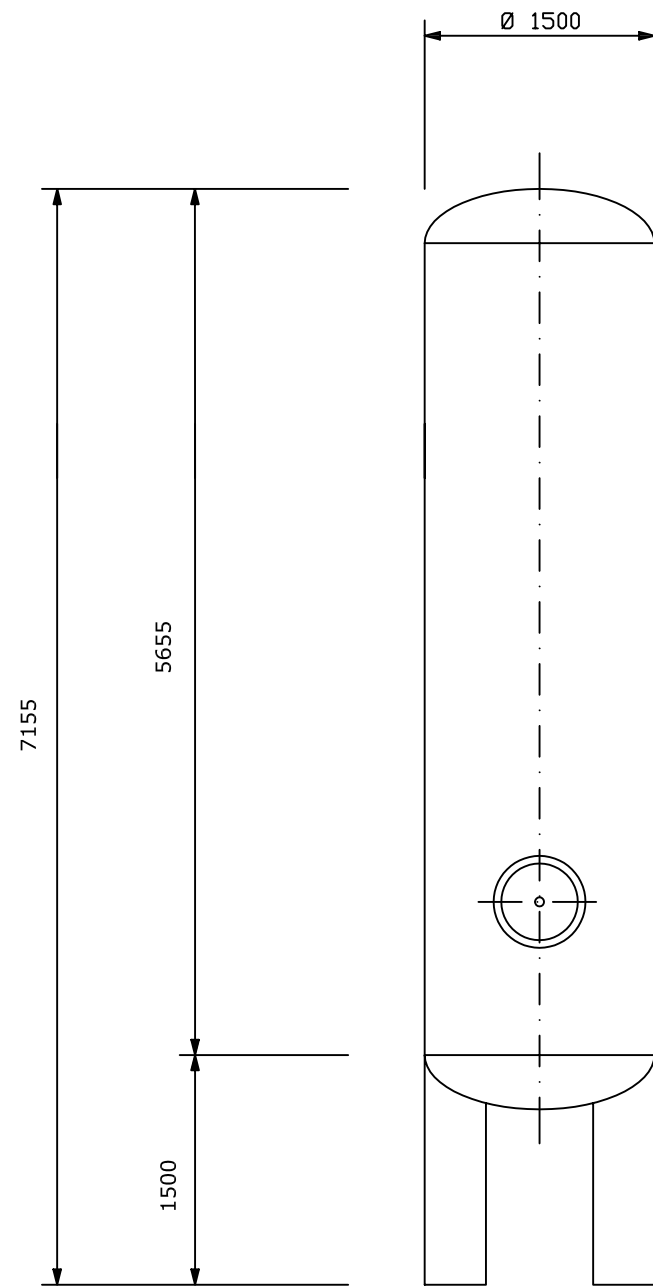
Universidad de Cádiz
FACULTAD DE CIENCIAS

FIRMA:

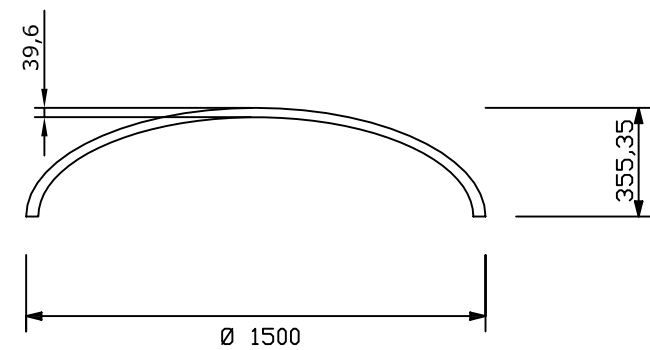
ESCALA : 1:10

DISEÑO DE UNA PLANTA MULTIFUNCIONAL PARA LA EXTRACCIÓN DE HOLLEJO DE UNA TINTA MEDIANTE DISOLVENTES A ALTA PRESIÓN.

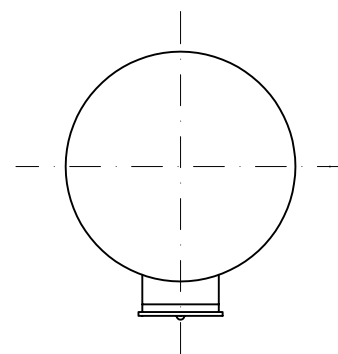
NÚMERO DE PLANO: 3



PERFIL

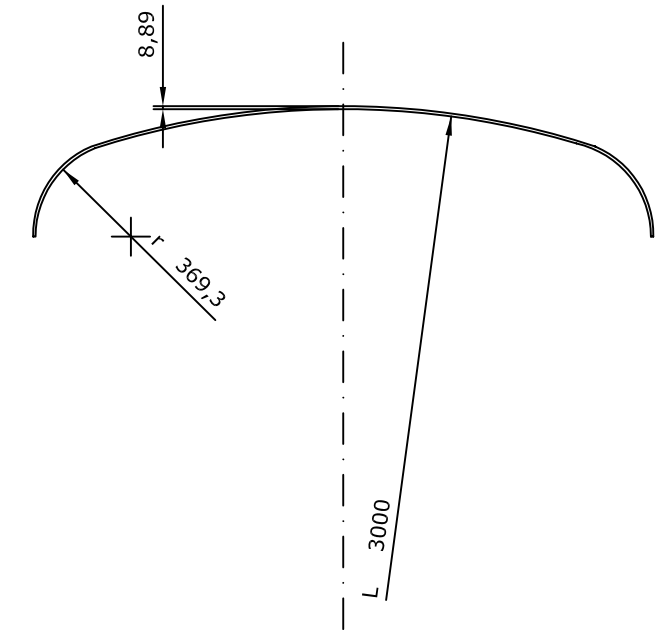
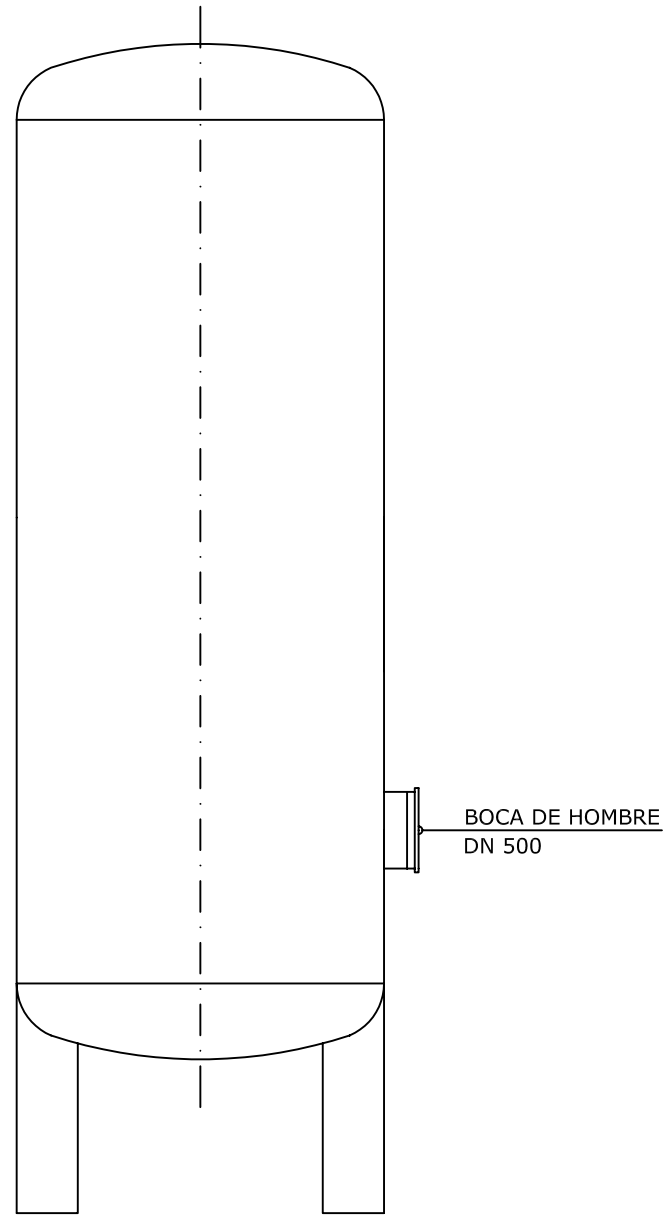
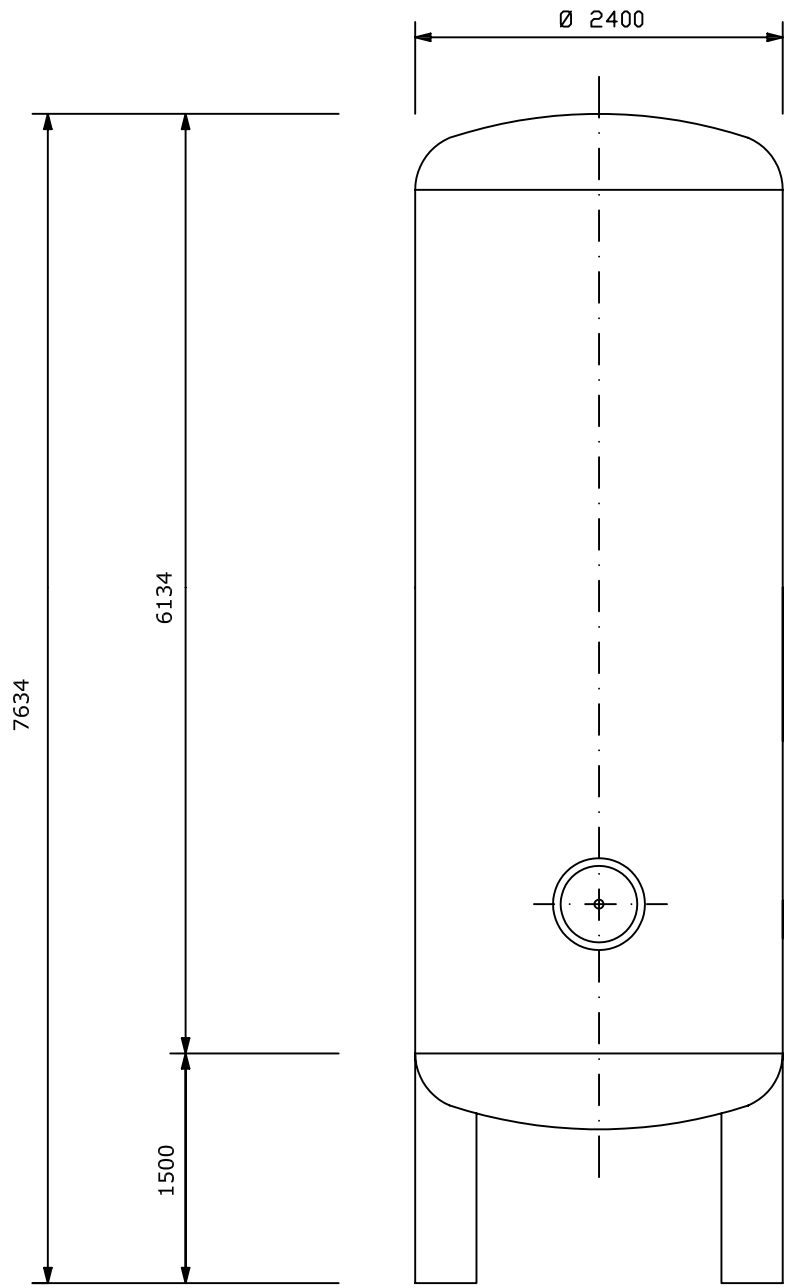


DETALLE DE LOS FONDOS



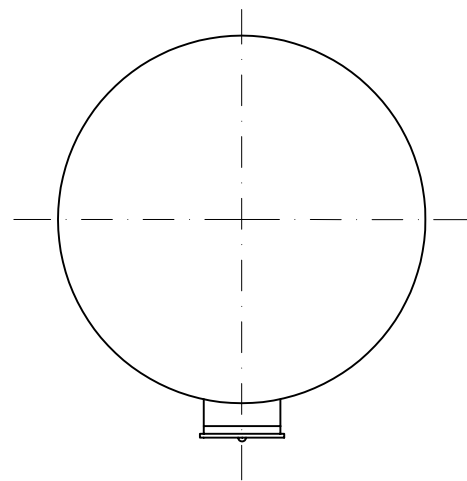
PLANTA

TANQUE DE PROCESO / PULMÓN DE RECUPERACIÓN		
AUTOR: EVA LÓPEZ GARCÍA FECHA: NOVIEMBRE 2007	Universidad de Cádiz FACULTAD DE CIENCIAS	FIRMA:
ESCALA : 1:50	DISEÑO DE UNA PLANTA MULTIFUNCIONAL PARA LA EXTRACCIÓN DE HOLLEJO DE UNA TINTA MEDIANTE DISOLVENTES A ALTA PRESIÓN.	NÚMERO DE PLANO: 4



DETALLE DE LOS FONDOS

PERFIL



PLANTA

TANQUE DE CODISOLVENTE

AUTOR: EVA LÓPEZ GARCÍA
FECHA: NOVIEMBRE 2007

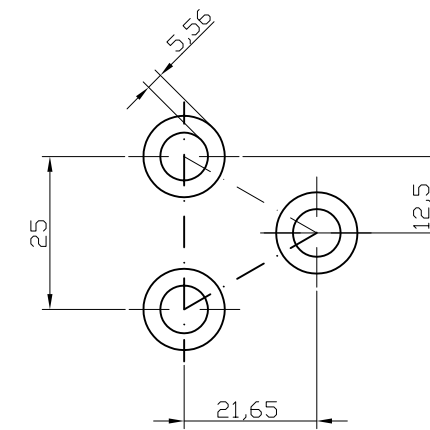
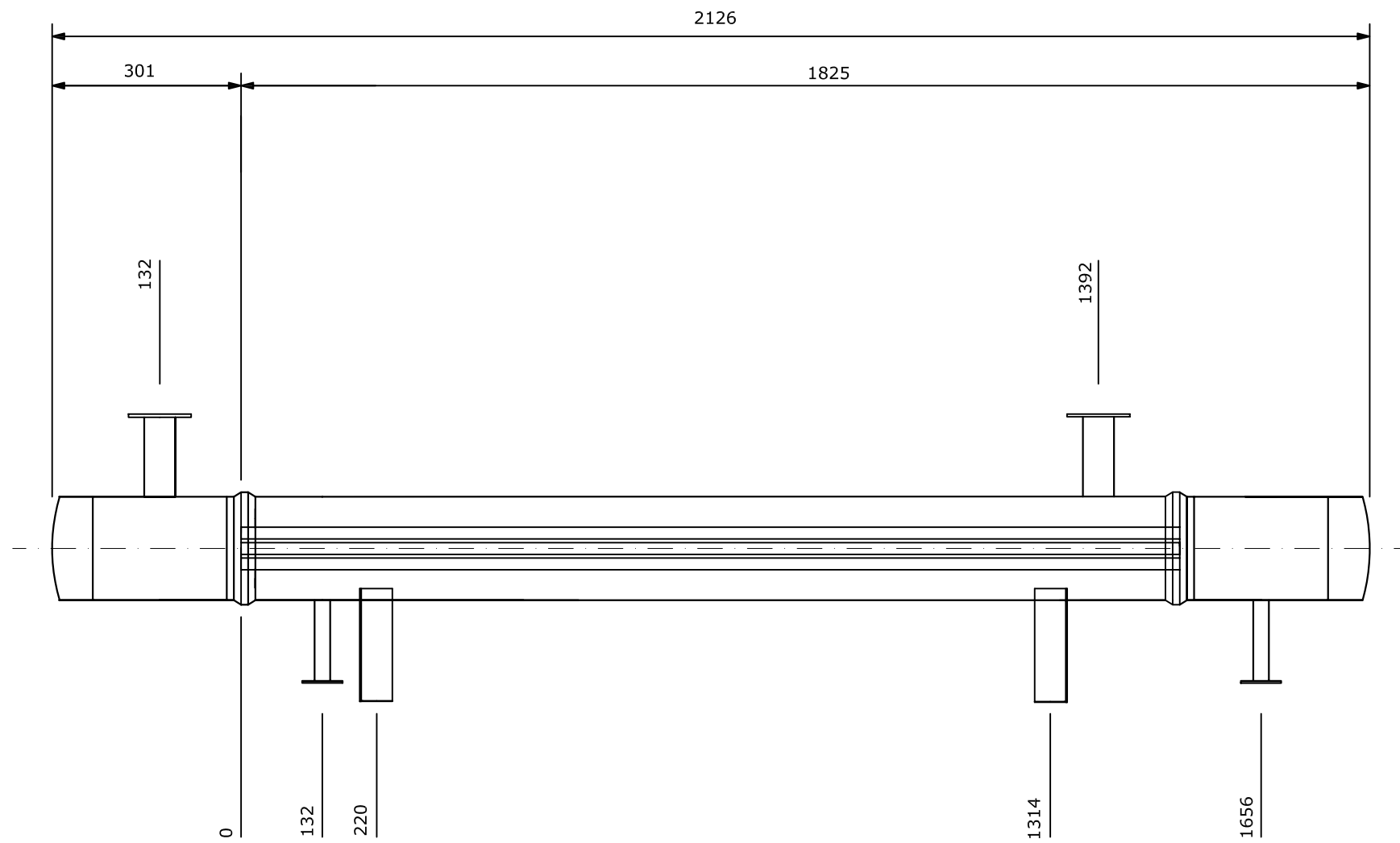
Universidad de Cádiz
FACULTAD DE CIENCIAS

FIRMA:

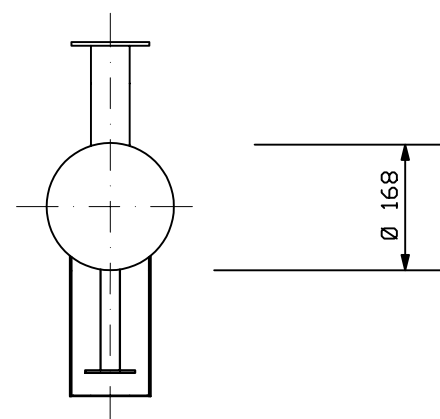
ESCALA : 1:50

DISEÑO DE UNA PLANTA MULTIFUNCIONAL PARA LA
EXTRACCIÓN DE HOLLEJO DE UNA TINTA MEDIANTE
DISOLVENTES A ALTA PRESIÓN.

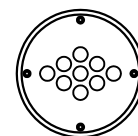
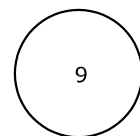
NÚMERO DE PLANO: 5



DETALLE PITCH



PERFIL



INTERCAMBIADOR CC-1

AUTOR: EVA LÓPEZ GARCÍA
FECHA: NOVIEMBRE 2007

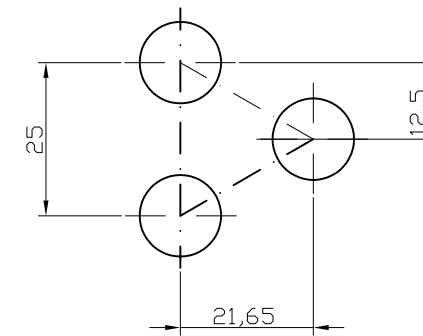
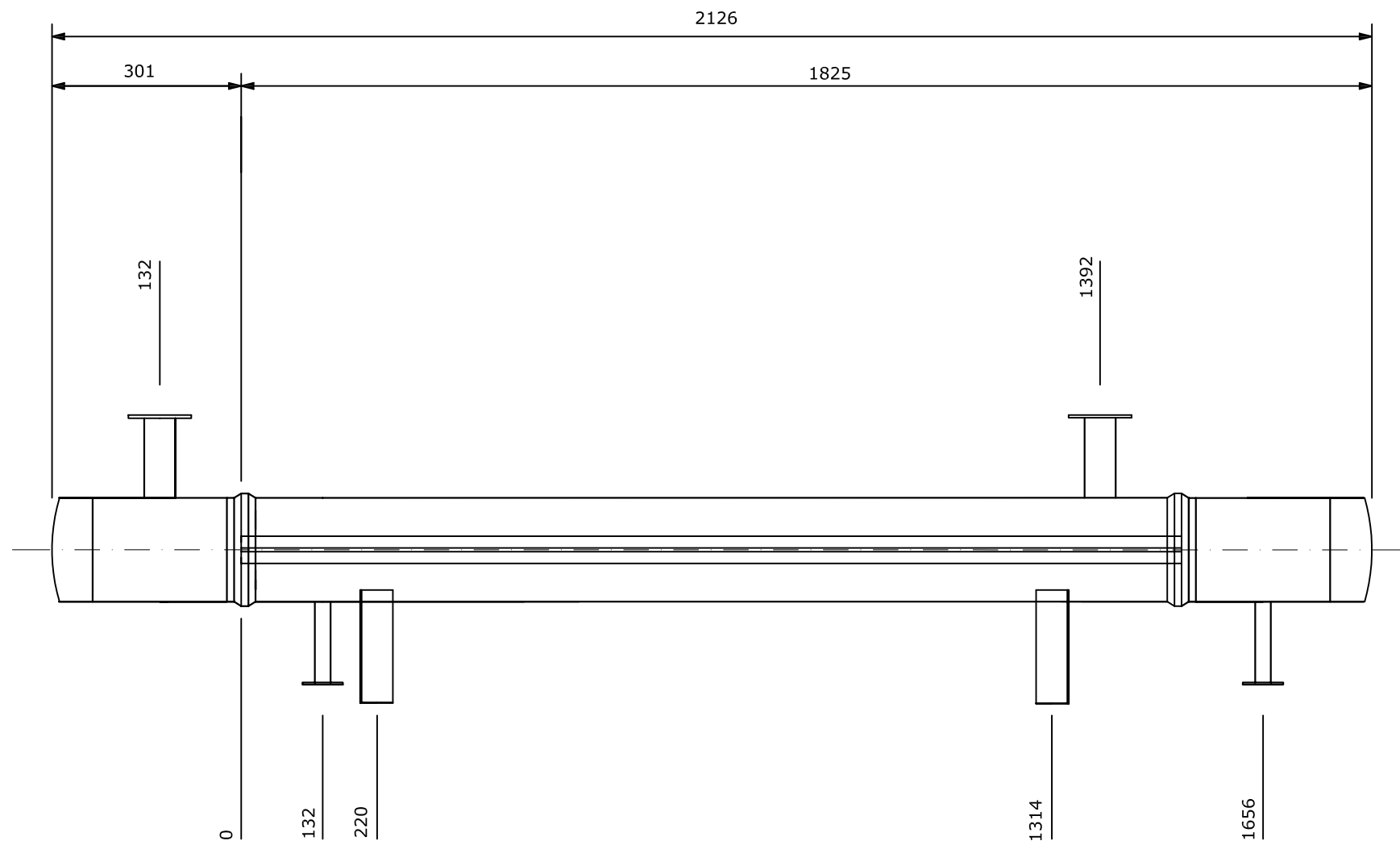
Universidad de Cádiz
FACULTAD DE CIENCIAS

FIRMA:

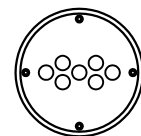
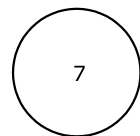
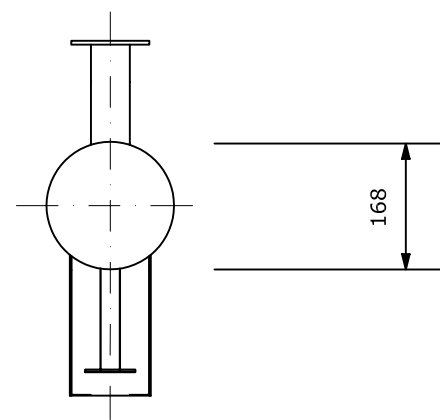
ESCALA : 1:10

DISEÑO DE UNA PLANTA MULTIFUNCIONAL PARA LA EXTRACCIÓN DE HOLLEJO DE UNA TINTA MEDIANTE DISOLVENTES A ALTA PRESIÓN.

NÚMERO DE PLANO: 6



DETALLE PITCH



INTERCAMBIADOR CC-2 / CC-3

AUTOR: EVA LÓPEZ GARCÍA
FECHA: NOVIEMBRE 2007

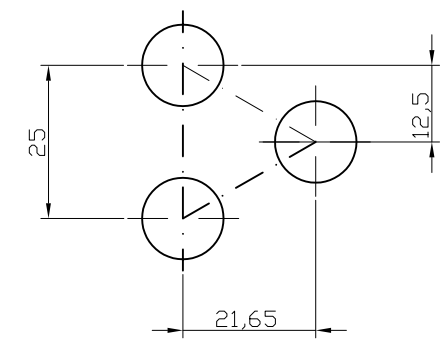
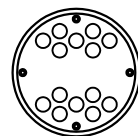
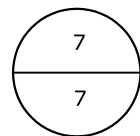
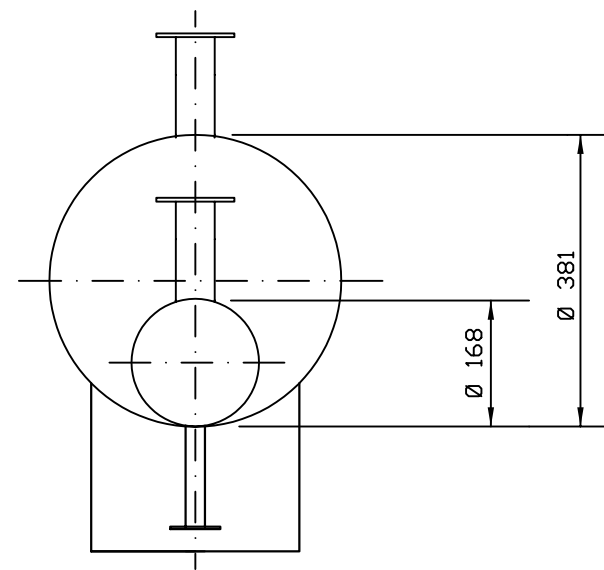
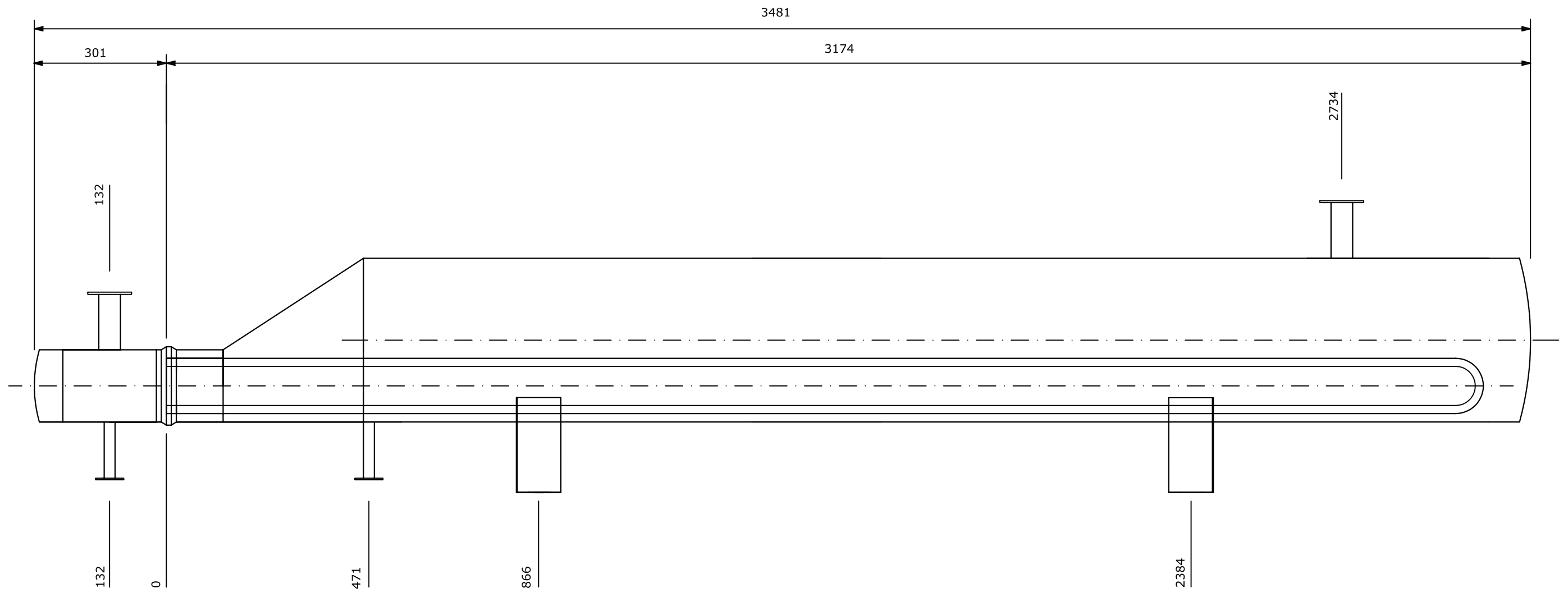
Universidad de Cádiz
FACULTAD DE CIENCIAS

FIRMA:

ESCALA : 1:10

DISEÑO DE UNA PLANTA MULTIFUNCIONAL PARA LA
EXTRACCIÓN DE HOLLEJO DE UNA TINTA MEDIANTE
DISOLVENTES A ALTA PRESIÓN.

NÚMERO DE PLANO: 7



DETALLE PITCH

CONDENSADOR Cd-1

AUTOR: EVA LÓPEZ GARCÍA
FECHA: NOVIEMBRE 2007

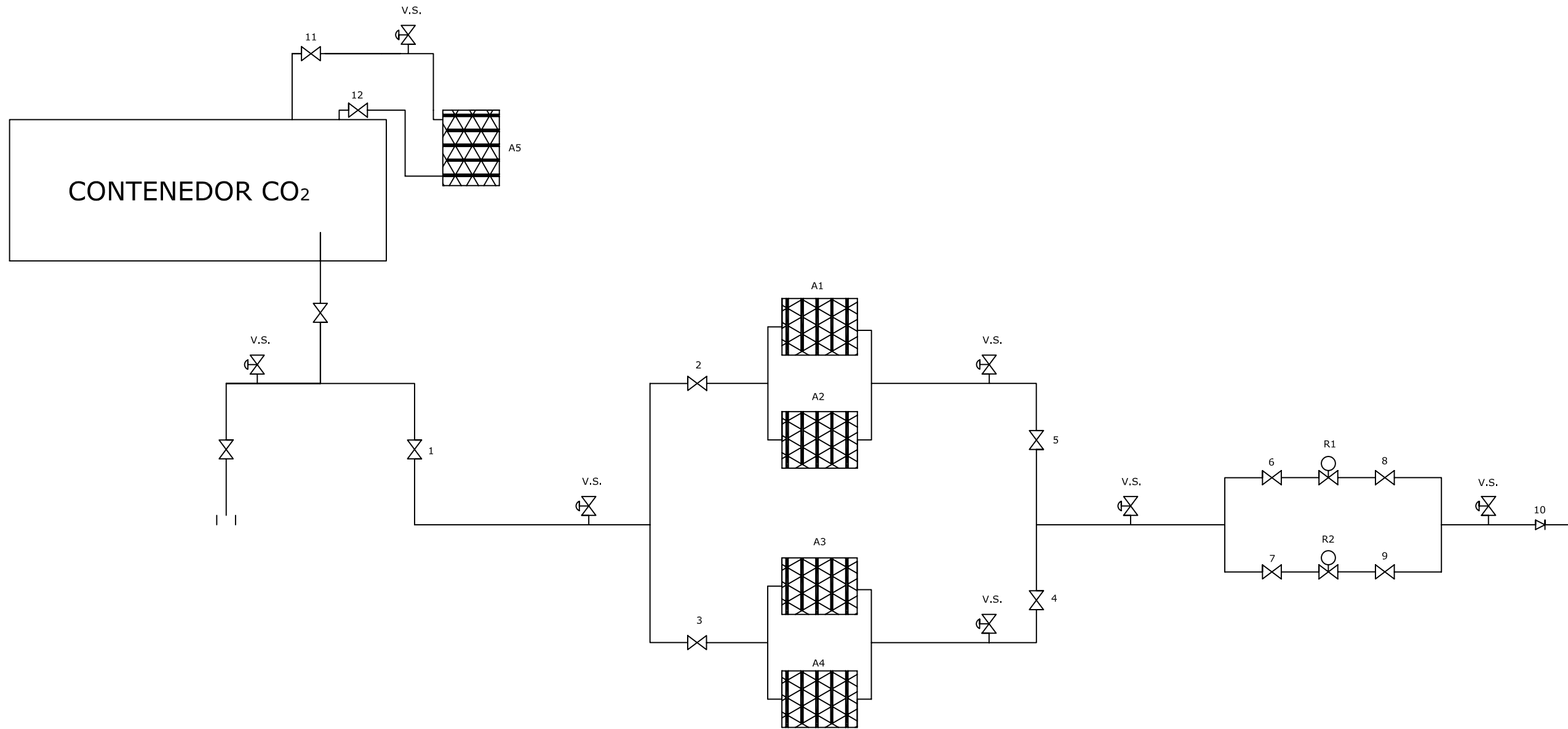
Universidad de Cádiz
FACULTAD DE CIENCIAS

FIRMA:

ESCALA : 1:10

DISEÑO DE UNA PLANTA MULTIFUNCIONAL PARA LA
EXTRACCIÓN DE HOLLEJO DE UNA TINTA MEDIANTE
DISOLVENTES A ALTA PRESIÓN.

NÚMERO DE PLANO: 8



BC - BOCA DE CARGA

1,2,3,11 Y 12 - VÁLVULAS CRIOGÉNICAS

4,5,6,7,8 Y 9 - VÁLVULAS BOLA

10 VÁLVULA DE RETENCIÓN

V.S. VÁLVULA DE SEGURIDAD

A-1,A-2,A-3,A-4 Y A-5 GASIFICADORES AMBIENTALES

SISTEMA DE RECEPCIÓN DEL CO₂

AUTOR: EVA LÓPEZ GARCÍA
FECHA: NOVIEMBRE 2007

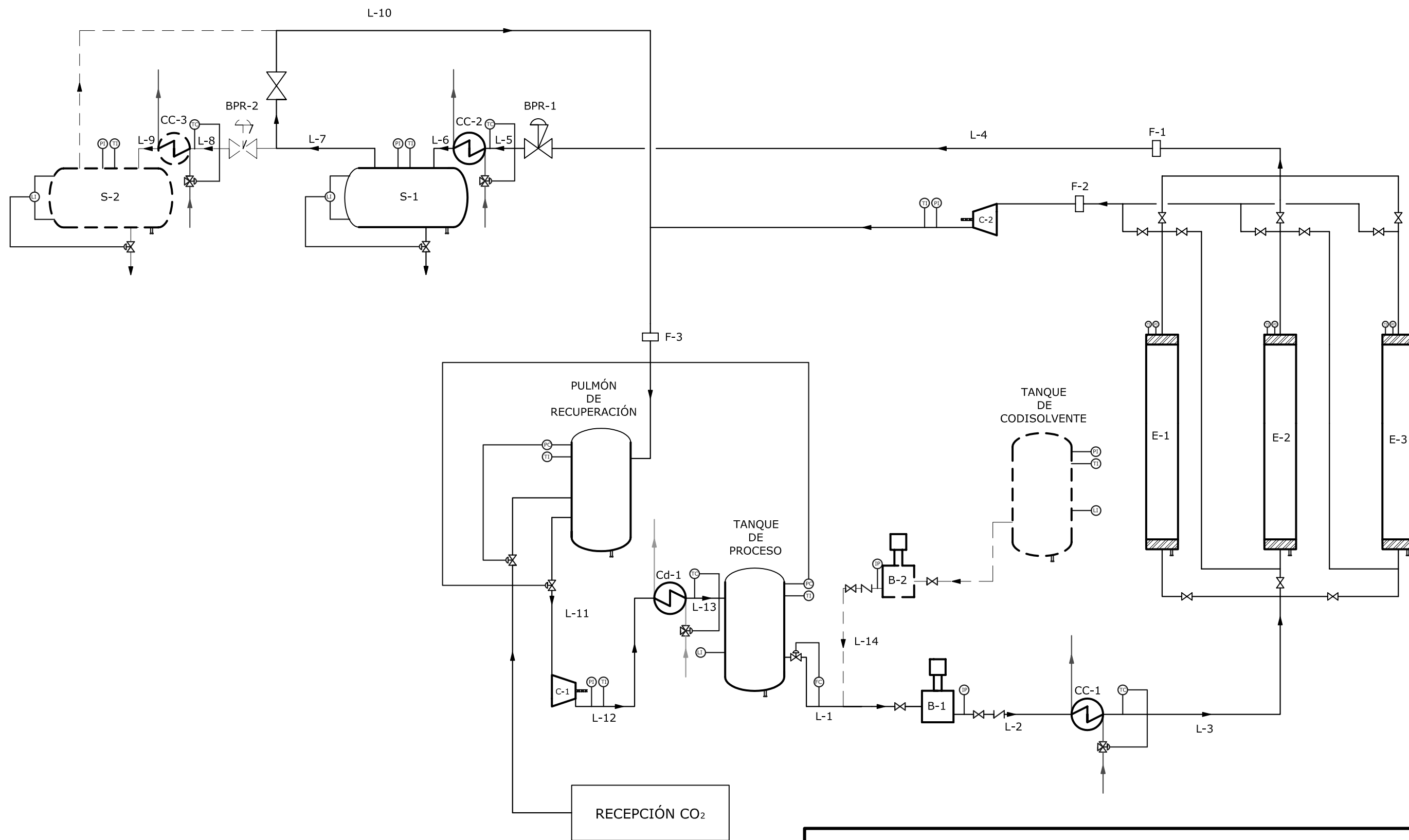
Universidad de Cádiz
FACULTAD DE CIENCIAS

FIRMA:

ESCALA :
SIN ESCALA

DISEÑO DE UNA PLANTA MULTIFUNCIONAL PARA LA
EXTRACCIÓN DE HOLLEJO DE UNA TINTA MEDIANTE
DISOLVENTES A ALTA PRESIÓN.

NÚMERO DE PLANO: 9



CONTROL E INSTRUMENTACIÓN

AUTOR: EVA LÓPEZ GARCÍA
FECHA: NOVIEMBRE 2007

Universidad de Cádiz
FACULTAD DE CIENCIAS

FIRMA:

ESCALA :
SIN ESCALA

DISEÑO DE UNA PLANTA MULTIFUNCIONAL PARA LA
EXTRACCIÓN DE HOLLEJO DE UNA TINTA MEDIANTE
DISOLVENTES A ALTA PRESIÓN.

NÚMERO DE PLANO: 10

