

UNIVERSIDAD NACIONAL DE CÓRDOBA

Facultad de Ciencias Exactas, Físicas y Naturales



“Diseño de dispositivo hidrotérmico para la obtención de compuestos fenólicos a partir de alperujo”

Proyecto Integrador de la carrera de Ingeniería Química de la Facultad de Ciencias Exactas, Físicas y Naturales de la Universidad Nacional de Córdoba conforme a los requisitos para obtener el título de Ingeniero Químico por

**Bertone, Lautaro
Copparoni, Pablo Esteban**

Córdoba, Argentina

2019

ÍNDICE

1.	PREFACIO	1
2.	INTRODUCCIÓN	2
3.	OBJETIVOS	4
3.1.	Objetivo general	4
3.2.	Objetivos específicos.....	4
4.	MARCO TEÓRICO.....	5
4.1.	Aceite de oliva	5
4.1.1.	Definición	5
4.1.2.	Procesos de producción.....	5
4.1.3.	Diagrama de proceso de Cooperativa los 12 olivos Ltda.....	7
4.2.	Compuestos Fenólicos.....	7
4.2.1.	Definición	7
4.2.2.	Clasificación	8
4.2.3.	Características químicas.....	9
4.2.4.	Compuestos fenólicos en aceitunas de oliva	9
4.3.	Alperujo.....	10
4.3.1.	Definición	10
4.3.2.	Composición química	10
4.3.3.	Problemática del alperujo	12
4.3.4.	Posibles usos para el alperujo	13
4.3.5.	Compuestos fenólicos del alperujo	13
4.3.6.	Extracción de los compuestos fenólicos presentes en alperujo .	15
4.3.7.	Aplicaciones comerciales para compuestos fenólicos	17
4.3.8.	Ubicación	19
4.3.9.	Producción temporada 2017.....	20
4.4.	Regímenes de transporte de masa y energía en procesos.	22

4.5.	Mecanismos de transferencia de calor.....	22
4.6.	Balances de masa y energía del sistema	25
4.6.1.	Balance de masa	25
4.6.2.	Balance de energía	26
5.	DISEÑO Y RESPALDO TEÓRICO DE LOS EQUIPOS INVOLUCRADOS EN EL PROCESO PRODUCTIVO.....	27
5.1.	Diseño del proceso	28
5.1.1.	Etapas detalladas	30
5.2.	Tanque de acondicionamiento.....	31
5.2.1.	Determinación de caudal másico.....	31
5.2.2.	Dimensionamiento.....	32
5.2.2.1.	<i>Tanque</i>	32
5.2.2.2.	<i>Agitador</i>	32
5.2.3.	Velocidad de sedimentación.....	34
5.2.4.	Suspensión de partículas.....	36
5.2.5.	Consumo de potencia.....	37
5.3.	Intercambio térmico líquido-líquido	38
5.3.1.	Calor necesario	38
5.3.2.	Diferencia de temperatura logarítmica media (LMTD)	39
5.3.3.	Circulación interna del tubo	40
5.3.4.	Circulación en el ánulo	44
5.3.5.	Temperatura de pared del tubo.....	46
5.3.6.	Coeficiente global de transferencia de calor limpio (U_L)	47
5.3.7.	Factores de obstrucción (R_D).....	47
5.3.8.	Coeficiente global de transferencia de calor sucio (U_D).....	48
5.3.9.	Área y longitud de diseño.....	48
5.3.10.	Número de tubos (N_t).....	48

5.3.11.	Caída de presión	49
5.4.	Intercambio térmico líquido-gas.....	50
5.4.1.	Caracterización de gases.....	51
5.4.2.	Configuración “SERPENTÍN”	53
5.4.3.	Caídas de presión	56
5.5.	Tanque pulmón de termostatzado.....	56
5.5.1.	Dimensionamiento.....	56
5.5.2.	Calentamiento inicial para entrar en régimen	57
5.5.3.	Sistema de recirculación	60
5.6.	Tanque de almacenamiento.....	60
5.7.	Pérdidas de calor en el sistema.....	60
5.7.1.	Aislación térmica.....	61
5.7.2.	Intercambiador líquido-líquido	61
5.7.3.	Tanque pulmón termostatzado.....	67
5.8.	Selección de bomba	71
5.8.1.	Pérdidas de energía debido a fricción.....	72
5.8.2.	Pérdidas menores	73
5.8.3.	Potencia de la bomba	74
5.9.	Alternativas de diseño para distintas etapas del proceso	74
6.	DISEÑO Y DIMENSIONAMIENTO POR ETAPAS.....	76
6.1.	Tanque de acondicionamiento.....	76
6.1.1.	Determinación de caudal.....	76
6.1.2.	Dimensionamiento.....	77
6.1.3.	Velocidad de sedimentación.....	78
6.1.4.	Suspensión de partículas	80
6.1.5.	Consumo de potencia.....	81
6.1.6.	Resumen de resultados.....	82

6.2.	Intercambiador térmico líquido-líquido.....	83
6.2.1.	Circulación interna del tubo	87
6.2.2.	Circulación en el ánulo	90
6.2.3.	Temperatura de pared de tubo.....	92
6.2.4.	Coeficientes de corrección ϕ	92
6.2.5.	Coeficiente de transferencia global limpio (U_L).....	93
6.2.6.	Factores de obstrucción (R_D).....	93
6.2.7.	Coeficiente de transferencia global sucio (U_D)	94
6.2.8.	Área (A_D) y longitud (L_D) de diseño	94
6.2.9.	Número de tubos	95
6.2.10.	Caída de presión	95
6.2.11.	Resumen de resultados.....	97
6.3.	Intercambiador térmico Líquido-Gas.....	99
6.3.1.	Calor necesario.....	101
6.3.2.	Caracterización del gas	101
6.3.3.	Temperatura media logarítmica (LMDT).....	105
6.3.4.	Cálculo del coeficiente convectivo en el lado interno del serpentín	105
6.3.5.	Cálculo del coeficiente convectivo en el lado externo del serpentín	107
6.3.6.	Temperatura de pared de serpentín (47)	108
6.3.7.	Corrección de coeficientes peliculares	109
6.3.8.	Coeficiente de transferencia global limpio (U_L).....	109
6.3.9.	Factores de obstrucción (R_D).....	110
6.3.10.	Coeficiente de transferencia global sucio (U_D)	110
6.3.11.	Área (A_D) y longitud (L_D) de diseño	111
6.3.12.	Caracterización del serpentín.....	111

6.3.13.	Caída de presión	111
6.3.14.	Resumen de resultados.....	113
6.4.	Tanque pulmón de termostatizado.....	115
6.4.1.	Dimensionamiento.....	116
6.4.2.	Calentamiento inicial para entrar en régimen	117
6.4.3.	Sistema de recirculación	120
6.4.4.	Resumen de resultados.....	122
6.5.	Pérdidas de calor	123
6.5.1.	Intercambiador líquido – líquido	123
6.5.2.	Tanque pulmón termostatizado.....	132
6.5.3.	Resumen de resultados.....	138
6.6.	Selección de bombas	140
6.6.1.	Bomba 1.....	140
6.6.2.	Bomba 2.....	145
6.6.3.	Resumen de resultados.....	148
6.7.	Alternativas de diseño	149
6.7.1.	Intercambiador líquido-líquido	150
6.7.1.1.	<i>Cambio de configuración.</i>	150
6.7.1.2.	<i>Reducción de tiempos de operación.</i>	150
6.7.2.	Intercambiador líquido-gas	150
6.7.2.1.	Reducción de tiempos de operación.....	150
6.7.2.2.	<i>Intercambiador de tubos coaxiales</i>	151
6.7.2.3.	<i>Alternativas para mejorar la transferencia de calor.</i>	151
6.7.3.	Tanque pulmón de termostatizado	153
7.	ESTIMACIÓN DE COSTO DE INVERSIÓN EN MATERIALES Y EQUIPOS.....	154
8.	CONCLUSIONES.....	158

9.	PERSPECTIVAS FUTURAS.....	160
10.	BIBLIOGRAFÍA.....	162

1. PREFACIO

Desde la primera revolución industrial, el mundo ha visto y entendido cómo las industrias han tomado un rol protagónico en las economías y en el desarrollo de los países. El constante avance de la tecnología ha permitido la apertura de nuevos mercados y la aparición de nuevos productos que hasta hace un tiempo atrás eran impensados.

Si bien la industria ha mejorado sustancialmente la calidad de vida de las personas, fue en dirección inversa para con el medio ambiente. En los últimos 100 años el impacto ambiental creció exponencialmente afectando nuestra capa de ozono, elevando las temperaturas de los mares y océanos, contaminando aguas, suelos, extinguiendo especies, entre tantas otras.

Movilizada por diferentes desastres naturales, la sociedad en general ha comenzado a expresarse de manera más contundente a favor de la protección del ambiente. Consecuentemente, el sector industrial, está tratando de cambiar su forma de producir, apuntando hacia una política de producción limpia y ecoeficiente.

Las industrias deben encontrar la forma de optimizar sus procesos, disminuyendo la cantidad de materia prima sin disminuir el volumen producido, utilizando menos cantidad de agua, agregando valor a subproductos, etc.

Los ingenieros químicos adquieren capacidades que los involucran de lleno en optimización de procesos y conciencia ambiental preventiva, lo que los hace idóneos para estar al frente de proyectos productivos cuyo objetivo sea minimizar el impacto antes que remediarlo y de esta manera provocar un aumento en los beneficios obtenidos.

2. INTRODUCCIÓN

Desarrollo sustentable es aquel desarrollo que satisface las necesidades presentes sin comprometer la habilidad de las futuras generaciones de satisfacer sus propias necesidades (Informe Brundtland, 1987).

Desde hace años, las diferentes políticas aplicadas en Argentina presentan importantes y complejos desafíos para el sector industrial y productivo en cuestiones ambientales, por ejemplo, falta de apoyo e incentivo para desarrollos científicos y tecnológicos, dificultades para la importación de equipamiento, falta de previsibilidad en el tipo de cambio, etc. Esto impone grandes barreras para lograr el tan ansiado desarrollo sustentable.

Es necesario atender a esta necesidad de la industria a través del desarrollo de nuevos procesos o mejorando los utilizados actualmente, esta tarea puede ser puesta en manos de distinta clase de profesionales. El ingeniero químico posee un abanico de conocimientos interdisciplinarios que le permiten desarrollar y diseñar diversos tipos de procesos y equipos, considerando requerimientos económicos, ambientales y sociales para obtener un equilibrio entre la producción y el impacto negativo que esta pueda provocar. Apuntando a la prevención, se puede evitar una necesidad futura de remediación y de esta manera obtener mejores resultados tanto económicos como ambientales.

Este Proyecto Integrador se origina a partir de un Proyecto de Desarrollo Tecnológico y Social (PDTS) entre la Universidad Nacional de Córdoba, la Universidad Nacional de Catamarca (UNCa) y la Cooperativa 12 Olivos, de San Fernando del Valle de Catamarca. Los PDTS son proyectos de investigación que están orientados al desarrollo de tecnologías asociadas a una oportunidad estratégica o a una necesidad de mercado o de la sociedad y dirigidos a la generación de productos, procesos, prospectivas o propuestas. El presente trabajo propone una serie de etapas que se pueden anexar al proceso principal de obtención de aceite de oliva, con el fin de transformar en subproducto un flujo residual que actualmente representa un problema.

La organización involucrada es la “Cooperativa Los 12 Olivos Ltda.”, ubicada en San Fernando del Valle de Catamarca, en el parque industrial El Pantanillo. Esta cooperativa, fundada por 13 productores de la región junto a la

Universidad Nacional de Catamarca (UNCa), posee una pequeña planta que produce aceite de oliva y brinda servicios a los pequeños y medianos productores de la región. La extracción del aceite se lleva a cabo según el proceso de dos fases, generando dos corrientes de salida, una de aceite y otra de alperujo, compuesta por agua de vegetación y residuo sólido. Dada la composición del alperujo es posible agregar valor a esta corriente actualmente no aprovechada y que genera un alto volumen de material contaminante.

Actualmente, Catamarca está en alerta por la grave situación del sector olivícola, el principal factor de desaliento es el costo de la energía para extraer agua de más de 150 m de profundidad. Muchos productores abandonaron sus fincas y apenas sobreviven 2 de cada diez (Info Alimentación, 2019). A través del aprovechamiento de efluentes del proceso de extracción de aceite de oliva, es posible, para los distintos productores y/o cooperativas apuntar a nuevos mercados y generar nuevas fuentes de ingreso. Debido a la importancia de esta región como productora de olivos, comenzar a producir y comercializar nuevos productos conllevaría un impacto positivo para todos los productores involucrados, a su vez puede funcionar como un impulso para la radicación de nuevos emprendimientos enfocados en el tratamiento de estas sustancias. En este momento, el alperujo se dispone de diferentes maneras y con distintos niveles de consideración ambiental. Para tener una noción, según un estudio realizado por INTA en 2016, *“los residuos totales generados son de 23.032.120 kg/año, correspondiendo el 60 % a alperujo, el 24 % a alpechín, el 10 % a orujo, el 3 % soda cáustica y 3 % a hojas y palillos. Respecto a la disposición de los residuos en las empresas se determinó que el 47 % es localizado en playones, el 26 % en diques, el 19 % es dispersado en lotes del campo, 4 % es volcado en los caminos y un 4 % en piletas de desecación (esto corresponde principalmente a la soda cáustica). El 96 % de los residuos son vertidos, en sitios que no cuentan con todos los controles ambientales”*. A través de este trabajo se plantea disminuir el impacto que actualmente este producto ocasiona con su aplicación directa a los suelos, pero al mismo tiempo, encontrar una forma de agregarle valor.

3. OBJETIVOS

3.1. Objetivo general

El objetivo general es diseñar el equipamiento para la extracción de compuestos fenólicos a partir del alperujo. De esta manera se agrega valor a este efluente del proceso de obtención de aceite de oliva.

3.2. Objetivos específicos

1. Definir los equipos necesarios para llevar a cabo el proceso de extracción hidrotérmico de compuestos fenólicos a partir de los residuos generados en la planta de la Cooperativa Los 12 Olivos Ltda.
2. Dimensionar los equipos involucrados.
3. Analizar las alternativas de equipamiento.
4. Estimar el costo de inversión en materiales y equipos.

4. MARCO TEÓRICO

4.1. Aceite de oliva

4.1.1. Definición

Se entiende por Aceite de oliva el obtenido de los frutos de *Olea europaea L.* Se denominan Aceites de oliva vírgenes a los obtenidos a partir del fruto del olivo exclusivamente por procedimientos mecánicos y técnicos adecuados y purificado solamente por lavado, sedimentación, filtración y/o centrifugación, quedando excluida la extracción por disolventes. (Código Alimentario Argentino, 2018).

4.1.2. Procesos de producción

Existen tres diferentes tecnologías para la producción de aceite de oliva, sin embargo, todas siguen lineamientos generales y tienen etapas comunes, la diferencia entre ellas se encuentra en el método de extracción.

Proceso general

- **Recolección:** los métodos empleados para la recolección de la aceituna son, tanto los sistemas tradicionales manuales, como los sistemas mecanizados basados en nuevas tecnologías. Lo más importante de este proceso es no dañar la aceituna.
- **Transporte:** las aceitunas se recogen inmediatamente para ser transportadas en cajas o bins a la almazara (fábrica de aceite de oliva).
- **Recepción:** las aceitunas ingresan a las almazaras. Seguido se clasifica el fruto, se suele hacer en función de la variedad, del grado de maduración y del estado sanitario.
- **Limpieza y pesado:** se eliminan todas las impurezas que pueda traer el fruto (hojas, tallos, piedras o cualquier material externo) antes de ser procesadas.
- **Molienda:** en esta etapa las aceitunas son sometidas a un enérgico tratamiento para romper los tejidos vegetales, desgarrar la pulpa y las semillas y liberar el aceite formando una pasta homogénea. Suelen utilizarse, para el método tradicional, molinos de piedras cilíndricas y de

piedras cónicas y para los otros dos métodos, molinos de martillos, dientes, discos, rodillos, etc, estos últimos no afectan las propiedades de la fruta.

- Batido: esta etapa consiste en una prolongada frotación del producto de la molienda para unir las gotas de aceite, romper la emulsión y formar una fase oleosa continua.
- Extracción: etapa donde se obtiene el aceite de oliva, puede realizarse por los siguientes métodos:
 - Tradicional: es un método discontinuo donde mediante un sistema de prensado se obtienen dos corrientes, una líquida de aceite y agua de vegetación y otra de producto sólido, subproducto que se conoce como orujo. Este método ha quedado en desuso por las desventajas inherentes de utilizar un método discontinuo en la industria y por entregar un aceite de pobre calidad química.
 - Tres fases: es un método continuo donde se agrega agua a la pasta oleosa obtenida de la molienda y un sistema de centrifugación separa tres corrientes diferentes, aceite de oliva, agua de vegetación o alpechín, y orujo. Respecto al anterior, ofrece ventajas de un proceso continuo pero utiliza una gran cantidad de agua.
 - Dos fases: es un método continuo en el cual se realiza una separación en una centrífuga horizontal o decanter con dos salidas: una para el aceite y la otra para el alperujo que es una mezcla de orujo y alpechín. Este método es el más ventajoso ya que es continuo, se obtiene un aceite de mejor calidad química y casi no produce vertidos líquidos, por lo que se denomina proceso “ecológico”.
- Filtrado: se elimina cualquier residuo sólido que haya superado etapas anteriores.
- Almacenamiento: el aceite obtenido se clasifica según su calidad química y sensorial y se almacena en cubas de acero inoxidable en completa oscuridad y a temperaturas suaves y constantes (15°C a 18°C) para su posterior envasado.

4.1.3. Diagrama de proceso de Cooperativa los 12 olivos Ltda.

En la Cooperativa los 12 olivos Ltda., el aceite de oliva se obtiene mediante el proceso de dos fases. En la Figura 1 se muestra el diagrama en detalle del proceso.

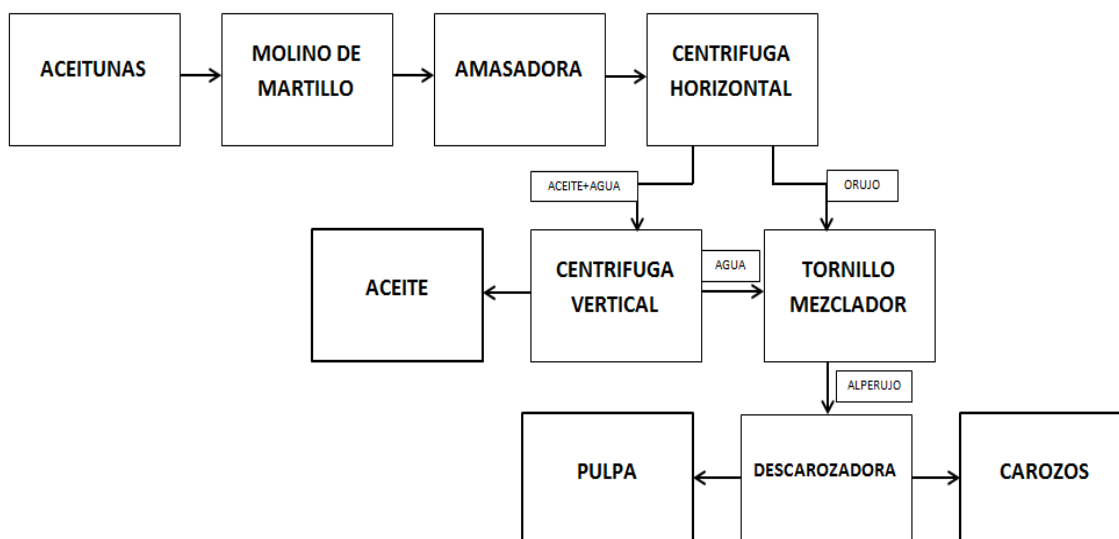


Figura 1 – Diagrama de proceso.

4.2. Compuestos Fenólicos

4.2.1. Definición

Un metabolito o producto secundario es un compuesto que no tiene una función reconocida en el mantenimiento de los procesos fisiológicos fundamentales de los organismos que los sintetizan. Forman parte de las diversas estrategias que las plantas han desarrollado para superar su condición de sedentarias, cumpliendo funciones tales como protegerlas de depredadores, darles ventaja en la competencia de su hábitat con otras plantas, atraer polinizadores y simbioses, entre otras. Un ejemplo de metabolito secundario son los compuestos fenólicos, estos son sustancias químicas que poseen un anillo aromático, con uno o más grupos hidroxilos incluyendo derivados funcionales (ésteres, metil ésteres, glucósidos, etc.). Son sintetizados por las plantas y pasan al reino animal debido a la ingesta de estas. Su síntesis es regulada genéticamente a nivel cualitativo como cuantitativo, aunque su producción también se ve afectada por factores ambientales.

4.2.2. Clasificación

Los compuestos fenólicos se pueden agrupar en diferentes clases dependiendo de su estructura química básica. En la Figura 2 se muestran las principales familias de compuestos fenólicos junto con su estructura básica.

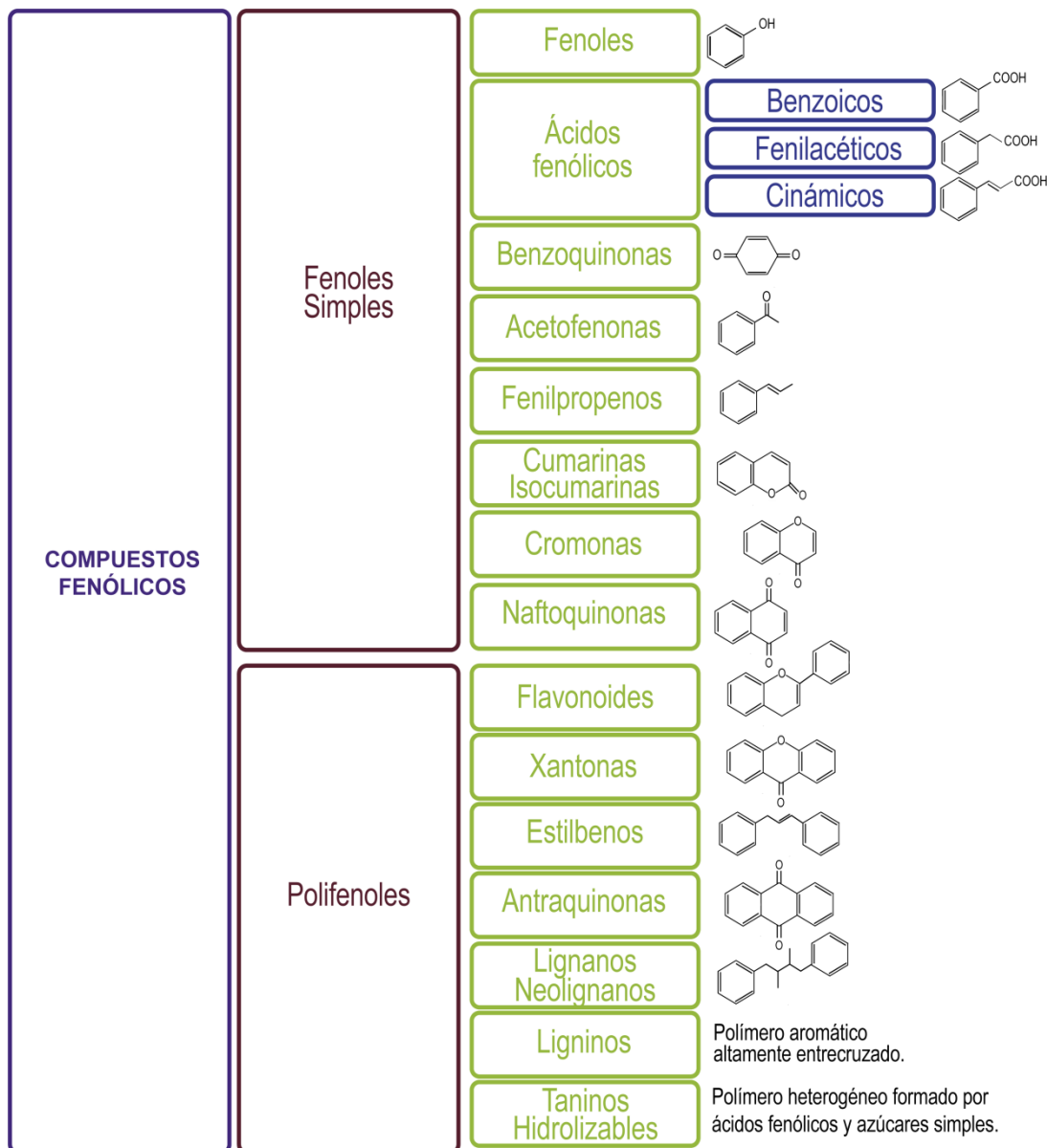


Figura 2 – Clasificación de compuestos fenólicos.

La naturaleza de los compuestos fenólicos varía desde moléculas simples como los ácidos fenólicos hasta compuestos altamente polimerizados, como los taninos. Se encuentran en forma conjugada con uno o más residuos de azúcar unidos a los grupos hidroxilo. Los azúcares asociados pueden ser monosacáridos, disacáridos o también oligosacáridos. El principal residuo de

azúcar al que se unen es la glucosa. También son comunes las conjugaciones con otros compuestos como ácidos carboxílicos y orgánicos, aminas, lípidos e incluso otros compuestos fenólicos. (Bravo, 1998)

4.2.3. Características químicas

Los compuestos fenólicos pueden actuar como fitoalexinas (compuestos antimicrobianos) en plantas heridas para evitar ataques fúngicos o bacterianos y contribuyen a la pigmentación de distintas partes de la planta.

Por otro lado, una de las principales características químicas de los compuestos fenólicos, y de mayor interés en este proyecto, son sus propiedades antioxidantes. Los compuestos fenólicos, dependiendo de su estructura, pueden inhibir la oxidación de dos formas diferentes, la primera es mediante la presencia de los dobles enlaces conjugados en el anillo fenólico, esto permite a la molécula deslocalizar el electrón libre que queda luego de donar un H^+ a un radical libre dando como resultado final la neutralización de ese radical que puede degradar un compuesto lipídico, generando otro radical, mucho más estable por resonancia que no puede actuar en oxidaciones posteriores (Figura 3). La otra forma en que actúan son capturando, y formando un complejo con iones metálicos, de esta forma evitan que estos participen como catalizadores en reacciones de oxidación lipídica, son “secuestrantes” de metales.

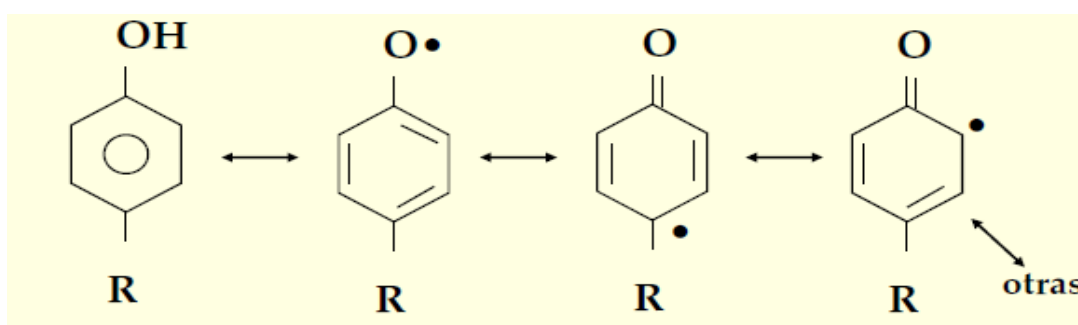


Figura 3 – Estabilización de radical libre.

4.2.4. Compuestos fenólicos en aceitunas de oliva

En este trabajo son de nuestro interés los compuestos fenólicos presentes en el fruto del olivo, a partir del cual se extrae su aceite generando

subproductos que dependen del tipo de proceso empleado. En el caso del proceso de dos fases en el cual se genera una corriente de aceite y otro de alperujo, estudios realizados para determinar el contenido fenólico en cada una de las partes que constituyen el alperujo (pulpa, carozo y agua de vegetación) y el aceite indicaron que el primero conserva un 98,9% de los compuestos fenólicos recuperados, repartiéndose un 81,3% en la pulpa, 16,3% en el carozo y un 2% en el agua de vegetación (Gómez, 2018). Otro aspecto de importancia es que utilizando el proceso de dos fases aproximadamente el 80% de la aceituna procesada se convierte en alperujo. Este es un residuo contaminante debido a su efecto biocida, pero por otro lado, si se somete a un adecuado tratamiento hidrotérmico es posible separar gran parte de los compuestos fenólicos y a su vez aprovecharlos en la industria alimenticia y farmacéutica.

Actualmente existe gran interés por estos compuestos debido a sus propiedades antioxidantes, lo que puede resultar beneficioso para la conservación de alimentos susceptibles a oxidación y en la salud humana, para tratamiento y prevención del cáncer, enfermedad cardiovascular y otras patologías de carácter inflamatorio (Gómez, 2018).

4.3. Alperujo

4.3.1. Definición

El alperujo es el principal residuo que se genera durante el proceso de elaboración del aceite de oliva por el sistema de centrifugación de dos fases. Aproximadamente el 80% de la aceituna molturada se transforma en este residuo orgánico. Presenta una consistencia pastosa o viscosa, con partículas de pequeño tamaño y escasa porosidad con tendencia a compactarse y difícil de transportar.

4.3.2. Composición química

Diversos autores se encargaron de estudiar la composición química del alperujo, se resume a continuación información obtenida de Albuquerque y col. (2004); Niaounakis y Halvadakis (2004) y Roig y col. (2006).

El alperujo posee una humedad entre 55% y 75%, y un alto contenido de materia orgánica total superior al 90% en peso seco, abundantes cantidades de

lignina, celulosa, y hemicelulosa, además de niveles importantes de lípidos, glúcidos y fenoles.

Posee un pH ligeramente ácido (entre 5 y 6) y una baja conductividad eléctrica (entre 2 y 5 dS m⁻¹).

El alperujo se destaca por su alto contenido de potasio y bajo contenido de nitrógeno, fósforo, calcio y magnesio comparados con otros residuos orgánicos. Su alto valor de C/N con un rango de variación (28 - 73) está por encima de los valores aconsejados para compostaje (25 - 35).

Se atribuyen al alperujo propiedades fitotóxicas y antimicrobianas por los elevados niveles de lípidos y fenoles que éste contiene, lo que está además estrechamente ligado a los riesgos medioambientales de su aplicación directa al suelo.

Una recopilación de las características y composición de alperujos de 86 muestras procedentes de diferentes orígenes, realizada tras revisar diferentes estudios independientes, se recoge en la Tabla 1 (Roig, Cayuela, & Sanchez-Monedero., 2006).

Parámetro	Valor medio	Valor mediano	Rango de variación
Humedad	62,20	64,00	49,60 – 71,40
pH	5,48	5,32	4,90 – 6,80
Conductividad eléctrica (dS m⁻¹)	2,99	3,14	1,20 – 5,20
Materia orgánica total (%)	90,70	94,40	60,30 – 98,50
Relación C/N	45,00	47,20	29,30 – 59,70
N (g/kg)	12,00	11,20	9,70 – 18,50
P (g/kg)	0,97	1,05	0,30 – 1,50
K (g/kg)	18,70	18,50	6,30 – 29,00
Ca (g/kg)	5,08	4,03	2,30 – 12,00
Mg (g/kg)	1,03	0,95	0,50 – 1,70
Na (g/kg)	0,67	0,81	0,20 – 1,00

Parámetro	Valor medio	Valor mediano	Rango de variación
Fe (mg/kg)	1.107	769	526 – 2.600
Cu (mg/kg)	41,20	17,20	13 - 138
Mn (mg/kg)	25,80	16,40	13 - 67
Zn (mg/kg)	19,60	21,30	10,00 – 27,00
Lignina (%)	38,80	41,90	19,80 – 47,50
Hemicelulosa (%)	29,70	35,10	15,30 – 38,70
Celulosa (%)	23,50	19,40	17,30 – 33,70
Lípidos (%)	11,00	11,40	3,76 – 18,00
Proteínas (%)	6,95	6,95	6,70 – 7,20
Carbohidratos (%)	12,30	10,40	9,60 – 19,30
Fenoles (%)	1,36	1,30	0,50 – 2,40

Tabla 1 - Características y composición de alperujo.

4.3.3. Problemática del alperujo

Dadas las características inherentes del alperujo, como su alto contenido de potasio y su difícil transporte, una alternativa de utilización podría ser en la remediación de suelos cercanos a las almazaras y de esta forma disminuir el costoso transporte. Sin embargo, se produce un desequilibrio nutricional en el suelo cuando se adiciona alperujo fresco, lo que genera una modificación en el ciclo del nitrógeno como consecuencia de la alta relación C/N, alta concentración de lignina la cual no es fácil de digerir para los microorganismos, efecto antimicrobiano de algunos de sus componentes (compuestos fenólicos, lípidos), etc. (Nogales, Elviera, Benitez, Thompson, & Gómez, 1999). En general, debido a sus propiedades químicas, no es recomendable su aplicación directa al suelo (Canet & Albiach, 2008).

El alperujo también se puede utilizar para extraer su aceite residual mediante una segunda centrifugación con posterior extracción por solventes para producir aceite de orujo. No obstante, su característica física ocasiona problemas de manejo en cuanto a su almacenamiento, transporte y secado lo cual obliga a las instalaciones a modificar sus estructuras incurriendo en altos costos de inversión.

4.3.4. Posibles usos para el alperujo

Dada su composición química el alperujo podría emplearse como una enmienda para restablecer los niveles de materia orgánica de los suelos. El contenido en aceite residual y compuestos fenólicos le confieren carácter fitotóxico y biotóxico e impiden su uso directo como abono ya que producen efectos nocivos sobre el suelo y cultivos vegetales por lo que es necesario estabilizarlo antes de su uso.

Diferentes autores proponen otros tipos de aprovechamiento del alperujo, entre ellos, preparación de alimento balanceado para animales de granja, obtención de biogás, obtención de bioetanol, entre otros. Además, hay investigaciones referidas a la posibilidad de aprovechar hueso proveniente del alperujo en la obtención de carbón activado, biosorción de iones metálicos, fabricación de aglomerados y briquetas para combustible.

Hasta no hace muchos años el tratamiento de este residuo se centraba en la detoxificación por métodos oxidativos (utilizando oxidantes químicos) y/o fisicoquímicos (con diferentes coagulantes y floculantes) y biológicos para inhibir la acción de los antioxidantes, antes de su eliminación, preparación de alimentos balanceados, fertilización/compostaje; o directamente se utilizaban como combustible. Sin embargo, la tendencia actual es encontrar metodologías de aprovechamiento de los subproductos agroindustriales que otorgue valor agregado a la producción a la vez que resuelvan el problema ambiental, incorporando el concepto de producción limpia que incluye el reconocer que los “residuos” pueden contener sustancias reutilizables de alto valor y dependiendo de que exista una tecnología adecuada, las materias residuales se pueden convertir en co-productos comerciales, como materia prima para procesos secundarios, como suministros operativos o como ingredientes de nuevos productos (Gómez, 2018).

4.3.5. Compuestos fenólicos del alperujo

En el alperujo existe una gran variedad de compuestos fenólicos, un estudio realizado por (Fernández-Bolaños, Rodríguez, Rodríguez, Guillén, & Jiménez, 2006), señala que los principales encontrados son:

- Secoiridoides

- Oleuropeína.
- Verbascósido.
- Ligustrósido y derivados.
- Derivados del ácido cinámico
 - Ácido p-cumárico.
 - Ácido ferínico.
 - Ácido caféico.
- Derivados del ácido benzoico.
 - Ácido 3,4-dihidroxifenacético.
 - Ácido 4-hidroxibenzoico.
- Flavonoides.
 - Luteolina-7-glucósido.
 - Apigenin-7-lucósida.
 - Rutina.
 - Quercitina.
- Pigmentos antociánicos.
 - Cianurante-3-glucósido.
 - Cianurino-3-Rutinocido.
- Otros fenoles.
 - Catecol.
 - Metil catecol.
 - Tiroso.
 - Hidroxitiroso.

La concentración de estos compuestos en el alperujo dependerá de factores ambientales, etapa de madurez de la fruta y tipo de aceituna. Por ejemplo, la oleuropeína es el secoiridoide que se puede encontrar en mayor proporción cuando la aceituna se encuentra inmadura. Esta disminuye al avanzar el proceso de maduración; inversamente el contenido de dimetiloleuropeína e hidroxitiroso aumentan.

El hidroxitirosol es, también, uno de los principales compuestos que pueden encontrarse en la aceituna y presenta un gran atractivo debido a su actividad farmacológica y antioxidante (Fabiani, Martínez, & Carlazara, 2002), (Visioli, Grande, Bogani, & Galli, 2004).

4.3.6. Extracción de los compuestos fenólicos presentes en alperujo

Se han informado diversas formas de extraer los compuestos fenólicos del alperujo, entre ellas se encuentran la extracción líquido-líquido (España Patente nº ES2051238, 1994), utilizando resinas adsorbentes (Patente nº WO0145514, 1999), la extracción con fluido supercrítico (Patente nº WO0218310, 2002) o la ultrafiltración y adsorción en resinas no iónicas (España Patente nº ES2186467, 2003). Sin embargo, estos métodos se limitan principalmente a extracciones a escala laboratorio, no siendo adecuados para lo que requiere este proyecto.

La forma de extracción que presenta más aspectos positivos para la obtención de compuestos fenólicos a nivel industrial es el tratamiento hidrotérmico del alperujo. Se realizaron diversos estudios para determinar las condiciones óptimas de operación, variando temperatura, tiempo de residencia, con y sin agitación, etc. Los diferentes estudios coinciden en que al tratar térmicamente al alperujo se logra un enriquecimiento de compuestos fenólicos en la fase acuosa haciendo más productiva la subsiguiente separación.

En la tesis doctoral de Gómez (2018) se estudiaron los efectos directos y las combinaciones de las variables del proceso de extracción sobre el rendimiento de la extracción y la capacidad antioxidante de los productos obtenidos, utilizando como herramienta la metodología de superficie de respuesta (RSM).

En este estudio se contemplaron 3 variables independientes: porcentaje de ácido acético, tiempo y temperatura de tratamiento, y se generaron 4 variables de respuestas: polifenoles totales, o-difenoles, actividad antirradicalaria y actividad reductora. Los rangos de las variables de diseño fueron para el ácido acético entre 0 y 5 %, para tiempo de tratamientos entre 15 y 120 minutos y la temperatura entre 70 y 120 °C.

Luego de realizar las diferentes combinaciones de manera experimental, las condiciones óptimas para cada una de las variables analizadas se resumen en la Tabla 2.

Variables de respuesta	Parámetros de proceso			Valor óptimo predicho
	Acidez (%)	Tiempo (min)	Temperatura (°C)	
ODF ($\mu\text{g ac. Cafeico g}^{-1}$ pulpa seca)	$2,25 \cdot 10^{-3}$	15,0008	120	14.598
DPPH (PI a 15 min)	1,67	15,0029	120	83,7
PFT ($\mu\text{g ac. Cafeico g}^{-1}$ pulpa seca)	$1,15 \cdot 10^{-6}$	119,477	120	28.873
FRAP ($\mu\text{mol trolox g}^{-1}$ pulpa seca)	1,55	119,974	120	3.537

Tabla 2 - Condiciones óptimas para extracción de compuestos fenólicos.

ODF (o-difenoles); DPPH (actividad antirradicalaria y PI porcentaje de inhibición); FRAP (actividad reductora); PFT (polifenoles totales) (Gómez, 2018).

Luego de un procedimiento de optimización múltiple, los resultados sugirieron un 0,54% de ácido acético, 15 minutos de tratamiento y 120°C de temperatura.

El contenido fenólico y las actividades de los extractos obtenidos con las condiciones óptimas por parámetro (VO) y con las condiciones de optimización múltiple (VOM) se presentan en la Tabla 3 (Gómez, 2018). Los índices VOM/VO, superiores a 0,9 en ODF y DPPH y de alrededor de 0,8 en PFT y FRAP, muestran la aptitud de las condiciones de optimización múltiple en el tratamiento hidrotérmico de pulpa de aceituna para obtener un extracto rico en

compuestos fenólicos con actividad antioxidante, sin apuntar a la separación selectiva de ningún compuesto (Gómez, 2018)

Variables respuestas	VO	VOM	VOM/VO
ODF ($\mu\text{g ac. Cafeico g}^{-1}$ pulpa seca)	14.597	13.826	0,95
DPPH (PI a 15 min)	83,7	81,7	0,98
PFT ($\mu\text{g ac. Cafeico g}^{-1}$ pulpa seca)	28.873	22.514	0,78
FRAP ($\mu\text{mol trolox g}^{-1}$ pulpa seca)	3.536	3.089	0,87

Tabla 3 - Índice VOM/VO.

4.3.7. Aplicaciones comerciales para compuestos fenólicos

El mercado y la sociedad actual, desde hace ya algunos años, se encuentran en un proceso de modificación de sus hábitos de consumo. El consumo está tendiendo a productos con el menor procesamiento posible y la menor cantidad de sustancias sintéticas agregadas, reemplazando estas por productos naturales. La actividad antioxidante propia de los compuestos fenólicos puede aprovecharse para aumentar la vida útil de alimentos, previniendo daño producido por radicales libres en la piel a través de la aplicación de cremas anti edad, nutracéuticos, etc.

Los compuestos fenólicos extraídos del alperujo pueden cubrir esta necesidad, comercializándose en distintas presentaciones según el producto sobre el cual actúen. En la actualidad existen empresas encargadas de producir y comercializar este tipo de productos, una de ellas es Genosa I+D, la cual ofrece distintos productos:

- Presentación en polvo: puede ser empleado para la elaboración de complementos alimenticios, como cápsulas, tabletas, pastillas, sachets,

etc. También puede ser empleado para incorporar en alimentos, por ejemplo, en galletas, snacks, leche, zumo o cualquier otro tipo de bebida. También puede ser utilizado en cremas (Figura 4 a).

- Presentación en polvo formulado: presentación con granulometría muy reducida, que puede ser utilizado para cápsulas de gelatina blanda, en la cual, el extracto de polvo común puede causar un daño en sus paredes, haciendo que se puedan romper (Figura 4 b).
- Jarabe meloso hidrosoluble: se recomienda su aplicación en bebidas de todo tipo, leches, zumos, bebidas para deportistas, etc. También es posible su aplicación para alimentos y en cápsulas de gelatina blanda (Figura 4 c).
- Jarabe con características liposolubles: se puede aplicar en aceites vegetales, brindándoles una mayor protección y al mismo tiempo, un beneficio para el organismo adicional (Figura 4 d).



Figura 4 – a) Presentación en polvo. b) Presentación polvo de menor granulometría. c) Jarabe hidrosoluble. d) Jarabe liposoluble

Cooperativa los 12 olivos Ltda.

4.3.8. Ubicación

Como se mencionó en la introducción, la Cooperativa los 12 Olivos Ltda. es una empresa productora de aceite de oliva ubicada en el noroeste del país, en la localidad de El Pantanillo, provincia de Catamarca, Figura 5.



Figura 5 – Ubicación de Cooperativa los 12 Olivos Ltda.

Fue fundada por trece productores locales, tanto de aceitunas de mesa como de aceite de oliva, junto con la Universidad Nacional de Catamarca. La misma cuenta con instalaciones que pueden utilizarse tanto para producción como para ensayos a escala piloto, los equipos se presentan en las Figuras 6 y 7.



Figura 6 – Recepción de aceitunas para la molienda.



Figura 7 - Amasado, decantado y centrifugación de aceite.

4.3.9. Producción temporada 2017

Según Gómez (2018), en la campaña 2017 se procesaron 430 t de aceitunas, generando un total de 47 t de aceite de oliva como producto final y como subproductos 383 t de alperujo (80,5 t de pulpa, 34,5 t de carozos y 268 t de agua (Figura 8).

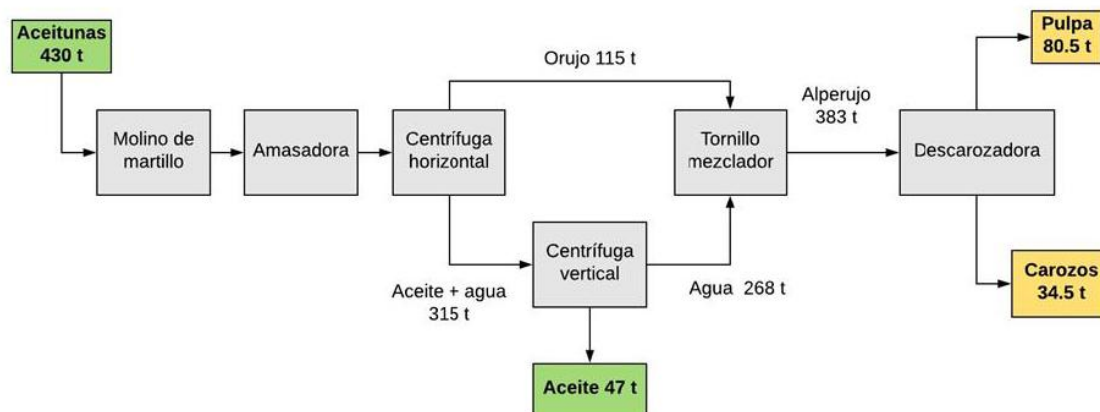


Figura 8 – Diagrama de proceso, Cooperativa los 12 Olivos Ltda.

La materia prima de interés en este proyecto para la obtención de compuestos fenólicos es la corriente de alperujo descaroado (Figura 9). Por su parte, los carozos separados serán utilizados para la producción de carbón activado.



Figura 9 – Alperujo.

La misión de la Cooperativa consiste en darle valor agregado a la producción de aceituna, aprovechando de manera integral el fruto y produciendo la menor cantidad de residuos posible. Otro de los pilares de la asociación es el de brindar servicios a los pequeños y medianos productores de la región.

A continuación se muestran los productos obtenidos y comercializados por la Cooperativa (Figura 10).



Figura 10 – Productos de Cooperativa los 12 Olivos Ltda.

4.4. Regímenes de transporte de masa y energía en procesos.

Un sistema evolucionará con una velocidad que dependerá de una diferencia en una variable, la cual representa la fuerza impulsora, y la resistencia que se opone. El gradiente de concentración o temperatura, según se trate de transporte de masa o energía, puede ser constante o no en un punto fijo del espacio con respecto al tiempo (Riachi, 2015). Existen dos estados de régimen de transporte en procesos:

- Proceso en régimen permanente o estado estacionario, proceso por el cual las variables como temperatura, presión, velocidad de flujo, concentraciones, etc. no cambian con el tiempo.
- Proceso en régimen no permanente o en estado no estacionario, es aquel en el cual cualquiera de las variables del proceso cambian con el tiempo. En cada punto hay una modificación de la variable con el tiempo, el sistema evoluciona en régimen transitorio o estado no estacionario.

4.5. Mecanismos de transferencia de calor.

El método más adecuado para la obtención de compuestos fenólicos a escala piloto/industrial, teniendo en cuenta que es necesario no contaminar el producto dado que se espera utilizar en industria alimenticia, cosmética, farmacéutica, etc. es a través de un proceso hidrotérmico. Este proceso requiere de temperaturas elevadas para lograr un rendimiento óptimo, trabajando a su vez a presiones superiores a la atmosférica, es por ello que es necesario tener conocimiento sobre los distintos mecanismos de transferencia

de calor para diseñar, dimensionar y calcular los parámetros más importantes del equipo.

En termodinámica el calor se define como energía que se transfiere debido a una diferencia de temperatura entre dos cuerpos. Normalmente se acepta que existen 3 mecanismos básicos de transferencia de calor, conocidos como conducción, convección y radiación (Schulz, 2012).

Transferencia por conducción, o transferencia de la energía desde la materia a la materia adyacente por contacto directo, sin mezcla o flujo de cualquier material. La conducción se verifica mediante la transferencia de energía cinética entre moléculas adyacentes. Este tipo de transferencia siempre está presente, en mayor o menor grado, en sólidos, líquidos y gases en los que existe un gradiente de temperatura. Entre los ejemplos en los que la transmisión de calor se verifica ante todo por conducción se cuentan la transferencia a través de paredes de una heladera, el tratamiento térmico en el forjado de acero, la congelación del suelo durante el invierno, etc.

En estado estacionario, el caudal de transmisión de calor depende de la naturaleza del material y de las diferencias de temperatura. Según ley de Fourier.

$$Q_{(x)} = -K * A * \frac{dT}{dX}$$

siendo

$Q_{(x)}$: flujo de calor en la dirección X.

K: conductividad térmica.

A: área normal a la dirección de flujo de calor.

(dT/dX) : gradiente de temperatura en la dirección X.

Transferencia por convección, o transferencia de la energía por el mezclado íntimo de grupos de materiales. En la convección natural es la diferencia de densidad del fluido caliente y del frío la que produce el mezclado. En la convección forzada, un agitador mecánico o una diferencia de presión externamente impuesta (por un ventilador o un compresor) es lo que produce el mezclado. Entre los ejemplos de transferencia de calor por convección puede citarse la pérdida de calor en el radiador de un automóvil (un ventilador hace

circular aire), la cocción de alimentos en un recipiente que se agita, el enfriamiento de una taza de café caliente al soplar en su superficie, etc. La ley que modela este mecanismo se presenta a continuación.

$$Q_{(X)} = -h * A * \Delta T$$

siendo:

$Q_{(X)}$: flujo de calor en la dirección X.

h: coeficiente de transmisión de calor, también denominado coeficiente de película o pelicular.

A: área normal a la dirección de flujo de calor.

ΔT : diferencia de temperatura entre los dos cuerpos.

Transferencia por radiación. La radiación difiere de la conducción y la convección en cuanto a que no se requiere un medio físico para la transferencia. La radiación es la transferencia de energía a través del espacio por medio de ondas electromagnéticas, de manera similar a las ondas electromagnéticas que propagan y transfieren la luz. El ejemplo de radiación más ilustrativo es el transporte de calor del Sol a la Tierra. Otros ejemplos son la cocción de alimentos cuando se hacen pasar bajo calentadores eléctricos al rojo, el calentamiento de fluidos en serpentines dentro de un horno de combustión, etc. Según ley de Stefan-Boltzmann la energía absorbida por una superficie A_1 ($Q_{(1\leftarrow 2)}$), que está a T_1 , recibida desde un cuerpo a T_2 está dada por:

$$Q_{(1\leftarrow 2)} = \sigma * A_1 * \alpha_{(1\leftarrow 2)} * T_2^4$$

El intercambio de energía entre una superficie A_1 , a T_1 , y cualquier tipo de entorno que le rodea completamente a T_2 ($Q_{(12)}$), es entonces:

$$Q_{(12)} = \sigma * A_1 * [\epsilon_1 * T_1^4 - \alpha_{(1\leftarrow 2)} * T_2^4]$$

siendo:

σ : constante de Stefan-Boltzmann ($5,67 \cdot 10^{-8} \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}^4$).

A_1 : área de cuerpo 1.

ε_1 : emisividad de cuerpo 1.

T_1 : temperatura de cuerpo 1.

$\alpha_{(1 \leftarrow 2)}$: absorptividad o fracción absorbida.

T_2 : temperatura de cuerpo 2.

A continuación se presentan imágenes representativas de los distintos mecanismos de transferencia de calor (Figura 11).

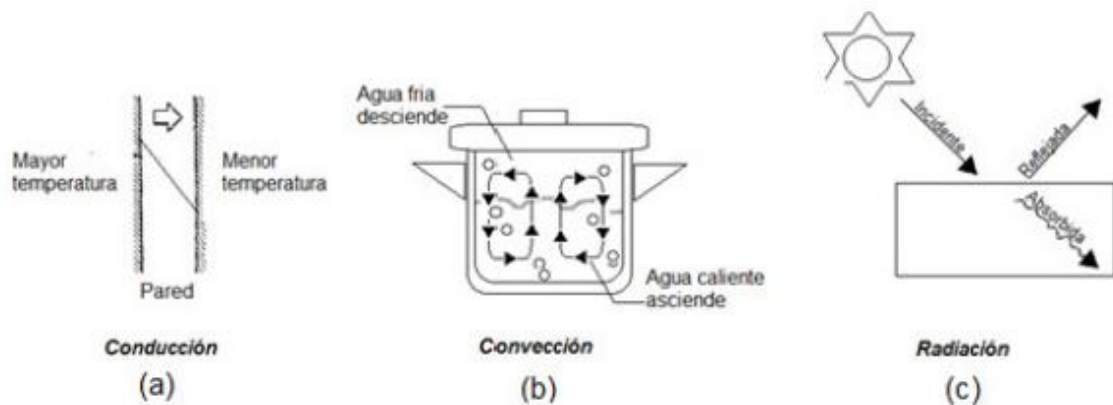


Figura 11 - Mecanismos de transferencia de calor.

4.6. Balances de masa y energía del sistema

4.6.1. Balances de masa

La ley de conservación de masa expresa que “en una transformación física o química, la masa no se crea ni se destruye” (Riachi, 2015). Este principio requiere que:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Velocidad} \\ \text{de cambio de} \\ \text{masa dentro} \\ \text{del Sistema} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{Velocidad} \\ \text{de entrada} \\ \text{a los límites} \\ \text{del Sistema} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{Velocidad} \\ \text{de salida} \\ \text{de los límites} \\ \text{del Sistema} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{Velocidad} \\ \text{de generación} \\ \text{dentro del} \\ \text{Sistema} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{Velocidad} \\ \text{de consumo} \\ \text{dentro del} \\ \text{Sistema} \end{array} \right\}$$

Debido a que no se producen reacciones químicas los términos de generación y consumo de masa pueden cancelarse. La ecuación simplificada es:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Velocidad} \\ \text{de cambio de} \\ \text{masa dentro} \\ \text{del Sistema} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{Velocidad} \\ \text{de entrada} \\ \text{a los límites} \\ \text{del Sistema} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{Velocidad} \\ \text{de salida de} \\ \text{los límites} \\ \text{del Sistema} \end{array} \right\}$$

4.6.2. Balance de energía

El principio de la conservación de la energía dice que “la energía es indestructible y la cantidad de energía que entra en un sistema es igual a la cantidad que sale del mismo, más la acumulación dentro del sistema, por unidad de tiempo” (Riachi, 2015). El sistema sobre el cual aquí se trabaja se trata de un sistema abierto, ya que existe tanto un flujo de energía como de materia entre el sistema y el medio. Una ecuación muy general del balance de energía es la siguiente:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Velocidad} \\ \text{de cambio de} \\ \text{energía dentro} \\ \text{del Sistema} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{Velocidad} \\ \text{de entrada} \\ \text{a los límites} \\ \text{del Sistema} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{Velocidad de} \\ \text{salida de} \\ \text{los límites} \\ \text{del Sistema} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{Velocidad de} \\ \text{generación} \\ \text{dentro del} \\ \text{Sistema} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{Velocidad} \\ \text{de consumo} \\ \text{dentro del} \\ \text{Sistema} \end{array} \right\}$$

Debido a que no se producen reacciones de tipo nuclear los términos de generación y consumo de energía dentro del sistema pueden cancelarse. La ecuación simplificada es:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Velocidad} \\ \text{de cambio de} \\ \text{energía dentro} \\ \text{del Sistema} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{Velocidad} \\ \text{de entrada} \\ \text{a los límites} \\ \text{del Sistema} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{Velocidad de} \\ \text{salida de} \\ \text{los límites} \\ \text{del Sistema} \end{array} \right\}$$

5. DISEÑO Y RESPALDO TEÓRICO DE LOS EQUIPOS INVOLUCRADOS EN EL PROCESO PRODUCTIVO

En este capítulo se definen las etapas necesarias para llevar a cabo el proceso de obtención de compuestos polifenólicos, y se presenta además, el desarrollo teórico de las ecuaciones involucradas en el cálculo y determinación de características de los equipos asociados.

Los productos que se obtendrán a partir del alperujo previamente diluido son principalmente dos corrientes (luego de una separación, por ejemplo, una centrifugación): una constituida mayormente por sólidos con baja concentración de compuestos fenólicos, reduciendo su toxicidad para suelos, y una corriente líquida rica en compuestos fenólicos. Esta última corriente posteriormente puede atravesar una nueva etapa de procesamiento para concentrarse aplicando, por ejemplo, técnicas cromatográficas, y utilizarse como conservante por sus características antimicrobianas y antioxidantes en diversos productos, desde alimentos hasta productos cosméticos (Gómez, 2018).

La tarea de diseñar un proceso consiste en definir todas las variables y equipos necesarios para llevar a cabo una tarea de manera eficiente, con el objetivo de lograr un producto de calidad y al menor costo posible. Se deben tener en cuenta las distintas operaciones unitarias involucradas como así también los diferentes fenómenos de transporte involucrados, conocimientos que el ingeniero químico posee, haciéndolo apto para esta tarea.

Dependiendo las condiciones de proceso requeridas, caudales, temperaturas, presiones, etc. se procede a dimensionar los equipos, determinando volúmenes, secciones transversales de flujo, etc.

A continuación se presentan los requisitos que definen los límites para el diseño del proceso.

- Proceso de funcionamiento continuo.
- Aprovechamiento de la energía de los gases provenientes del horno de carbón activado.
- El intercambio de calor entre corriente líquida y gaseosa debe llevarse a cabo en el interior del horno de carbón activado en el espacio disponible dentro del mismo.

- Ser compatible con las instalaciones de la planta piloto, la cual no cuenta con acceso a gas natural ni posee una caldera para la producción de vapor.

5.1. Diseño del proceso

La cooperativa 12 Olivos Ltda. utiliza el proceso de 2 fases para la obtención de aceite de oliva, método que, como se mencionó anteriormente, genera dos corrientes. Una de ellas es el aceite de oliva como producto de interés, la otra es una corriente compuesta por la pulpa más carozo triturado de aceituna, de la cual se separa posteriormente el carozo que será procesado en el horno para carbón activado. La pulpa resultante será utilizada como materia prima para la obtención de compuestos fenólicos, y posteriormente uno de sus posibles usos es como materia orgánica para abono.

Partiendo de esta corriente de alperujo descarozado lo primero es diluirla, volviendo la corriente manejable y aumentando la superficie de contacto para la extracción de los compuestos. Para esto es necesario un tanque agitado en el cual se incorporen la corriente de alperujo y una corriente de agua en las proporciones definidas.

A partir de este mezclado se obtiene una corriente diluida, la cual debe ser bombeada a presión para alcanzar las condiciones de proceso requeridas, para esto se incorpora una bomba responsable de la compresión y transporte del fluido a través de todo el sistema. La compresión es necesaria para mantener el fluido en estado líquido a la temperatura de trabajo (120 °C), lo cual requiere una presión absoluta dentro del sistema de al menos 2 atmosferas.

La siguiente etapa requiere un intercambio de calor con el objetivo de transferir calor hacia la corriente de alperujo diluido, y de este modo elevar su temperatura hasta la requerida por el proceso. Una vez alcanzada la temperatura, deberá mantenerse un determinado tiempo para lograr el rendimiento óptimo del proceso de extracción.

Luego de ser procesada, la corriente de alperujo diluida intercambia energía con la corriente de alimentación previo a ser almacenada en un tanque al final de la línea de proceso. De este modo, se logra en primer lugar disminuir la temperatura del producto tratado, y en segundo lugar se aprovecha esa energía

para precalentar la alimentación del proceso, disminuyendo los costos operativos y haciendo más eficiente el sistema.

Se debe tener en cuenta que dependiendo de qué manera se vaya a utilizar el producto, pueden ser necesarias una serie de etapas de separación y concentración de los compuestos fenólicos, lo cual escapa al alcance de este proyecto.

El diagrama de flujo de proceso propuesto es el siguiente (Figura 12).

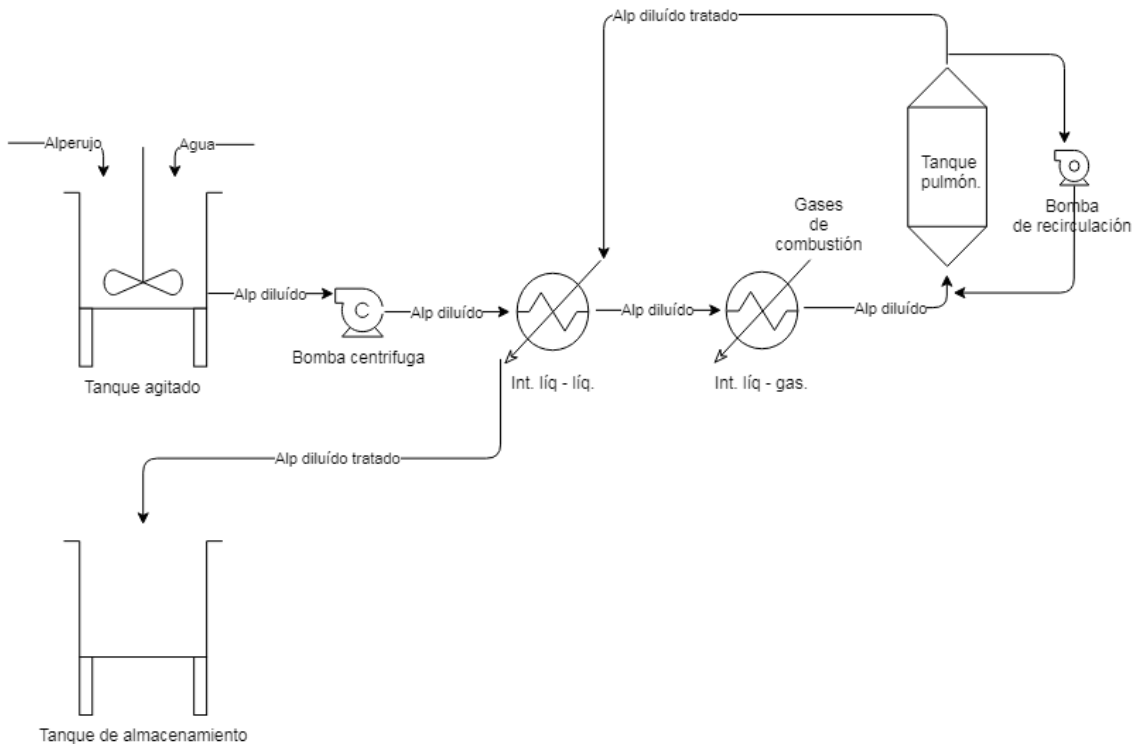


Figura 12 – Diagrama de proceso.

Para el arranque del proceso se debe suministrar una mayor cantidad de energía que la necesaria para el mantenimiento de la operación, más adelante en el trabajo se analizarán las opciones para este arranque. Una vez alcanzado el estado estacionario y con el objetivo de lograr un proceso eficiente, se buscará aprovechar toda corriente que cuente con energía disponible para ser utilizada. Para ello se cuenta con los gases de combustión generados en el horno de carbón activado, los cuales poseen una elevada carga de energía, además de recuperar la energía contenida en la corriente ya tratada, la cual se encuentra a una temperatura más elevada que la corriente de alimentación.

5.1.1. Etapas detalladas

- Tanque de acondicionamiento: esta etapa consiste en un tanque capaz de contener la suma del volumen de alperujo alimentado desde la producción de aceite y la del agua utilizada para su dilución. El mismo requiere un sistema de agitación capaz de mantener las partículas de alperujo en suspensión, logrando una corriente homogénea para la alimentación del proceso.
- Bomba: se empleará una bomba de tipo centrífuga que sea capaz de impulsar el fluido y a su vez elevar la presión absoluta al valor de 2 atm.
- Intercambiador de calor líquido-líquido: consiste en un intercambiador de doble tubo. El intercambio de calor se da entre dos corrientes líquidas, la corriente fría es el alperujo diluido y la caliente es el producto ya tratado previo a su almacenamiento, con lo que se produce el enfriamiento de la corriente tratada. Para disminuir las pérdidas de energía hacia el ambiente, el equipo se encuentra aislado por una caja con paredes revestidas con lana de fibra de vidrio. En esta etapa el sistema ya se encuentra a la presión de trabajo, por lo que es recomendable la colocación de válvulas de alivio de presión que actúen en caso de taponamientos que tornen peligrosa la operación. Previo al intercambiador líquido-líquido sería recomendable la instalación de una válvula que cumpla la función de redirigir el fluido nuevamente hacia el tanque de dilución en caso de elevarse la presión a niveles superiores a los definidos para la operación, lo que indicaría una obstrucción en el sistema.
- Intercambiador de calor líquido-gas: emplea los gases de combustión producidos por el horno de carbón activo para elevar la temperatura del alperujo diluido hasta la temperatura final del proceso. El alperujo circula dentro de un serpentín que ingresa al horno, donde entra en contacto con los gases antes de que estos atraviesen la tolva de alimentación del horno, precalentando los carozos previo a su tratamiento. Se mantiene la recomendación sobre la instalación de válvulas de alivio de presión para el serpentín de igual manera que al ingreso del tanque pulmón y al egreso del mismo.

- Tanque pulmón de termostatzado: esta etapa consta de un tanque pulmón aislado térmicamente, de extremos cónicos con el objetivo de evitar puntos muertos durante el tratamiento hidrotérmico. Es capaz de albergar el fluido durante quince minutos (tiempo de retención) y a su vez evitando la deposición de sólidos gracias a que la alimentación ingresa por la base del tanque y que además cuenta con un sistema de recirculación de fluido.
- Tanque de almacenamiento: consiste en un tanque para alojar el producto ya tratado, posterior a su enfriamiento.
- Etapas subsiguientes: una vez tratado el alperujo diluido, es necesaria una etapa de separación sólido-líquido, que puede ser una centrifugación. Centrándonos en la fase líquida, que es quien acarrea la mayor parte de compuestos fenólicos, dependiendo la presentación del producto final, puede ser necesaria una etapa de concentración de la solución, mezclado, etc. Estas etapas escapan al alcance de este proyecto.

5.2. Tanque de acondicionamiento

5.2.1. Determinación de caudal másico

Partiendo de los datos de producción de alperujo generado por el proceso de obtención de aceite de la Cooperativa 12 Olivos Ltda, se determina el caudal másico (m) y volumétrico (q).

Considerando las horas trabajadas por día y la cantidad de alperujo producida, se obtiene el caudal másico m según fórmula

$$m = \frac{kg \text{ alperujo}}{tiempo \text{ de trabajo}} \quad (1)$$

Conociendo la densidad del alperujo (ρ_{alp}) se calcula la densidad de la suspensión generada por su dilución con agua (ρ_s) y que contiene la fracción de alperujo X_{alp} con la cual posteriormente se obtiene el caudal volumétrico q :

$$\rho_s = \left(\frac{X_{alp}}{\rho_{alp}} + \frac{1 - X_{alp}}{\rho_{agua}} \right)^{-1} \quad (2)$$

$$q = \frac{m}{\rho_s} \quad (3)$$

5.2.2. Dimensionamiento

5.2.2.1. *Tanque*

Según el flujo másico de alperujo más el agua necesaria para la dilución óptima (1 parte de alperujo y 5 partes de agua), y teniendo en cuenta posibles variaciones en el proceso de producción de aceite, incluyendo paradas del mismo, se dimensiona el tanque para poder alimentar el proceso de obtención de compuestos fenólicos por aproximadamente 3 horas aún sin que ingrese materia prima al mismo, con lo que el tanque adquiere cierta capacidad de funcionar como un ecualizador, con un volumen V_t que se obtiene mediante la fórmula (4).

$$V_t = q * 3600 \frac{s}{h} * 3 h \quad (4)$$

De la fórmula de volumen para un cilindro se obtiene la altura (H_t) del tanque.

$$H_t = \frac{4 * V_t}{\pi * D_t^2} \quad (5)$$

Las dimensiones obtenidas para el tanque son posteriormente tomadas como referencia para seleccionar uno comercialmente disponible

5.2.2.2. *Agitador*

El diseño de un agitador conlleva la elección de diversos factores sobre el tipo y localización del agitador, el empleo o no de deflectores, etc. Cada decisión que se tome puede afectar la velocidad de circulación del líquido, patrones de velocidad y consumo de potencia.

Contando con las medidas del tanque se puede calcular la dimensión del agitador empleando relaciones típicas establecidas (McCabe, 2007, pág. 262).

$$\frac{H}{D_t} = 1 \quad (6)$$

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} \quad (7)$$

$$\frac{E}{D_a} = 1 \quad (8)$$

$$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4} \quad (9)$$

$$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12} \quad (10)$$

$$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} \quad (11)$$

siendo

D_a : diámetro del agitador.

D_t : diámetro del tanque.

E : altura del rodete sobre el fondo del tanque.

H : altura del líquido en el tanque.

J : ancho del deflector.

W : ancho del rodete.

L : longitud del rodete.

Las proporciones utilizadas son ampliamente aceptadas y son la base de muchas correlaciones publicadas sobre el funcionamiento de agitadores. No obstante, este es un punto de partida para el diseño y se pueden considerar distintas relaciones a las indicadas de ser necesario.

El tipo de agitador que se define es un rodete de aspas inclinadas, adecuado para soluciones con alto contenido de sólidos en suspensión que se desean mantener en ese estado.



Figura 13 - Rodete de aspas inclinadas.

5.2.3. Velocidad de sedimentación

Como los sólidos particulados del alperujo deben mantenerse en suspensión, para satisfacer los requerimientos de agitación y transporte se analiza el comportamiento de una partícula sólida esférica en un fluido bajo la acción gravitatoria, lo que constituye una simplificación del fenómeno más complejo que es la sedimentación de una masa de partículas sólidas irregulares. Existen diferentes fuerzas que actúan sobre una partícula en sedimentación libre, estas son: fuerza externa (F_E), fuerza de rozamiento (F_D), fuerza de flotación (F_B) y fuerza resultante (F_R).

$$F_R = F_E - F_D - F_B \quad (12)$$

Hay diferentes formas de calcular la velocidad terminal de sedimentación, estas dependen del régimen fluido dinámico. Para determinar el régimen se utiliza un parámetro conveniente definido como $K_{(sed)}$, que es el criterio para el régimen de sedimentación.

$$K_{(sed)} = Dp * \left(\frac{g * \rho_f * (\rho_p - \rho_f)}{\mu_f^2} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (13)$$

siendo

D_p : diámetro de partícula

g : fuerza de gravedad.

ρ_f : densidad del fluido.

ρ_p : densidad de la partícula.

μ_f : viscosidad del fluido.

Dependiendo del valor de $K_{(sed)}$, para la sedimentación libre, se pueden utilizar 3 leyes distintas para el cálculo de la velocidad terminal (u_t), estas leyes se pueden observar en la Tabla 4.

Ley de Stokes	$K_{(sed)} < 3,3 \text{ Re} < 2$	
	$u_t = \frac{g * Dp^2 * (\rho_p - \rho_f)}{18 * \mu_f}$	(14)
Ley de intervalo intermedia	$3,3 < K_{(sed)} < 43,6 \text{ } 2 < \text{Re} < 1.000$	
	$u_t = \frac{0,153 * g^{0,71} * Dp^{1,14} * (\rho_p - \rho_f)^{0,71}}{\rho_f^{0,29} * \mu_f^{0,43}}$	(15)
Ley de Newton	$43,6 < K_{(sed)} < 2360 \text{ } 1000 < \text{Re} < 200.000$	
	$u_t = 1,74 * \sqrt{\frac{g * Dp * (\rho_p - \rho_f)}{\rho_f}}$	(16)

Tabla 4 - Leyes para el cálculo de velocidad de sedimentación.

Para tener en consideración factores que afectan la idealidad del modelo, se realizan correcciones sobre las leyes para el cálculo de u_t .

La sedimentación no ideal, obstaculizada o impedida, tiene en cuenta las colisiones entre partículas y de las partículas con las paredes del recipiente, y que la elevada concentración de partículas, a su vez, puede aumentar la densidad aparente y la viscosidad dinámica del sistema. En resumen, la velocidad de sedimentación real se hace menor que la velocidad terminal para la sedimentación libre por dos efectos: incremento en la fuerza de roce y desplazamiento de líquido en sentido ascendente. Se utilizó la ecuación de Steinhour o método analítico para el cálculo de la velocidad de sedimentación real (u).

$$\xi = 1 - \frac{V_{sol}}{V_{susp}} \quad (17)$$

$$\Psi_{\varepsilon} = \xi^2 * 10^{-1,82*(1-\xi)} \quad (18)$$

$$u = u_t * \Psi_{\varepsilon} \quad (19)$$

siendo

ξ : porosidad.

V_{sol} : volumen de solución.

V_{susp} : volumen de suspensión.

Ψ_{ε} : función de porosidad.

u : velocidad de sedimentación real.

5.2.4. Suspensión de partículas

Existen diferentes grados de suspensión en un tanque agitado, entre ellas podemos nombrar: suspensión prácticamente completa con fileteado, movimiento completo de las partículas, suspensión completa y suspensión uniforme. Para lograr una alimentación homogénea al proceso es necesario lograr una suspensión completa en el tanque de dilución, en el cual las partículas se encontrarán suspendidas fuera del fondo del tanque o bien no permanecen sobre el fondo más de uno o dos segundos.

Los factores que afectan la posibilidad de mantener las partículas en suspensión en un líquido son sus propiedades físicas y las del líquido mismo, junto con los patrones de circulación del tanque.

La correlación de Zwietering (McCabe, 2007) para una suspensión completa permite obtener la velocidad crítica de agitación (n_c), la cual es la velocidad mínima de agitación para evitar la sedimentación de partículas, esta correlación necesita obtener previamente los parámetros B y S.

$$B = \frac{100 * W_{sol}}{W_{liq}} \quad (20)$$

El factor S se puede encontrar en la tabla 9.4 (McCabe, 2007, pág. 290) y depende del agitador utilizado. Seleccionando una turbina de 6 palas inclinadas, se deben calcular las siguientes relaciones:

$$\frac{Da}{W} \text{ y } \frac{Dt}{Da} \quad (21)$$

Dependiendo el valor de estas relaciones se determina el valor de S. Por último, se obtiene n_c despejando de (22).

$$n_c * D_a^{0,85} = S * v^{0,1} * Dp^{0,2} * \left(g * \frac{\Delta\rho}{\rho_f} \right)^{0,45} * B^{0,13} \quad (22)$$

siendo

B: relación de peso sólido/líquido.

W_{sol} : peso sólido.

W_{liq} : peso líquido.

S: factor de forma.

$\Delta\rho$: diferencia entre densidad de partícula y de líquido.

ρ_f : densidad de líquido.

v: viscosidad cinemática.

5.2.5. Consumo de potencia

El cálculo de la potencia requerida por el agitador para mantener una suspensión completa se realiza a través de la siguiente correlación empírica, calculando en primer lugar el parámetro β .

$$\beta = \frac{Z - E}{D_t} - 0,1 \quad (23)$$

siendo

Z: altura máxima a la que se quiere suspender las partículas.

E: altura del rodete sobre el fondo del tanque.

La potencia del agitador se obtiene según la siguiente relación.

$$\frac{P_{agitador}}{g * \rho_{susp} * V_{susp} * u_t} = (1 - \xi)^{\frac{2}{3}} * \left(\frac{D_t}{D_a}\right)^{\frac{1}{2}} * e^{4,35*\beta} \quad (24)$$

siendo

$P_{agitador}$: potencia requerida por el agitador.

ρ_{susp} : densidad de la suspensión.

V_{susp} : volumen de la suspensión.

Esta correlación puede ser utilizada si se cumplen las siguientes condiciones de aplicabilidad:

$$u_t < 3 \text{ m/min} \quad (25)$$

$$\frac{V_{sol}}{V_{susp}} < 0,3 \quad (26)$$

5.3. Intercambio térmico líquido-líquido

5.3.1. Calor necesario

Para el calentamiento del alperujo diluido se emplea un intercambiador de calor de doble tubo, en el cual por el tubo interior circula el alperujo diluido sin tratamiento y por el ánulo circula el producto ya tratado.

Al no tratarse de una fracción de petróleo o hidrocarburo, y considerando que en sus terminales frías las viscosidades son cercanas a 1 cp, se emplea la media aritmética de la temperatura en cada corriente para obtener T_c y t_c a partir de las cuales se buscan las propiedades de las corrientes (Kern, 1999).

$$T_c = 0,5 * (T_1 + T_2) \quad (27)$$

$$t_c = 0,5 * (t_2 + t_1) \quad (28)$$

Con el caudal calculado previamente y definiendo tanto las temperaturas de proceso como la relación de flujo se procede al cálculo del calor necesario para alcanzar la temperatura final estipulada en el extremo del intercambiador líquido-líquido, para lo cual se parte de la siguiente fórmula:

$$Q = m * Cp * \Delta T \quad (29)$$

siendo

Q: flujo de energía.

m: flujo másico.

Cp: calor específico.

ΔT : diferencia de temperatura del fluido entre la entrada y la salida.

La temperatura de salida de la corriente caliente se obtiene aplicando la siguiente fórmula:

$$T_2 = T_1 - \frac{Q}{m * Cp} \quad (30)$$

siendo

T₂: temperatura de salida del fluido caliente

T₁: temperatura de entrada del fluido caliente

5.3.2. Diferencia de temperatura logarítmica media (LMTD)

Para un intercambiador de calor en contra corriente, la diferencia de temperatura entre los fluidos varía a lo largo del intercambiador de calor. Para cálculos posteriores de transferencia térmica es necesario emplear un valor de ΔT entre los fluidos, la cual, para tener en cuenta la variación mencionada, se calcula mediante la LMDT según la fórmula:

$$LMDT = \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{\ln \frac{(T_1 - t_1)}{(T_2 - t_2)}} \quad (31)$$

siendo

LMDT: diferencia de temperatura media logarítmica.

T_1 : temperatura de entrada del fluido caliente.

t_1 : temperatura de entrada del fluido frío.

T_2 : temperatura de salida del fluido caliente.

t_2 : temperatura de salida del fluido frío.

5.3.3. Circulación interna del tubo

A continuación, se presenta la secuencia de cálculo empleada para obtener los valores de los parámetros del fluido que circula dentro del tubo interior.

5.3.3.1. *Dimensionamiento*

Inicialmente se define un valor de velocidad promedio para el fluido en cualquiera de las regiones del intercambiador, con el objetivo de evitar vibraciones y golpeteos en los retornos con la consecuencia de disminuir la vida útil del intercambiador de calor, esta velocidad promedio no debe superar los 1,8 m/s. Por otra parte, al tratarse de un fluido con partículas en suspensión y proclives a la sedimentación, la velocidad promedio no debe estar por debajo de los 0,6 m/s. Debido a esto se fija una velocidad de 1 m/s, evitando los problemas mencionados y asegurando un régimen turbulento de flujo. (Cao, 2004)

Se parte de la siguiente ecuación para obtener el área de sección transversal y posteriormente el diámetro interno del tubo interior (d_i):

$$m_{fria} = v * A_{ti} * \rho_{fria} \quad (32)$$

siendo

m_{fria} : flujo másico de la corriente fría.

v : velocidad promedio.

A_{ti} : superficie de sección transversal.

ρ_{fria} : densidad del fluido frío.

$$A_{ti} = \frac{m_{fria}}{v * \rho_{fria}} = \frac{\pi * d_i^2}{4} \quad (33)$$

$$d_i = \sqrt{\frac{4 * A_{ti}}{\pi}} \quad (34)$$

Empleando la tabla 137 (Cátedra de Operaciones Unitarias II), de tamaño nominal de tubos se selecciona el diámetro estándar más cercano al calculado, para luego calcular nuevamente el área de sección transversal y la velocidad según el nuevo diámetro. Se vuelven a utilizar las formulas (33) y (34).

5.3.3.2. *Números adimensionales*

Todas las propiedades empleadas en cálculos de números adimensionales se obtienen a la T promedio de cada una de las corrientes.

5.3.3.2.1. Reynolds

La forma de comportarse del fluido está determinada por el tipo de régimen al que esté sometido, este puede ser laminar o turbulento. Un medio para predecir el tipo de flujo que predomina en el sistema es el cálculo del número de Reynolds, el cual se calcula según la fórmula:

$$Re = \frac{v * d_i * \rho}{\mu} \quad (35)$$

μ : viscosidad dinámica.

ρ : densidad.

$Re < 2.000$: flujo laminar.

$2.000 < Re < 10.000$: régimen transitorio.

$Re > 10.000$: flujo turbulento.

5.3.3.2.2. Prandtl

Es un número adimensional que relaciona propiedades que afectan el transporte de calor dentro del fluido, es el cociente entre la viscosidad cinemática y difusividad térmica o también entre difusividad de cantidad de movimiento y térmica.

$$Pr = \frac{Cp * \mu}{k} = \frac{\nu}{\frac{k}{\rho * Cp}} = \frac{\nu}{\alpha} \quad (36)$$

siendo

α : difusividad térmica

5.3.3.2.3. Nusselt

Este número adimensional relaciona Re y Pr, y a partir de este puede obtenerse el coeficiente pelicular.

$$Nu = \frac{h * L_c}{k} \quad (37)$$

siendo

h: coeficiente pelicular.

L_c : longitud característica.

Dependiendo del régimen de flujo del sistema y de su configuración, existen diferentes correlaciones para su cálculo. En este caso, donde se presenta un sistema donde existe flujo totalmente desarrollado dentro de tubos de sección circular en régimen turbulento, se coloca subíndice L debido a que la longitud característica empleada es el largo del tubo.

$$Nu_L = 0,023 * Re_L^{0,8} * Pr^{0,33} \quad (38)$$

5.3.3.3. Coeficiente pelicular sobre la pared interior del tubo

El coeficiente pelicular (h) es una función de la geometría del sistema, de las propiedades del fluido, de la velocidad del flujo y de la diferencia de temperaturas. Este coeficiente incorpora el espesor de una capa límite idealizada que da la velocidad real de la transmisión de calor. Esta cantidad h permite estimar la velocidad de transmisión de calor en cualquier situación particular. Se puede obtener despejando de la fórmula de Nu (37) planteada

anteriormente, y se incorpora también un coeficiente φ de corrección que será calculado más adelante.

$$\frac{h_i}{\varphi_i} = \frac{Nu_L * k}{L_c} \quad (39)$$

siendo

h_i : coeficiente pelicular en la superficie interior del tubo.

φ : factores de corrección de Nu.

En intercambiadores de doble tubo es costumbre utilizar la superficie exterior del tubo interior como la superficie de referencia en $Q=U*A*\Delta T$, y como h_i se ha determinado para A_i (área interior del tubo interno) y no para A (área exterior del tubo interno), debe ser corregida para contemplar la diferencia entre sus áreas efectivas:

$$\frac{h_{i0}}{\varphi_{i0}} = \frac{h_i}{\varphi_i} * \frac{d_i}{d_e} \quad (40)$$

siendo

h_{i0} : coeficiente pelicular en la superficie exterior del tubo interno.

d_i : diámetro interior del tubo interno.

d_e : diámetro exterior del tubo interno.

Factor de corrección (φ)

Para tener en cuenta la variación radial de temperatura que existe dentro de las tuberías es necesario realizar una corrección del número de Nusselt, para obtener un número de Nusselt medio. Para el caso de un líquido se puede utilizar un cociente de viscosidades o de números de Prandtl, ya que la viscosidad varía más que las demás propiedades. La corrección se efectuará siguiendo la recomendación de Petukhov, donde se diferencia para el caso de calentamiento y enfriamiento de líquido según las fórmulas que siguen. (Sadik, Hongtan, & Anchasa)

Para calentamiento

$$\varphi_{i0} = \frac{1}{6} * \left(7 - \frac{\mu_f}{\mu_w}\right) \quad (41)$$

Para enfriamiento

$$\varphi_0 = \left(\frac{\mu_f}{\mu_w}\right)^{0,24} \quad (42)$$

$$\frac{Nu_m}{Nu_L} = \varphi_i \quad (43)$$

siendo

Nu_m : Nusselt medio (corregido).

Nu_L : Nusselt sin corregir.

μ_w : viscosidad dinámica en la superficie de la pared de la tubería.

Debido a que el coeficiente pelicular h es directamente proporcional a Nu , se aplica la corrección al valor de h . Para llegar a obtener el coeficiente de corrección y en consecuencia el h , es necesario conocer la temperatura de pared de tubo t_w con la cual se obtiene la viscosidad en las inmediaciones de la pared del tubo μ_w . Esta t_w necesita la relación entre coeficiente pelicular y φ del lado ánulo, por lo que se calcula una vez conocida dicha relación.

5.3.4. Circulación en el ánulo

Aquí se desarrolla la metodología adoptada para el cálculo referido al fluido que recorre el tubo anular o externo del intercambiador.

5.3.4.1. *Dimensionamiento*

Se selecciona una configuración adecuada para el tubo exterior del intercambiador, en función de un tamaño nominal. Al igual que para el tubo interno, en la selección se debe tener en cuenta que la velocidad de flujo debe estar comprendida preferentemente entre 1,8 m/s como límite superior y 0,6 m/s como límite inferior.

5.3.4.1.1. Área de flujo

Ya que el cálculo del área de flujo difiere de la del tubo interior la misma se calcula según la fórmula

$$A_a = \frac{\pi}{4} * (D_i^2 - d_e^2) \quad (44)$$

siendo

D_i : diámetro interior del tubo externo.

A_a : área del ánulo.

5.3.4.1.2. Velocidad de flujo a través del ánulo

Conociendo el flujo másico de la corriente en el ánulo (m_c), junto con el área antes calculada y la densidad del fluido caliente (ρ_c) se obtiene la velocidad de flujo a través del ánulo.

$$v_c = \frac{m_c}{A_a * \rho_c} \quad (45)$$

siendo

v_c : velocidad de flujo a través del ánulo.

5.3.4.2. *Diámetro equivalente del ánulo*

Para conductos de sección diferentes a la circular, por ejemplo sección anular, es conveniente expresar los coeficientes de transferencia de calor y factores de fricción mediante los mismos tipos de ecuaciones y curvas usadas para tuberías y tubos. Para esto se emplea un diámetro equivalente (D_e), el cual representa el diámetro que tendría una tubería circular con igual sección de flujo. Este diámetro se calcula como cuatro veces el radio hidráulico, siendo el radio hidráulico igual al radio de un tubo con una sección igual a la del ánulo, y que se obtiene dividiendo el área de flujo por el perímetro húmedo. La función utilizada para calcular el perímetro húmedo es función del caso de transferencia o transporte considerado, variando si se trata de flujos de fluidos, donde el contacto es sobre las superficies efectivamente mojadas por el mismo flujo en todos los ductos que conforman el sistema (para el caso del ánulo,

tanto la pared interna del tubo anular como la pared externa del tubo interno), o de flujos térmicos, donde se considera el flujo a través de la superficie de separación (para el caso del ánulo, la pared del tubo interno que contiene al flujo que intercambia calor con el que circula por el ánulo). (Kern, 1999).

Para la transferencia de calor, el perímetro húmedo es la circunferencia exterior del tubo interior, por lo que el diámetro equivalente se calcula de la siguiente manera:

$$D_{eq} = 4 * r_h = \frac{4 * \text{área de flujo}}{\text{perímetro húmedo}} = \frac{4 * \pi * (D_i^2 - d_e^2)}{4 * \pi * d_e} = \frac{(D_i^2 - d_e^2)}{d_e} \quad (46)$$

Una vez obtenido el diámetro equivalente, el cálculo continúa empleando las mismas fórmulas que en la secuencia para el tubo interior, donde se suplanta el diámetro interior del conducto por el diámetro equivalente resultante en el ánulo, a partir de la fórmula (46).

5.3.5. Temperatura de pared del tubo

Al no conocerse la temperatura de la pared del tubo, no es posible establecer directamente el coeficiente ϕ , dado que se necesita la viscosidad a dicha temperatura. Se la puede calcular de dos maneras, dependiendo si la corriente caliente circula por el tubo interior o por el ánulo. Para el caso de flujo del fluido caliente por el ánulo se aplica la ecuación (47), caso contrario la ecuación (48).

$$t_w = t_c + \frac{\frac{h_o}{\phi_o}}{\frac{h_{io}}{\phi_{io}} + \frac{h_o}{\phi_o}} * (T_c - t_c) \quad (47)$$

$$t_w = t_c + \frac{\frac{h_{io}}{\phi_{io}}}{\frac{h_{io}}{\phi_{io}} + \frac{h_o}{\phi_o}} * (T_c - t_c) \quad (48)$$

siendo

t_w : temperatura de la pared del tubo.

ϕ_0 : coeficiente de corrección flujo dentro de ánulo.

ϕ_{i0} : coeficiente de corrección flujo dentro de tubo.

Una vez obtenida esta temperatura se obtiene de tabla la viscosidad correspondiente μ_w . Utilizando esta viscosidad en la fórmula (41) y (42) se calculan los coeficientes de corrección. Finalmente, con estos coeficientes se obtiene el coeficiente pelicular corregido (h_{i0}), ecuaciones (39) y (40).

5.3.6. Coeficiente global de transferencia de calor limpio (U_L)

De manera simplificada, el coeficiente global de transferencia de calor se puede expresar como la inversa de la sumatoria de las resistencias (ΣR) a la transferencia de calor presente en el sistema.

$$U_i = \frac{1}{\Sigma R} = \frac{1}{\frac{1}{h_0} + \frac{L}{k} + \frac{1}{h_{i0}}} \quad (49)$$

siendo

$1/h_0$: resistencia convectiva lado ánulo.

L/k : resistencia conductiva en pared del tubo interior.

$1/h_{i0}$: resistencia convectiva lado tubo.

Conociendo U_L , es posible calcular el área necesaria para la transferencia de calor (A_L), también conocida como área de diseño limpia.

$$A_L = \frac{Q}{U_L * LMDT} \quad (50)$$

5.3.7. Factores de obstrucción (R_D)

Cuando el intercambiador de calor ha estado en servicio durante cierto tiempo, se depositan incrustaciones y basura en la parte interior y exterior de las tuberías, agregando dos resistencias más de las que fueron incluidas en el cálculo de U_L . Esta resistencia adicional reduce el valor original del coeficiente global, y la cantidad requerida de calor ya no se transfiere por la superficie original A_L . Conforme a lo expresado, se emplea un factor de obstrucción global

obtenido por tabla, que es representativo de las características del fluido en cuestión, con el objetivo de prever esta eventualidad.

5.3.8. Coeficiente global de transferencia de calor sucio (U_D)

Teniendo en cuenta los factores de obstrucción, se calcula el coeficiente global de transferencia de calor:

$$U_D = \frac{1}{\frac{1}{h_o} + \frac{L}{k} + \frac{1}{h_{io}} + R_D} \quad (51)$$

5.3.9. Área y longitud de diseño

5.3.9.1. *Área*

Se calcula finalmente el área necesaria (A_D) para el requerimiento de calor del sistema, teniendo en cuenta todas las resistencias presentes.

$$A_D = \frac{Q}{U_D * LMDT} \quad (52)$$

De acuerdo al tubo interno seleccionado, se puede obtener la longitud de diseño (L_D) o el largo total necesario con la siguiente fórmula

$$L_D = \frac{A_D}{Spl_e} \quad (53)$$

siendo

Spl_e : superficie por unidad de largo.

5.3.10. Número de tubos (N_t)

Suponiendo un largo nominal (L_t) de tubos se calcula la cantidad necesaria, en caso que el resultado no sea un número entero el redondeo se realiza hacia el valor entero superior y se vuelve a calcular el área de diseño con la misma fórmula empleada anteriormente, corrigiendo L_D' a L_D .

$$N_t = \frac{L_D'}{L_t} \quad (54)$$

5.3.11. Caída de presión

5.3.11.1. *Caída de presión para la circulación dentro del tubo*

La caída de presión permitida en un intercambiador corresponde a la presión estática del fluido que debe disiparse para moverlo a través del intercambiador, a esto también se le suman las pérdidas menores, debido a accesorios como válvulas, codos, horquillas, etc., considerándose que las pérdidas de entrada y salida son usualmente despreciables frente a las anteriores.

La caída de presión en tuberías puede ser calculada aplicando la ecuación (56), empleando un valor apropiado del factor de Fanning (f). Este factor, para el caso de tubos de acero comercial y régimen de flujo turbulento, se calcula con la siguiente fórmula:

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{Re^{0,42}} \quad (55)$$

El cálculo de la caída de presión viene dado por:

$$\Delta P_t = 2 * f * \frac{L_D}{d_{it}} * \rho_f * v^2 * \varphi_{i0} \quad (56)$$

5.3.11.2. *Caída de presión para la circulación dentro del ánulo*

Inicialmente se calcula un diámetro equivalente para el ánulo (D_{eq}'), distinto al calculado anteriormente, ya que existe fricción tanto en la pared exterior del tubo interno como en la pared interior del ánulo, por lo que para el perímetro húmedo se considerarán ambas superficies:

$$D_{eq}' = 4 * r_h = \frac{4 * \text{área de flujo}}{\text{perímetro húmedo de fricción}} = \frac{4 * \pi * (D_i^2 - d_e^2)}{4 * \pi * (D_i + d_e)} = (D_i - d_e) \quad (57)$$

siendo

r_h el radio hidráulico para fricción.

Se prosigue con cálculo de Reynolds empleando dicho diámetro equivalente, el factor de fricción de Fanning (f_c) y las mismas fórmulas utilizadas anteriormente. Para el cálculo de las pérdidas se utiliza la siguiente fórmula

$$\Delta P_{c1} = 2 * f_c * \frac{L_D}{D_e} * \rho_c * v_c^2 * \varphi_0 \quad (58)$$

Para tener en cuenta pérdidas de presión debido a cambios de dirección se calcula

$$\Delta P_{c2} = \frac{N_t * \rho_c * v_c^2}{4} \quad (59)$$

Se obtiene la caída de presión total en la sección anular como

$$\Delta P = \Delta P_{c1} + \Delta P_{c2} \quad (60)$$

5.4. Intercambio térmico líquido-gas

Para evitar el desvío de los gases generados por el horno, produciendo pérdidas de carga en la corriente, se diseña el circuito del líquido con una configuración de serpentín incluido dentro del equipo, transfiriendo calor al fluido en el tubo previo al paso de los gases a través de la tolva de alimentación de carozos al horno. De esta manera se logra un aprovechamiento de la energía de gases. El cálculo de calor y dimensionamiento se realizan de manera análoga al cálculo para el intercambio líquido-líquido con algunas diferencias:

- Para disminuir las pérdidas de carga por codos se selecciona la configuración de tipo serpentín de los tubos, evitando el empleo de estos accesorios.

- Para el caso en que se genere un taponamiento en el serpentín, que puede deberse a fragmentos de carozo o a cualquier otro tipo de material extraño que haya ingresado al sistema, y debido a su longitud, se propone emplear sensores de presión a determinadas distancias de la tubería para determinar rápidamente en qué tramo se produjo la obstrucción. El serpentín está compuesto por secciones roscadas, que permiten desarmar el mismo y facilitar la eliminación de la obstrucción.
- Por tratarse de una mezcla de gases (CO_2 , H_2O , N_2 y O_2) se determinaron las propiedades inherentes a ella teniendo en cuenta su composición.
- Como la velocidad de los gases sería baja si se impulsan naturalmente, se emplea para mejorar la situación un ventilador que succione los gases sobre la tolva de alimentación al horno, dotándolos de una mayor velocidad de flujo.

Una vez que se obtiene el largo necesario de tubo para el intercambio de calor, el mismo se divide en espiras con un diámetro acotado por el espacio disponible dentro del horno, buscando la mayor separación entre las mismas y el aprovechamiento del espacio.

5.4.1. Caracterización de gases

Se obtienen los datos de producción de gas de combustión y sus condiciones de los cálculos preliminares del Proyecto Integrador “Diseño de una planta de generación de carbón activado obtenido a partir de carozos de aceitunas mediante activación térmica” (Céliz & Forneris, 2018).

5.4.1.1. *Conductividad y viscosidad*

Se emplea el método de Wilke para obtener el valor de conductividad y viscosidad para una mezcla de gases a baja presión, el cual emplea las fracciones molares y propiedades de los componentes a la temperatura media entre la temperatura de gases de la entrada y en la salida del intercambiador. Las fórmulas generales son las siguientes

$$k_m = \sum_{i=1}^n \frac{y_i * k_i}{\sum_{j=1}^n y_j * \phi_{ij}} \quad (61)$$

$$\mu_m = \sum_{i=1}^n \frac{y_i * \mu_i}{\sum_{j=1}^n y_j * \phi_{ij}} \quad (62)$$

siendo

y_i : fracciones molares de los componentes 1, 2, ..., n.

k_i : conductividades de los componentes 1, 2, ..., n.

ϕ_{ij} : es un parámetro de interacción binaria que se debe calcular para cada par de compuestos, depende de la viscosidad de los componentes puros a baja presión, y se calcula según fórmula (63)

$$\phi_{ij} = \frac{1}{\sqrt{8}} * \left(1 + \frac{M_i}{M_j}\right)^{-0,5} * \left[1 + \left(\frac{\mu_i}{\mu_j}\right)^{0,5} * \left(\frac{M_j}{M_i}\right)^{0,25}\right]^2 \quad (63)$$

siendo

M: molaridad de cada componente.

Los valores de las conductividades y viscosidad de cada componente en las condiciones de proceso se obtuvieron según la teoría de Chapman-Enskog,

$$k = 0,08328 * \frac{\left(\frac{T}{M}\right)^{0,5}}{\sigma^2 * \Omega_K} \quad (64)$$

$$\mu = 2,6693 * 10^{-6} * \frac{(M * T)^{0,5}}{\sigma^2 * \Omega_\mu} \quad (65)$$

siendo

T: temperatura del gas.

σ_c : diámetro de colisión.

Ω_K : integral de colisión para cálculo de conductividad de mezcla.

Ω_μ : integral de colisión para cálculo de viscosidad dinámica de mezcla.

5.4.1.2. *Calor específico*

Para la obtención del valor de calor específico para cada componente, se tiene que C_p depende de la temperatura. (Smith, Ness, & Abbott.). La relación es la siguiente:

$$\frac{C_p}{R} = A + B * T + C * T^2 + D * T^{-2} \quad (66)$$

siendo

A, B, C, D: constantes características de cada sustancia en particular (Smith, Ness, & Abbott.).

R: constante de los gases ideales.

Una vez obtenido el C_p para cada componente, se calcula el C_{pM} correspondiente a la mezcla

$$C_{pM} = y_1 * C_{p1} + y_2 * C_{p2} + y_3 * C_{p3} + \dots + y_N * C_{pN} \quad (67)$$

5.4.1.3. *Densidad de mezcla*

Se obtuvieron de tablas los valores de las densidades de los gases puros, y luego se empleó una formula análoga a la utilizada para el cálculo de C_{pM} (67).

5.4.2. Configuración "SERPENTÍN"

Para el caso del intercambiador líquido-gas los cálculos de calor y dimensionamiento se realizan de manera análoga al cálculo para el intercambio líquido-líquido. A continuación se señalan las diferencias en el cálculo.

5.4.2.1. *Circulación en el interior del serpentín*

Existe una gran cantidad de correlaciones experimentales y teóricas para predecir los números de Nusselt para flujo turbulento a través de un serpentín helicoidal, pero los datos experimentales para circulaciones dentro de

serpentines en espiras son muy limitados. La correlación de Schmidt tiene el mayor rango de aplicación, $2 \times 10^4 < Re < 1,5 \times 10^5$ y $5 < (R/a) < 84$. (Sadik, Hongtan, & Anchasa).

Esta correlación se basa en el cálculo del número de Nu para un tubo recto y una posterior corrección para considerar la curvatura inherente del serpentín.

$$\frac{Nu}{Nu_{recto}} = 1 + 3,6 * \left(1 - \frac{a}{R_e}\right) * \left(\frac{a}{R_e}\right)^{0,8} \quad (68)$$

siendo:

Nu: Nusselt corregido para serpentín.

Nu_{recto} : Nusselt para un tubo recto.

a: radio del tubo interno

R_e : radio de la espira.

5.4.2.2. *Circulación en el exterior del serpentín*

Para corregir el valor de Nusselt, y tener en cuenta la variación radial de temperatura dentro de las tuberías, se utiliza la siguiente fórmula

$$Nu_m = 5 + 0,012 * Re^{0,83} * (Pr + 0,29) \quad (69)$$

5.4.2.3. *Caracterización del serpentín*

A continuación se presenta un esquema que representa al serpentín utilizado para el intercambio térmico entre líquido y gas (Figura 14).

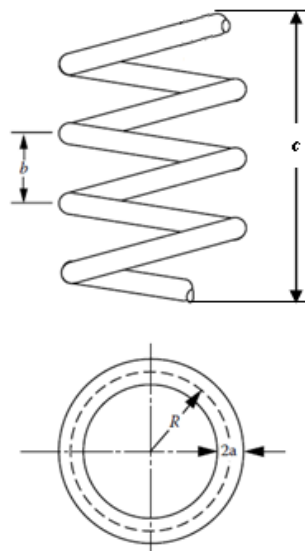


Figura 14 – Representación de serpentín.

- a) Para determinar el número de vueltas necesarias de serpentín se debe calcular primero el área de transferencia de calor de las longitudes rectas de entrada y salida del serpentín mediante la siguiente ecuación

$$A_{es} = \pi * d_e * L_{es} \quad (70)$$

siendo

A_{es} : área de transferencia de calor de las longitudes de entrada y salida del serpentín.

d_e : diámetro externo de tubo.

L_{es} : longitud de entrada más la longitud de salida del serpentín.

- b) La longitud de una vuelta del serpentín está dada por la siguiente ecuación

$$L_{vuelta} = \pi * 2 * R_e \quad (71)$$

siendo:

L_{vuelta} : perímetro de una vuelta (espira).

- c) Para el cálculo del número de vueltas (N) se emplea la siguiente ecuación, donde A_D es el área de transferencia de diseño obtenida según fórmula 52.

$$N = \frac{A_D - A_{es}}{\pi * d_e * L_{vuelta}} \quad (72)$$

Finalmente, conociendo el número de espiras y la longitud del lado c del recinto del horno, se obtiene el máximo espaciado posible (b) entre estas

$$b = \frac{c}{N} \quad (73)$$

5.4.3. Caídas de presión

5.4.3.1. *Caída de presión dentro del serpentín*

Varios estudios experimentales han propuesto correlaciones para calcular el factor de fricción para el flujo turbulento en un serpentín helicoidal. Ito, H. obtuvo la siguiente correlación (Sadik, Hongtan, & Anchasa)

$$f = \frac{0,00725 + 0,076 * \left[Re * \left(\frac{R}{a} \right)^{-2} \right]^{-0,25}}{\left(\frac{R}{a} \right)^{0,5}} \quad (74)$$

válido para

$$0,034 < Re * \left(\frac{R}{a} \right)^{-2} < 300 \quad (75)$$

Luego se calcula la caída de presión total sin considerar pérdidas menores, aplicando nuevamente la fórmula (56).

5.5. **Tanque pulmón de termostatzado**

5.5.1. Dimensionamiento

Partiendo del caudal utilizado en el proceso y conociendo el tiempo de retención τ que el alperujo diluido debe permanecer a la temperatura óptima para su tratamiento, se calcula el volumen necesario del tanque pulmón. Con este valor y definiendo un diámetro estándar para el tanque se obtiene la altura (H) del mismo. Para evitar la presencia de zonas muertas o de fluido estanco el tanque tendrá tanto el extremo inferior como superior con forma cónica, para lo que se definió un ángulo de $\alpha=45^\circ$. Se utilizan las siguientes fórmulas:

$$\tau = \frac{V_{tp}}{F_v} \quad (76)$$

$$V_{tp} = \tau * F_v \quad (77)$$

$$h_{cono} = \tan(\alpha) * r_1 \quad (78)$$

$$V_{tp} = \pi * r_1^2 * \left(H_{cilindro} + \frac{2 * h_{cono}}{3} \right) \quad (79)$$

$$H_T = 2 * h_{cono} + H_{cilindro} \quad (80)$$

siendo

V_{tp} : volumen del tanque pulmón.

F_v : flujo volumétrico.

r_1 : radio del tanque pulmón.

$H_{cilindro}$: altura del tanque.

h_{cono} : altura de cono superior e inferior.

H_T : altura total del tanque.

5.5.2. Calentamiento inicial para entrar en régimen

Con el objetivo de poner en marcha el proceso es necesario elevar la temperatura del fluido, suponiendo una temperatura ambiente inicial de 25 °C, hasta 120 °C, que permita poner en funcionamiento el intercambiador líquido-líquido. Esto es necesario porque es a través de este intercambiador que se comienza a calentar el alperujo diluido sin tratar. Para realizar este calentamiento se evalúan dos posibles alternativas

- a) Calentamiento por resistencia eléctrica.
- b) Calentamiento por combustión.

5.5.2.1. *Determinación de calor*

Los problemas de calentamiento poseen tres puntos que se deben responder:

- 1- Determinación de la energía requerida para elevar la temperatura hasta la temperatura T deseada en un tiempo t determinado.

$$P_S = \left(\frac{Q_A + Q_C}{t} + P_{LS} \right) * (1 + SF) \quad (81)$$

siendo

P_S : potencia total necesaria en kW.

Q_A : kJ para elevar la temperatura del alperujo diluido.

Q_C : kJ necesario para elevar la temperatura del acero del tanque.

P_{LS} : kW perdidos por las superficies por radiación, convección y evaporación, la metodología de cálculo empleada para esta componente se explica más adelante en la sección 6.5.2.1. *Cálculo iterativo, metodología propuesta por Cao (2004), inciso vii.*

SF: factor de seguridad.

1-a. Obtención de Q_A

$$Q_A = m * Cp * \Delta T \quad (82)$$

siendo

m: masa del alperujo diluido.

ΔT : diferencia entre T ambiente y T requerida.

1-b. Obtención de Q_C .

Según se explicó anteriormente, se calcula por separado la superficie correspondiente a la parte central cilíndrica del tanque y sus dos extremos cónicos. Estas superficies se utilizan para el cálculo de disipación térmica y, multiplicada por su espesor y densidad, la masa de acero a calentar.

Superficie del cilindro:

$$S_{cilindro} = 2 * \pi * r * H \quad (83)$$

Superficie del cono:

$$S_{conos} = 2 * \pi * r * generatriz \quad (84)$$

Superficie total:

$$S_{total} = A_{cilindro} + A_{conos} \quad (85)$$

Masa de acero necesario para el tanque

$$m_a = S_{total} * \rho_{acero} * e_{acero} \quad (86)$$

Energía para calentar el acero

$$Q_c = m_a * Cp * \Delta T \quad (87)$$

siendo

m_a : masa de acero.

2- Mantenimiento de la temperatura de operación

Debido a las pérdidas de calor en el sistema y al ingreso de un flujo frío, es necesario tener en cuenta la necesidad de incorporar más energía al sistema para mantener su temperatura en el tiempo, la misma se obtiene según fórmula (88).

$$P_o = (P_{wo} + P_{ls} + P_{ws}) * (1 + SF) \quad (88)$$

siendo:

P_o : kW necesarios para mantener la temperatura del tanque pulmón y el fluido que este contiene.

P_{wo} : kW necesario para calentar el caudal de fluido frío.

P_{ws} : kW necesarios para mantener la temperatura del acero.

3- Selección de tecnología de calentamiento.

Se plantean tres alternativas:

- Calentamiento por resistencia eléctrica.
- Calentamiento por combustión de productos secundarios del horno de carbón activado.
- Calentamiento por combustión de gas licuado.

5.5.3. Sistema de recirculación

Para lograr que dentro del tanque las condiciones sean homogéneas y se mantenga todo el material en suspensión, se implementa un sistema para recircular una fracción de la corriente, manteniendo las condiciones definidas de T y P para el tanque pulmón (Figura 15). Una bomba se encarga de succionar parte del fluido a la salida del tanque e introducirlo nuevamente en la entrada; en el extremo de expulsión se coloca una válvula para poder regular el caudal a recircular.

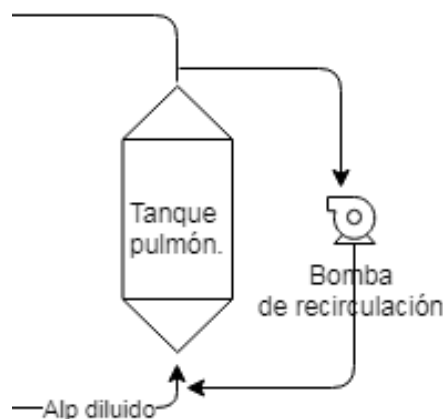


Figura 15 - Tanque pulmón con recirculación.

5.6. Tanque de almacenamiento

Luego de enfriarse la corriente ya tratada, aprovechando su energía para el calentamiento de la corriente sin tratar, se dirige a un tanque de almacenamiento del producto desde donde se dirigirá a la etapa de separación de la fase sólida y líquida. El dimensionamiento de este tanque se trata en el apartado de selección de bombas.

5.7. Pérdidas de calor en el sistema

Debido a la diferencia de temperatura entre los diferentes equipos y el medio externo, es inevitable que se produzca una transferencia de energía o pérdida desde el proceso, esto ocasiona que se deba suministrar una mayor cantidad de energía que la requerida teóricamente. Las pérdidas se producen a través de 2 mecanismos principales de transferencia de calor: convección libre y

radiación, y pueden reducirse de manera importante mediante una adecuada aislación térmica.

5.7.1. Aislación térmica

Se aísla el equipo térmicamente por los siguientes motivos

- Ahorro energético, ya que si no se aísla el equipo es necesario suministrar más energía al proceso para poder compensar a pérdida.
- Para reducir la temperatura de las superficies expuestas del equipo, con el fin de evitar riesgos de quemaduras al personal en planta.

Las propiedades que debe reunir un buen aislante son las siguientes

- El material debe ser compatible con el tipo de proceso, en caso de estar en contacto con productos químicos debe ser inerte a los mismos.
- Debe combinar condiciones de baja conducción térmica con adecuada resistencia mecánica.
- Poseer una adecuada barrera a la penetración de la humedad.
- Rango de temperaturas de trabajo del material aislante compatibles con las de operación.

5.7.2. Intercambiador líquido-líquido

La metodología empleada para el cálculo de estas pérdidas será la propuesta por Cao (2004), que plantea un cálculo iterativo combinando el coeficiente de radiación y el de convección, el cual se explica a continuación:

5.7.2.1. *Superficie vertical y horizontal superior.*

- i- Se realiza una primera estimación de U con un valor aproximado del coeficiente pelicular.

$$U = \left(\frac{e_{aire}}{K_{aire}} + \frac{e_{aisalante}}{K_{aisalante}} + \frac{1}{h_{02}} \right)^{-1} \quad (89)$$

siendo

U: coeficiente global de transferencia de calor.

e_{aire} : espesor de cámara de aire.

K_{aire} : conductividad térmica del aire.

e_{aislante} : espesor del aislante.

K_{aislante} : conductividad térmica del aislante.

h_{02} : coeficiente pelicular del aire a temperatura ambiente, en contacto con la superficie externa del aislante.

ii- Se calcula el flujo de calor.

$$q = U * (T_1 - T_4) \quad (90)$$

siendo

q: flujo de calor por unidad de área.

T_1 : temperatura en la superficie de la cañería.

T_4 : temperatura ambiente (298 K).

iii- Estimación de las temperaturas de pared interna (T_2) y externa (T_3).

$$T_2 = T_1 - \frac{q * e_{\text{aire}}}{K_{\text{aire}}} \quad (91)$$

$$T_3 = T_4 + \frac{q}{h_{02}} \quad (92)$$

T_2 : temperatura en la superficie interior del aislante resultado de la primera iteración.

T_3 : temperatura en la superficie exterior del aislante.

iv- Con las temperaturas estimadas, se calcula la temperatura de las capas límite y se recalculan los coeficientes a través de las correlaciones correspondientes.

$$T_{\text{aire int}} = \frac{T_1 + T_2}{2} \quad (93)$$

$$T_{aire\ ext} = \frac{T_3 + T_4}{2} \quad (94)$$

siendo

$T_{aire\ int}$: temperatura interfaz liquido-sólido.

$T_{aire\ ext}$: temperatura interfaz sólido-aire.

- Funciones de variación de propiedades del aire

Para tener en cuenta la variación de las propiedades con la temperatura al ir avanzando en el cálculo iterativo, se obtienen las funciones que las representan. Las funciones que se obtuvieron son las siguientes, tanto para el aire ubicado entre el intercambiador y la pared interna del aislante como para el aire exterior.

Propiedad	Aire
Conductividad K [W/m*K]	$K=6 \cdot 10^{-5} \cdot T + 0,0076$ $R^2 = 0,9996$
Densidad [kg/m ³]	$\rho = -0,003 \cdot T + 2,0812$ $R^2 = 0,9932$
Cp [J/kg*K]	$C_p = 0,0322 \cdot T + 995,9$ $R^2 = 0,7399$
Viscosidad dinámica [kg/m*s]	$\mu = 0,041 \cdot T + 6,1648$ $R^2 = 0,9997$
Viscosidad cinemática [m ² /s]	$\nu = 0,0975 \cdot T - 13,687$ $R^2 = 0,9988$

Tabla 5 – Propiedades del aire en función de la temperatura.

- Coeficientes peliculares.

Con las propiedades obtenidas a través de las nuevas temperaturas de pared se calculan los coeficientes aplicando las correlaciones que correspondan, diferenciando en este caso, la superficie *vertical* de la *horizontal superior*.

- Coeficiente volumétrico de dilatación térmica β

Este coeficiente nos da una idea de la variación de la densidad en función de la variación de temperatura, la fórmula para su obtención es la siguiente

$$\beta = \frac{1}{\rho} * \left(\frac{d\rho}{dT} \right)_p \quad (95)$$

siendo

T: temperatura absoluta media del aire.

- o Números adimensionales
 - Grashof

$$Gr = \frac{\beta * \Delta T * g * X^3}{\nu^2} \quad (96)$$

siendo

X: longitud característica, diferente para el caso de superficies verticales, en donde X es la altura, y para la superficie horizontal superior es la longitud del lado de menor dimensión.

- Rayleigh

$$Ra = Gr * Pr \quad (97)$$

- Nusselt

El cálculo de este número adimensional para convección libre varía según la geometría del cuerpo que pierde calor. En este caso, el cuerpo es un prisma, para el cual se debe evaluar de diferente manera cada una de sus superficies.

Superficie	Vertical	Horizontal superior
Nu	$\psi = \left(1 + \left(\frac{0,492}{Pr} \right)^{0,5625} \right)^{-1,77} \quad (98)$	
	$Nu = 0,68 + (0,67 * (Ra * \psi)^{0,25}) \quad (99)$ <p>Correlación válida para</p>	$Nu = 0,54 * (Ra)^{0,25} \quad (100)$

	Ra < 10 ⁹	Correlación válida para 10 ⁵ < Ra < 2*10 ⁷
--	----------------------	---

Tabla 6 – Correlaciones para cálculo de Nu.

A partir de aquí las ecuaciones son comunes para las distintas superficies.

- Coeficiente pelicular de convección.

Reordenando la ecuación (37) se obtiene el coeficiente de convección.

$$h = \frac{Nu * K_{aire}}{L} \quad (37)$$

- Coeficiente pelicular de radiación

La aislación térmica se protege con una chapa de aluminio, la cual tiene una emisividad ε igual a 0,2. El coeficiente pelicular de radiación se calcula según fórmula (101), este varía a través del proceso iterativo debido a que depende de T_3 .

$$h_r = \sigma * \varepsilon * \frac{((T_3)^4 - (T_4)^4)}{(T_3 - T_4)} \quad (101)$$

siendo

σ : constante de Stefan Boltzmann.

ε : emisividad de la protección del aislante.

- Coeficiente pelicular total

La suma del coeficiente pelicular radiactivo y convectivo arroja el coeficiente combinado de radiación y convección, denominado coeficiente pelicular total.

$$h_{t0} = h + h_r \quad (102)$$

v- Recalcular U y q con los nuevos valores de h.

$$U' = \left(\frac{e_{aire}}{K_{aire(T_{mint})}} + \frac{e_{aisalante}}{K_{aisalante}} + \frac{1}{h_{t0}} \right)^{-1} \quad (103)$$

$$q' = U' * (T_1 - T_4) \quad (104)$$

vi- Recalcular las temperaturas de la pared.

$$T_2' = T_1 - \left(\frac{q' * e_{aire}}{K_{aire(T_{mint})}} \right) \quad (105)$$

$$T_3' = T_4 + \left(\frac{q'}{h_{t0}} \right) \quad (106)$$

vii- Comparar con los valores anteriores y de ser necesario volver al paso iv.

5.7.2.2. Superficie horizontal inferior

Para esta superficie el aislante se encuentra en contacto directo con el piso y no con el aire de los alrededores, por lo que la ecuación para el cálculo de U es la siguiente

$$U = \left(\frac{e_{aire}}{K_{aire}} + \frac{e_{aisalante}}{K_{aisalante}} + \frac{e_{suelo}}{K_{suelo}} \right)^{-1} \quad (107)$$

Seguido a esto se obtiene el flujo de calor q y las temperaturas intermedias de la misma forma que en los casos anteriores, sin necesidad de calcular coeficientes peliculares debidos a flujo convectivo.

5.7.2.3. Obtención de flujo de calor para cada superficie.

Para calcular la pérdida de energía a través de las distintas superficies, se emplea la siguiente fórmula:

$$Q_{AxB} = n * q * A * B \quad (108)$$

siendo

n: cantidad de superficies.

q: el flujo de calor por unidad de área.

A: ancho de la superficie.

B: largo de la superficie.

5.7.2.4. *Pérdidas totales en el intercambiador*

Por último, se suman las pérdidas calculadas para las distintas superficies.

$$Q_{TIntercambiador} = 2 * Q_{paredverticalLxH} + 2 * Q_{paredverticalLxa} + Q_{techo} + Q_{piso} \quad (109)$$

5.7.3. Tanque pulmón termostatzado

El tanque pulmón se modela como un cilindro para la determinación de las pérdidas de energía, por lo que, la metodología de cálculo es similar a la empleada anteriormente teniendo en cuenta la diferencia geométrica. Se define flujo de calor como

$$Q_{LS} = U * A * (T_1 - T_4) \quad (110)$$

siendo

Q_{LS} : flujo de calor desde el equipo al medio.

U: coeficiente de transferencia global.

A: superficie del equipo.

T_1 : temperatura del fluido en el interior del equipo.

T_4 : temperatura exterior (lejos del equipo).

Cálculo iterativo, metodología propuesta por Cao (2004)

i- Se realiza una primera estimación de U con valores aproximados de los coeficientes peliculares.

$$U * A = \left[\frac{1}{2 * \pi * H_T} * \left(\frac{1}{h_i' * R_1} + \frac{\ln\left(\frac{R_2}{R_1}\right)}{K} + \frac{1}{R_2 * h_0'} \right) \right]^{-1} \quad (111)$$

siendo

L: altura del cilindro.

R₁: distancia desde el centro del cilindro hasta pared interior del aislante.

R₂: distancia desde el centro del cilindro hasta pared exterior del aislante.

h_i: coeficiente pelicular del lado interno del cilindro.

h₀: coeficiente pelicular del lado exterior del aislante.

ii- Se calcula el flujo de calor. Previamente se divide el resultado que se obtuvo en (110) por el área del cilindro, para trabajar en unidades de flujo de calor por unidad de área.

$$q_{LS} = U * (T_1 - T_4) \quad (112)$$

siendo

q_{LS}: primera iteración de la pérdida de calor.

U: primera iteración de coeficiente global de transferencia de calor en el tanque pulmón multiplicado por el área del cilindro.

T₁ y T₄: temperaturas en el centro del fluido y en el exterior respectivamente.

iii- Estimación de las temperaturas de pared interna (T₂) y externa (T₃).

$$T_2 = T_1 - \left(\frac{q_{LS}}{h_i} \right) \quad (113)$$

$$T_3 = T_4 + \left(\frac{q_{LS}}{h_0} \right) \quad (114)$$

iv- Con las temperaturas estimadas, se calcula la temperatura de las capas límite y se recalculan los coeficientes a través de las correlaciones correspondientes.

$$T_{alp} = \frac{T_1 + T_2}{2} \quad (115)$$

$$T_{aire} = \frac{T_4 + T_3}{2} \quad (116)$$

siendo

T_{alp} temperatura interfaz líquido-sólido.

T_{aire} temperatura interfaz sólido-aire.

- Funciones de variación de propiedades gas y líquido

Para tener en cuenta la variación de las propiedades con la temperatura al ir avanzando en el cálculo iterativo, se obtienen las funciones que las representan. Las funciones que se obtuvieron son las siguientes

Propiedad	Aire	Agua
Conductividad K [W/m*K]	$K=6 \cdot 10^{-5} \cdot T + 0,0076$ $R^2 = 0,9996$	$K=-9 \cdot 10^{-6} \cdot T^2 + 0,0071 \cdot T - 0,6971$ $R^2 = 0,9995$
Densidad [kg/m ³]	$\rho=-0,003 \cdot T + 2,0812$ $R^2 = 0,9932$	$\rho= - 0,0029 \cdot T^2 + 1,46 \cdot T + 823,66$ $R^2 = 0,9996$
Cp [J/kg*K]	$Cp=0,0322 \cdot T + 995,9$ $R^2 = 0,7399$	$Cp=0,01 \cdot T^2 - 6,2408 \cdot T + 5152,4$ $R^2 = 0,9953$
Viscosidad dinámica [kg/m*s]	$\mu=0,041 \cdot T + 6,1648$ $R^2 = 0,9997$	$\mu=620,45 \cdot 10^{-0,014 \cdot T}$ $R^2 = 0,9842$
Viscosidad cinemática [m ² /s]	$\nu=0,0975 \cdot T - 13,687$ $R^2 = 0,9988$	$\nu=51,248 \cdot 10^{-0,014 \cdot T}$ $R^2 = 0,9807$

Tabla 7 – Propiedades del aire y el agua en función de la temperatura.

- Coeficientes peliculares.

Con las propiedades obtenidas a través de las nuevas temperaturas de pared se calculan los coeficientes aplicando las correlaciones que correspondan. Se realiza una diferencia en el cálculo para el caso del fluido interior (líquido) con convección forzada y el fluido exterior (aire) con convección natural o libre.

Alperujo diluido	Aire
------------------	------

β : coeficiente de expansión volumétrica (95)	
$\beta = \frac{2}{\rho(393\text{ K}) + \rho(383\text{ K})} * \frac{\rho(383\text{ K}) - \rho(393\text{ K})}{\Delta T}$ <p>Se toma un delta T arbitrario y la densidad a cada una de las temperaturas correspondientes.</p>	$\beta = \frac{1}{T}$ <p>Por tratarse de un gas a baja presión y baja temperatura, se utiliza la ecuación simplificada para el caso de un gas ideal.</p>
Números adimensionales	
- Reynolds (35)	- Grashof (96)
$Re = \frac{D * v * \rho}{\mu}$	$Gr = \frac{\beta * \Delta T * g * H_T}{(\nu)^2}$
- Rayleigh (97)	
-	$Ra_L = Gr * Pr$
- Nusselt (38)	- Nusselt y Ψ (98; 99)
$Nu = 0,023 * Re^{0,8} * Pr^{0,33}$ <p>Se utiliza correlación para flujo forzado en régimen turbulento.</p>	$\Psi = \left[1 + \left(\frac{0,492}{Pr} \right)^{\frac{9}{16}} \right]^{\frac{16}{9}}$ $Nu = 0,68 + 0,67 * (Ra * \Psi)^{0,25}$ <p>Válido para $Ra < 10^9$.</p>
Coeficientes peliculares de convección (37)	
$h_{0,i} = \frac{Nu * K_{0,i}}{H_T}$	
Coeficientes peliculares de radiación (117)	
-	$h_r = \sigma * \varepsilon * \frac{((T_3')^4 - (T_4)^4)}{(T_3' - T_4)}$ <p>Con: σ: constante de Stefan-Boltzmann, $5,67 * 10^{-11} \text{ kW/m}^2 * \text{K}^4$. ε: emisividad del material que recubre el material aislante.</p>
Coeficientes peliculares totales (118)	
$h_{ti} = h_i$	$h_{t0} = h_r + h_0$

Tabla 8 – Correlaciones para el cálculo de coeficientes peliculares.

v- Se calcula nuevamente U y q con los nuevos valores de h.

vi- Se recalculan temperaturas de pared.

vii- Se comparan con los valores anteriores y vuelve al paso iv en caso de ser necesario.

5.8. Selección de bomba

Una bomba es un dispositivo mecánico que aprovecha energía cinética y la transmite al fluido, provocando el movimiento de este y el incremento de su presión. Existen diferentes tipos de bombas según el requerimiento (bombas de diafragma, pistón, tornillo, centrifugas, etc.), cada una de ellas se adapta mejor para diferentes condiciones de caudales, presiones, fluido, etc.

Para la selección del equipo es necesario, además de considerar las características del fluido, realizar el cálculo de pérdidas de energía debidas a la fricción en el sistema de tuberías y a la presencia de accesorios.

Para el cálculo de pérdidas se emplea la ecuación general de la energía como extensión de la ecuación de Bernulli, que permite resolver situaciones en las que hay pérdida y ganancia de energía.

$$\left(\frac{v_1^2}{2 * g} + \frac{p_1}{\gamma} + z_1 + h_A - h_R - h_L \right) = \left(\frac{v_2^2}{2 * g} + \frac{p_2}{\gamma} + z_2 \right) \quad (119)$$

Reordenando

$$h_a = \frac{\Delta p}{\gamma} + \Delta z + \frac{\Delta v^2}{2 * g} + h_{Lt} \quad (120)$$

siendo

v: velocidad media de flujo.

p: presión.

z: altura del fluido.

h_a : energía agregada al fluido por la bomba.

h_R : energía que se remueve del fluido por medio de un dispositivo mecánico, como un motor.

h_{Lt} : pérdidas de energía mecánica debido a turbulencia y fricción del fluido con paredes y accesorios.

5.8.1. Pérdidas de energía debido a fricción

En el caso de fluidos reales, la viscosidad tiende a presentar una resistencia al flujo, lo que resulta en una disipación de energía mecánica en forma de calor a través de la tubería por la que circula el fluido, siendo la fricción función de la rugosidad de tubo, su tamaño, propiedades y velocidad de flujo.

La pérdida de carga en función de la fricción h_L se calcula de la siguiente manera:

$$h_L = f * \frac{L}{D} * \frac{v^2}{2 * g} \quad (121)$$

siendo

f : factor de rozamiento, da una idea de la fricción que sufre el fluido en movimiento.

L/D : relación longitud/diámetro de la conducción

El factor f es función del tipo de flujo, y para régimen laminar se calcula según fórmula:

$$f = \frac{64}{Re} \quad (122)$$

Para el caso de flujo turbulento ($Re > 10.000$) el factor puede obtenerse aplicando distintas funciones que dependerán del valor de Re y la rugosidad del conducto (ϵ). Se utiliza la siguiente relación.

$$f = \frac{0,25}{\left[\log \left(\frac{1}{3,7 * \frac{di}{\epsilon}} + \frac{5,74}{Re^{0,9}} \right) \right]^2} \quad (123)$$

Esta ecuación es aplicable dentro de un intervalo de rugosidad relativa $1000 < D/\epsilon < 1 * 10^6$ y para $5000 < Re < 1 * 10^8$, lo que representa la zona de turbulencia completa del diagrama de Moody.

5.8.2. Pérdidas menores

En la mayor parte de los sistemas de flujo, la pérdida de energía primaria se debe a la fricción del conducto. Los demás tipos de pérdidas, generalmente son pequeñas en comparación y por consiguiente, se hace referencia a ellas como pérdidas menores, aunque en tramos cortos y con numerosos accesorios y cambios de dirección, pueden llegar a ser mayores que las por fricción. Las pérdidas menores ocurren cuando hay un cambio en la sección cruzada de la trayectoria de flujo o en la dirección de flujo, o cuando la trayectoria de flujo se encuentra obstruida, como sucede con una válvula. La energía se pierde debido a fenómenos físicos bastante complejos.

Las pérdidas de energía son proporcionales a la cabeza de velocidad del fluido ($v^2/2 \cdot g$), entonces

$$h_{Lm} = K * \frac{v^2}{2 * g} \quad (124)$$

siendo

h_{Lm} : representa la pérdida menor.

K: coeficiente de resistencia (adimensional).

v: velocidad promedio del flujo en el tubo en la vecindad donde ocurre la pérdida menor.

Los valores para los coeficientes de resistencia pueden extraerse de tablas del capítulo 10 de "*Mecánica de Fluidos*". Para pérdidas por válvulas y codos los coeficientes se calcularon de la siguiente manera:

$$K = \frac{L_e}{D} * f_{(Re=1 \cdot 10^8)} \quad (125)$$

El valor L_e/D llamado proporción de longitud equivalente se obtiene también por tablas del capítulo 10 de "*Mecánica de Fluidos*". El valor L_e se denomina longitud equivalente y es la longitud del conducto recto del mismo diámetro nominal de la válvula que tendría la misma resistencia que esta.

Luego de aplicar la ecuación de Bernulli (120) introduciendo los valores de pérdidas menores, se puede despejar h_a .

5.8.3. Potencia de la bomba

Finalmente se puede obtener la potencia teórica requerida por la bomba mediante la siguiente ecuación:

$$P_a = h_a * \gamma * F \quad (126)$$

siendo

P_a : potencia teórica requerida por la bomba.

γ : peso específico del fluido.

F : caudal volumétrico.

Potencia real

Debido a las pérdidas de energía ocasionadas por la fricción mecánica en los componentes de la bomba, la fricción del fluido en la misma y la excesiva turbulencia del fluido que se forma en ella, no toda la potencia suministrada a la bomba es transmitida al fluido. Se define ε como la eficiencia mecánica de la bomba y es la relación entre la potencia transmitida al fluido (P_a) y la potencia puesta en la bomba (P_i).

$$\varepsilon = \frac{P_a}{P_i} \quad (127)$$

5.9. Alternativas de diseño para distintas etapas del proceso

Se analizaron las siguientes alternativas al diseño seleccionado:

- Intercambiador líquido-líquido configuración tubos y coraza.
- Aumento de caudal de alimentación al proceso.
- Intercambiador líquido-gas configuración tubos coaxiales.
- Utilización de tubos aleteados en intercambiador líquido-gas.
- Utilización de agitación mecánica en tanque pulmón.

La descripción de cada punto y su análisis se realiza a partir de la sección 6.7.

6. DISEÑO Y DIMENSIONAMIENTO POR ETAPAS

A continuación se presentan los cálculos correspondientes a cada etapa del proceso.

6.1. Tanque de acondicionamiento

En esta sección se analiza el equipo señalado en el siguiente diagrama de flujo.

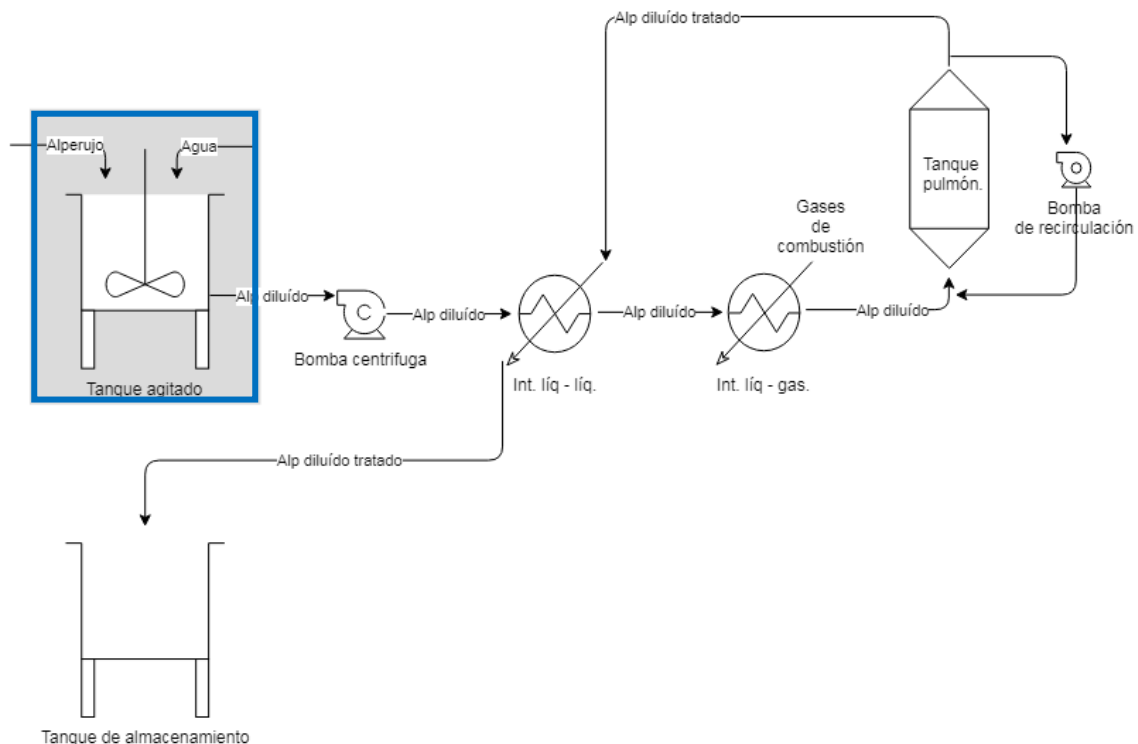


Figura 16 - Equipo analizado en esta sección.

6.1.1. Determinación de caudal

En Cooperativa 12 Olivos Ltda. se produce diariamente (en una campaña de 3 meses de duración con jornadas diarias de 8 horas) 883,63 kg de pulpa. Con estos datos y aplicando fórmula (1) se obtiene el flujo másico de ingreso al proceso:

$$m' = \frac{883,63 \text{ kg}}{8 \text{ h}} = 110,45 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 0,03 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \quad (1)$$

Como se explicó anteriormente, se realiza una dilución de la pulpa 1+5 (1 parte de pulpa más 5 partes de agua) y de esta manera se obtiene el flujo másico que efectivamente circulará en el proceso (Gómez, 2018).

$$m = 0,03 \frac{kg \text{ pulpa}}{s} + \left(0,03 \frac{kg \text{ agua}}{s} * 5\right) = 0,18 \frac{kg}{s}$$

A través del cálculo de la densidad de la suspensión según fórmula (2) se obtiene el caudal volumétrico aplicando fórmula (3).

$$\rho_s = \left(\frac{1/6}{1500 \text{ kg/m}^3} + \frac{5/6}{998 \text{ kg/m}^3}\right)^{-1} = 1057 \frac{kg}{m^3} \quad (2)$$

$$q = \frac{0,18 \frac{kg}{s}}{1057 \frac{kg}{m^3}} = 1,7 * 10^{-4} \frac{m^3}{s} \quad (3)$$

6.1.2. Dimensionamiento

6.1.2.1. *Tanque*

El tanque de acondicionamiento debe tener la capacidad de contener el volumen necesario para que el proceso continúe funcionando por un período de 3 horas sin recibir alimentación, según lo definido anteriormente. Aplicando fórmula (4) se obtiene el volumen del tanque.

$$V_t = 1,7 * 10^{-4} \frac{m^3}{s} * 3600 \frac{s}{h} * 3 h = 1,84 m^3 \quad (4)$$

Con el objetivo de emplear un tanque de medidas estándar y teniendo en cuenta que se necesita un volumen mínimo de 1,84 m³, se selecciona un tanque de un volumen igual a 2 m³ y diámetro de 1,2 m.

$$V_t' = 2 m^3$$

A partir de este volumen y diámetros ya definidos, se calcula la altura según fórmula (5):

$$H_t = \frac{4 * 2 \text{ m}^3}{\pi * (1,2 \text{ m})^2} = 1,77 \text{ m} \quad (5)$$

6.1.2.2. *Agitador*

Contando con las medidas del tanque se puede calcular la dimensión del agitador empleando relaciones típicas establecidas.

Aplicando estas relaciones (fórmulas 6 a 11), se obtiene el diseño del agitador:

$$H = 1,2 \text{ m} \quad (6)$$

$$Da = 1,2 \text{ m} * \frac{1}{3} = 0,4 \text{ m} \quad (7)$$

$$E = 0,4 \text{ m} \quad (8)$$

$$L = 0,4 \text{ m} * \frac{1}{4} = 0,1 \text{ m} \quad (9)$$

$$J = 1,2 \text{ m} * \frac{1}{12} = 0,1 \text{ m} \quad (10)$$

$$W = 0,4 \text{ m} * \frac{1}{5} = 0,08 \text{ m} \quad (11)$$

6.1.3. Velocidad de sedimentación

Para obtener la velocidad de sedimentación de una partícula en suspensión, es necesario primero definir las propiedades del fluido y de las partículas.

Las propiedades se muestran a continuación para una temperatura de 298 K.

Propiedades (298 K)	Agua	Alperujo
μ (viscosidad dinámica)	$1 \cdot 10^{-3} \text{ kg/m} \cdot \text{s}$	-
ρ (densidad)	998 kg/m^3	1.500 kg/m^3
ν (viscosidad cinemática)	$1 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$	-
Diámetro de partícula	-	$4 \cdot 10^{-4} \text{ m}$

Tabla 9 - Propiedades de fluido y partículas.

Con las propiedades de fluido y partícula presentadas en la tabla anterior, se determina el régimen de sedimentación a través del cálculo del parámetro K, empleando la fórmula (13):

$$K = 4 \cdot 10^{-4} \text{ m} * \left(\frac{9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * 998 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * \left(1.500 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} - 998 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)}{\left(1 * 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}} \right)^2} \right)^{\frac{1}{3}} = 6,8 \quad (13)$$

De acuerdo al valor de K obtenido, y teniendo en cuenta que para un intervalo de 3,3 a 43,6 se aplica la Ley de intervalo intermedia, se obtiene la velocidad de sedimentación utilizando la fórmula (15).

$$ut = \frac{60 \text{ s}}{1 \text{ min}} * \frac{0,153 * \left(9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right)^{0,71} * \left(4 * 10^{-4} \text{ m} \right)^{1,14} * \left(1500 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} - 998 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)^{0,71}}{\left(998 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)^{0,29} * \left(1 * 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}} \right)^{0,43}} \quad (15)$$

$$ut = 1,37 \frac{\text{m}}{\text{min}}$$

Esta velocidad cumple con la condición $u_t < 3 \text{ m/min}$ (25) para que sea aplicable luego la formula (24) para el cálculo de consumo de potencia.

Para aplicar la teoría de Steinhour, y tener en cuenta los factores que afectan la idealidad del modelo, es necesario conocer la porosidad (17) y el parámetro Ψ_ε (18).

$$\varepsilon = 1 - \frac{0,22 \text{ m}^3}{0,22 \text{ m}^3 + 1,66 \text{ m}^3} = 0,88 \quad (17)$$

$$\Psi_\varepsilon = 0,88^2 * 10^{-1,82*(1-0,88)} = 0,48 \quad (18)$$

Finalmente se obtiene la velocidad real de sedimentación aplicando fórmula (19).

$$u = 0,48 * 1,37 \frac{\text{m}}{\text{min}} = 0,65 \frac{\text{m}}{\text{min}} \quad (19)$$

6.1.4. Suspensión de partículas

Con objetivo de obtener la velocidad crítica de suspensión, se comienza calculando la relación de peso sólido/líquido (B) según (20).

$$B = \frac{100 * 331,35 \text{ kg}}{1656,75 \text{ kg}} = 20 \quad (20)$$

Otro factor necesario para el cálculo de n_c es S, este se puede encontrar tabulado en una tabla de doble entrada para la cual es necesario conocer las siguientes relaciones.

$$\frac{Da}{W} = \frac{0,4 \text{ m}}{0,08 \text{ m}} = 5 \quad (21)$$

$$\frac{Dt}{Da} = \frac{1,2 \text{ m}}{0,4 \text{ m}} = 3$$

Tipo de impulsor	D_t/D_a	D_t/E	S
Turbina de seis palas $D_a/W=5$; $N_p=6,2$	2	4	4,1
	3	4	7,5
	4	4	11,5
Paleta de dos palas $D_a/W=4$;	2	4	4,8
	3	4	8

$N_p=2,5$	4	4	12,5
Hélice de tres palas $N_p=0,5$	3	4	6,5
	4	4	8,5
	4	2,5	9,5

Tabla 10 - Tabla 9.4 McCabe (pág. 290).

Para una turbina de 6 palas como la seleccionada para este agitador, y con las relaciones $D_a/W = 5$ y $D_i/D_a=3$, de la tabla 10 se extrae el siguiente valor para S.

$$S = 7,5$$

Finalmente, el cálculo de la velocidad crítica de agitación es:

$$n_c = \frac{7,5 * \left(1 * 10 - 6 \frac{m^2}{s}\right)^{0,1} * (4 * 10 - 4 \text{ m})^{0,2} * \left(9,81 \frac{m}{s^2} * \frac{\left(1500 \frac{kg}{m^3} - 998 \frac{kg}{m^3}\right)}{998 \frac{kg}{m^3}}\right)^{0,45} * 20^{0,13}}{(0,4 \text{ m})^{0,85}} \quad (22)$$

$$n_c = 2,6 \frac{rev}{s} = 156 \frac{rev}{min}$$

6.1.5. Consumo de potencia

Cumpliendo la primera condición de aplicabilidad (25), se verifica que se cumpla la segunda condición.

$$\frac{0,22 \text{ m}^3}{1,84 \text{ m}^3} = 0,12 < 0,3 \quad (26)$$

Según la correlación empírica empleada, el parámetro β se calcula según fórmula (23).

$$\beta = \frac{1,2 \text{ m} - 0,4 \text{ m}}{1,2 \text{ m}} - 0,1 = 0,57 \quad (23)$$

Ya que se cumplen ambas condiciones de aplicabilidad, fórmulas (25) y (26), se obtiene el consumo de potencia por parte del agitador aplicando (24).

$$P = 9,81 \frac{m}{s^2} * 1057 \frac{kg}{m^3} * 1,84 m^3 * 0,65 \frac{m}{min} * \frac{1 min}{60 s} * (1 - 0,88)^{\frac{2}{3}} * \left(\frac{1,2 m}{0,4 m}\right)^{\frac{1}{2}} * e^{4,35 * 0,57} \quad (24)$$

$$P = 1039,5 W$$

6.1.6. Resumen de resultados

A continuación se resumen los resultados obtenidos en la sección.

Tanque	
Vt'	2 m ³
Ht	1,77 m
Agitador	
H	1,2 m
Da	0,4 m
E	0,4 m
L	0,1 m
J	0,1 m
W	0,08 m
n _c	156 rev/min
P	1039,5 W

Tabla 11 - Resumen de resultados sección 6.1

Nomenclatura de la sección

B	Relación de peso sólido/líquido
Da	Diámetro del agitador
E	Altura de rodete sobre el fondo del tanque
H	Altura del líquido en el tanque
Ht	Altura del tanque de acondicionamiento
J	Ancho de deflector
K	Parámetro para definir régimen fluido dinámico de sedimentación de partículas
L	Longitud del rodete

m	Caudal másico de alperujo diluido
m'	Caudal másico de alperujo
n_c	Velocidad crítica de agitación
N_p	Número de potencia
P	Potencia de agitador
q	Caudal volumétrico de alperujo diluido
S	Factor de forma
u	Velocidad de sedimentación real
u_t	Velocidad de sedimentación no impedida
V_t	Volumen del tanque de acondicionamiento
V_t'	Volumen de tanque de acondicionamiento seleccionado
W	Ancho del rodete
β	Parámetro para el cálculo de potencia según correlación empírica
ε	Porosidad
μ	Viscosidad dinámica
ν	Viscosidad cinemática
ρ	Densidad
ρ_s	Densidad de la suspensión
Ψ_ε	Función de porosidad

6.2. Intercambiador térmico líquido-líquido

En esta sección se analiza el equipo recuadrado en el siguiente diagrama de flujo.

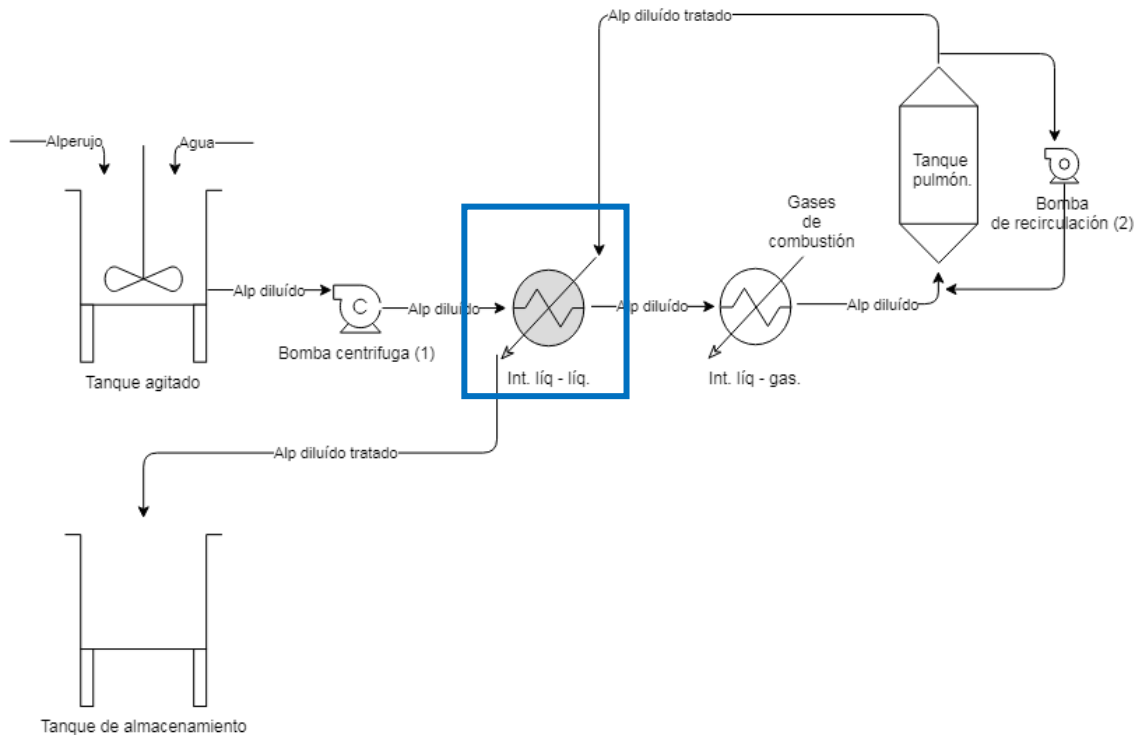
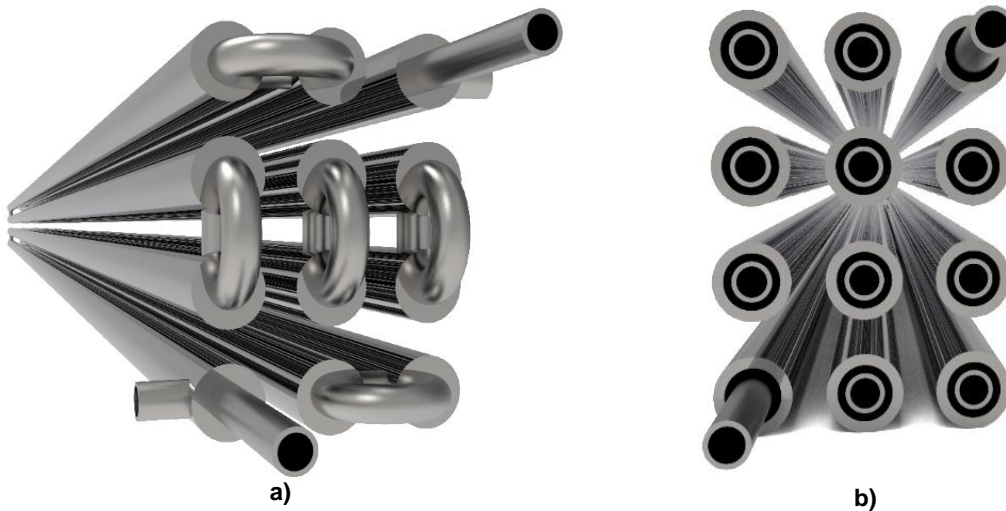


Figura 17 - Equipo analizado en esta sección.

Anteriormente se definió, para este intercambiador, la utilización de un intercambiador de calor de doble tubo, en el cual por el tubo interior circula el alperujo diluido sin tratamiento y por el ánulo circula el producto ya tratado, Figura 18.



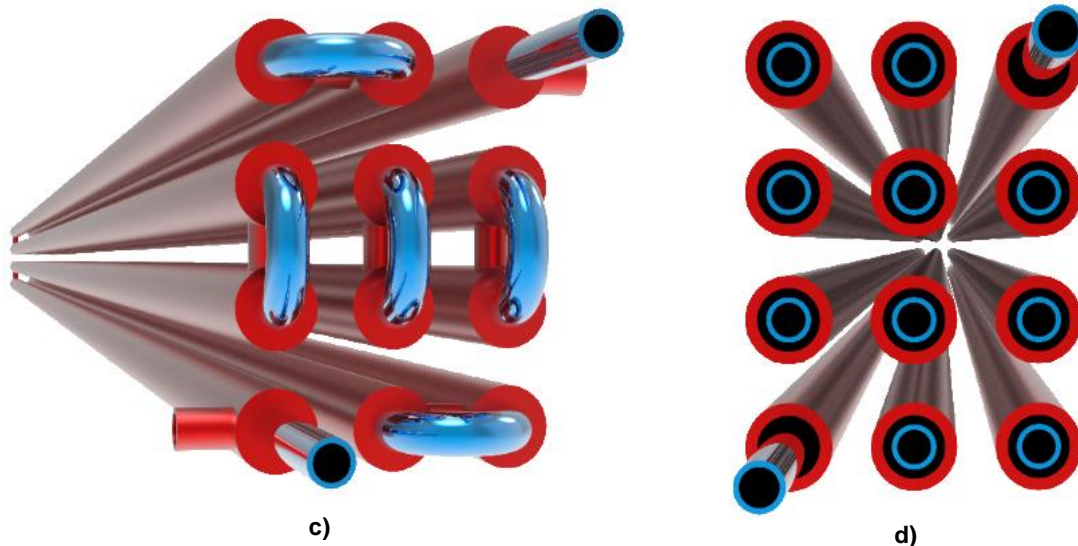


Figura 18 – a) vista en perspectiva del intercambiador. b) vista frontal de tubos. c) Vista en perspectiva (tubos azules = corriente fría representa el lado tubo; tubos rojos = corriente caliente, representa lado ánulo). d) Vista frontal de tubos.

La temperatura a partir de la cual se comienza a calentar el alperujo diluido es $t_1 = 298 \text{ K}$, la cual se llevará al final del intercambio de calor líquido-líquido a $t_2 = 378 \text{ K}$, aprovechando la energía de la corriente ya tratada. Según datos de producción de Cooperativa 12 Olivos Ltda, se sabe que para la corriente fría el flujo másico es $w_f = 0,18 \text{ kg/s}$.

Para la realización de los cálculos se consideran los siguientes supuestos:

1- Relación de flujo (w_f/w_c) = 1.

2- Velocidad de flujo $v_f = 1 \text{ m/s}$.

3- La corriente de alimentación al proceso está compuesta por 1 parte de alperujo y 5 de agua, a su vez el alperujo contiene aproximadamente 70% de agua, por lo que la corriente estaría constituida aproximadamente por un 95% de agua. Esto nos permite tomar las propiedades de la corriente iguales a las del agua introduciendo un bajo porcentaje de error en los cálculos.

Se determinan las temperaturas medias para cada corriente según fórmulas (27) y (28), y a través de estas se obtienen las propiedades del fluido en cada uno de los casos.

$$T_c = 0,5 * (393 \text{ K} + 313 \text{ K}) = 353 \text{ K} \quad (27)$$

$$t_c = 0,5 * (378 \text{ K} + 298 \text{ K}) = 338 \text{ K} \quad (28)$$

Propiedades	Tc= 353 K	tc= 338 K
ρ: densidad [kg/m³]	971,2	981
μ: viscosidad cinemática [kg/m*s]	3,64*10 ⁻⁴	4,43*10 ⁻⁴
k: conductividad [W/m*K]	0,6711	0,6592
Cp: calor específico [kJ/kg*K]	4,193	4,1828

Tabla 12 – Propiedades a temperaturas medias.

El flujo de calor que necesita la corriente que ingresa al proceso a t1 para elevar su temperatura hasta t2 se obtiene según fórmula (29):

$$Q = 0,18 \frac{kg}{s} * 4,1828 \frac{kJ}{kg * K} * (378 K - 298 K) = 60,23 \frac{kJ}{s} \quad (29)$$

Luego, a partir de este flujo de calor se obtiene la temperatura de salida de fluido calefactor, fórmula (30):

$$T_2 = 393 K - \frac{60,23 \frac{kJ}{s}}{0,18 \frac{kg}{s} * 4,1828 \frac{kJ}{kg * K}} = 313 K \quad (30)$$

Para el cálculo de la diferencia de temperatura entre ambos fluidos se aplica la fórmula (31) para la diferencia de temperatura media logarítmica (LMDT).

Para esto se realizan los siguientes supuestos.

- 1- El coeficiente total de transferencia de calor es constante en toda la trayectoria.
- 2- El flujo másico es constante para ambas corrientes.
- 3- El calor específico es constante en toda la trayectoria.
- 4- No se producen cambios de fases en ninguna de las corrientes.

5- Las pérdidas de calor son despreciables.

Los supuestos antes señalados permiten trabajar los cálculos de manera indistinta si se invierte la circulación de los fluidos, de manera que el que se enfría circule por el interior y el que se calienta por el exterior.

$$LMDT = \frac{(393 K - 378 K) - (313 K - 298 K)}{\ln \frac{(393 K - 378 K)}{(313 K - 298 K)}} = 15 K \quad (31)$$

A continuación calcula el coeficiente pelicular en ambos lados de la pared que separa los fluidos.

6.2.1. Circulación interna del tubo

6.2.1.1. *Dimensionamiento*

La superficie o sección transversal necesaria para el flujo de la corriente fría a la velocidad establecida se calcula según fórmula (33).

$$S' = \frac{0,18 \frac{kg}{s}}{981 \frac{kg}{m^3} * 1 \frac{m}{s}} = 1,83 * 10^{-4} m^2 \quad (33)$$

A través de este resultado se obtiene el diámetro del tubo según (34).

$$d'_i = \sqrt{\frac{4 * 1,83 * 10^{-4} m^2}{\pi}} = 1,5 * 10^{-2} m \quad (34)$$

Tamaño nominal del tubo, IPS [plg]	DE [plg]	Cédula No.	DI [plg]	Área de flujo por tubo, [plg ²]	Superficie por pie lineal, [pies ² /pie]		Peso por pie lineal, [lb de acero]
					Exterior	Interior	
1/8	0,405	40*	0,269	0,058	0,106	0,070	0,25
		80†	0,215	0,036		0,056	0,32
1/4	0,54	40*	0,364	0,104	0,141	0,095	0,43
		80†	0,302	0,072		0,079	0,54
3/8	0,675	40*	0,493	0,192	0,177	0,129	0,57
		80†	0,423	0,141		0,111	0,74
1/2	0,84	40*	0,622	0,304	0,22	0,163	0,85
		80†	0,546	0,235		0,143	1,09
3/4	1,05	40*	0,824	0,534	0,275	0,216	1,13
		80†	0,742	0,432		0,194	1,48
1	1,32	40*	1,049	0,864	0,344	0,274	1,68
		80†	0,957	0,718		0,250	2,17

Figura 19 – Fragmento de tabla 135, compendio de OUII.

Para definir un tamaño nominal para el tubo se emplea la Figura 19 y se busca un diámetro similar para evitar grandes variaciones en la velocidad ya establecida. No se emplea un diámetro menor para disminuir riesgos de taponamientos, mientras que la cédula (espesor) utilizada es la menor disponible para aumentar la transferencia de calor y la economía de la inversión inicial.

$$d_i = 0,493 \text{ in} = 0,013 \text{ m}$$

Con este nuevo diámetro estándar se vuelve a calcular la sección transversal de flujo aplicando la fórmula (33).

$$S = \frac{(0,013 \text{ m})^2 * \pi}{4} = 1,33 * 10^{-4} \text{ m}^2 \quad (33)$$

Luego, de la formula (32) se despeja la velocidad corregida y la que efectivamente tendrá el fluido en el sistema.

$$v = \frac{0,18 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{981 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 1,33 * 10^{-4} \text{ m}^2} = 1,38 \frac{\text{m}}{\text{s}} \quad (32)$$

Cómo se mencionó anteriormente, se debe tener en cuenta el valor promedio de la velocidad en cualquiera de las regiones del intercambiador, la

cual no debe exceder los 1,83 m/s ya que caso contrario podría provocar vibraciones y golpeteo en los retornos, y en consecuencia disminuir el tiempo de vida útil del intercambiador de calor. Por otra parte, la velocidad no debe ser menor a 0,61 m/s para evitar ensuciamiento por deposición, y en consecuencia tener paros frecuentes del intercambiador para realizar limpieza.

6.2.1.2. *Números adimensionales*

Se obtienen a continuación los números adimensionales Re, Pr y Nu, aplicando fórmulas (35), (36) y (38) respectivamente.

6.2.1.2.1. Reynolds

$$Re = \frac{1,38 \frac{m}{s} * 0,013 m * 981 \frac{kg}{m^3}}{4,43 * 10^{-4} \frac{kg}{m.s}} = 39.727 \quad (35)$$

Para $Re > 10.000$ se verifica régimen de flujo turbulento.

6.2.1.2.2. Prandtl

$$Pr = \frac{4,18 \frac{kJ}{kg*K} * 4,43 * 10^{-4} \frac{kg}{m*s}}{0,00066 \frac{kJ}{m*s*K}} = 2,81 \quad (36)$$

6.2.1.2.3. Nusselt

$$Nu_L = 0,023 * 39.727^{0,8} * 2,81^{0,33} = 155 \quad (38)$$

Este número presenta una relación directamente proporcional con el coeficiente de transferencia de calor por convección y se utiliza a continuación para la obtención de dicho coeficiente.

6.2.1.3. *Coficiente pelicular*

El coeficiente de corrección ϕ_i no se conoce, por lo que en primera instancia se calcula la relación h_i/ϕ_i aplicando la ecuación (39).

$$\frac{h_i}{\varphi_i} = \frac{155 * 0,00066 \frac{kJ}{m*s*K}}{0,013 m} = 7,87 \frac{kJ}{m^2 * s * K} \quad (39)$$

Corrección de coeficiente pelicular.

$$\frac{h_{i0}}{\varphi_{i0}} = 7,87 \frac{kJ}{m^2 * s * K} * \frac{0,493 in}{0,675 in} = 5,75 \frac{kJ}{m^2 * s * K} \quad (40)$$

6.2.2. Circulación en el ánulo

6.2.2.1. *Dimensionamiento*

Se selecciona la configuración IPS 1 in (Figura 19) de cédula 80, de modo de obtener una velocidad entre los límites recomendados por Cao (2004). Para esta configuración, el diámetro interior del ánulo es el siguiente.

$$D_i = 0,957 in = 0,0243 m$$

Posteriormente, utilizando la ecuación (44) y el valor de diámetro D_i , se obtiene la sección de flujo en el ánulo.

$$A_a = \frac{\pi * ((0,0243 m)^2 - (0,017 m)^2)}{4} = 2,33 * 10^{-4} m^2 \quad (44)$$

Para esta sección de flujo, el caudal másico y la densidad del fluido, se obtiene la velocidad promedio con la que el fluido circula según fórmula (45).

$$v_c = \frac{0,18 \frac{kg}{s}}{971,2 \frac{kg}{m^3} * 2,33 * 10^{-4} m^2} = 0,8 \frac{m}{s} \quad (45)$$

6.2.2.2. *Diámetro equivalente*

Debido a que el ánulo posee una sección diferente a la circular, y con la necesidad de expresar los coeficientes de transferencia de calor y factores de

fricción mediante las mismas ecuaciones y curvas utilizadas para tuberías y tubos, se obtiene un diámetro equivalente para la sección anular, el cual reemplaza directamente el diámetro de sección circular empleado en las ecuaciones. Para el caso de transferencia de calor se obtiene un diámetro equivalente según ecuación (46).

$$D_e = \frac{((0,0243 \text{ m})^2 - (0,017 \text{ m})^2)}{0,017 \text{ m}} = 0,0173 \text{ m} \quad (46)$$

6.2.2.3. *Números adimensionales*

Al igual que en el lado tubo, se calculan los números adimensionales con el objetivo de obtener el coeficiente pelicular.

6.2.2.3.1. Reynolds

$$Re' = \frac{0,8 \frac{\text{m}}{\text{s}} * 0,0173 \text{ m} * 971,2 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{3,64 * 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m*s}}} = 36.927 \quad (35)$$

Para $Re > 10.000$ se verifica régimen de flujo turbulento.

6.2.2.3.2. Prandtl

$$Pr' = \frac{4,193 \frac{\text{kJ}}{\text{kg*K}} * 3,64 * 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m*s}}}{6,71 * 10^{-4} \frac{\text{kJ}}{\text{m*s*K}}} = 2,27 \quad (36)$$

6.2.2.3.3. Nusselt

$$Nu_L' = 0,023 * 36.927^{0,8} * 2,27^{0,33} = 136 \quad (38)$$

6.2.2.4. *Coficiente pelicular*

Para el cálculo del coeficiente pelicular del lado ánulo, tampoco se conoce el coeficiente de corrección φ_0 , en consecuencia se calcula nuevamente una relación entre h y φ .

$$\frac{h_0}{\varphi_0} = \frac{136 * 6,71 * 10^{-4} \frac{kJ}{m*s*K}}{0,0173 m} = 5,27 \frac{kJ}{m^2 * s * K} \quad (39)$$

6.2.3. Temperatura de pared de tubo

Una vez obtenidas las relaciones entre h y φ , se obtiene mediante ecuación (47) la temperatura de pared de tubo.

$$t_w = 338 K + \frac{5,27 \frac{kJ}{m^2*s*K}}{5,75 \frac{kJ}{m^2*s*K} + 5,27 \frac{kJ}{m^2*s*K}} * (353,1 K - 338 K) = 341 K \quad (47)$$

Con la temperatura de pared calculada se obtiene de “tabla 91 – Compendio de OUII” la viscosidad μ_w .

$$\mu_w = 4,05 * 10^{-4} \frac{kg}{m * s}$$

6.2.4. Coefficientes de corrección φ

Con el valor de μ_w obtenido se procede a calcular los coeficientes φ para ambos lados con las ecuaciones (41) y (42).

$$\varphi_{i0} = \frac{1}{6} * \left(7 - \frac{4,43 * 10^{-4} \frac{kg}{m*s}}{4,05 * 10^{-4} \frac{kg}{m*s}} \right) = 0,984 \quad (41)$$

$$\varphi_0 = \left(\frac{3,64 * 10^{-4} \frac{kg}{m*s}}{4,05 * 10^{-4} \frac{kg}{m*s}} \right)^{0,24} = 0,975 \quad (42)$$

6.2.4.1. *Corrección de coeficientes peliculares*

Ahora se pueden obtener los coeficientes peliculares reales en el intercambiador. Despejando de la ecuación (39), se obtienen los coeficientes convectivos.

6.2.4.1.1. Circulación interna del tubo

$$h_{i0} = 0,984 * 5,75 \frac{kJ}{m^2 * s * K} = 5,66 \frac{kJ}{m^2 * s * K} \quad (39)$$

6.2.4.1.2. Circulación en el ánulo

$$h_o = 0,975 * 5,27 \frac{kJ}{m^2 * s * K} = 5,14 \frac{kJ}{m^2 * s * K} \quad (39)$$

6.2.5. Coefficiente de transferencia global limpio (U_L)

Para la determinación del coeficiente global de transferencia, se considera la elevada conductividad del material de las tuberías y un espesor muy pequeño, por lo que se desprecia la resistencia conductiva L/K , quedando solamente las resistencias debidas a las capas limites convectivas.

$$U_L = \frac{1}{\Sigma R} = \frac{1}{\frac{1}{5,66 \frac{kJ}{m^2 * s * K}} + \frac{1}{5,14 \frac{kJ}{m^2 * s * K}}} = 2,7 \frac{kJ}{m^2 * s * K} \quad (49)$$

Para este coeficiente global, el área necesaria para la transferencia de calor requerido se obtiene aplicando la fórmula (52).

$$A_L = \frac{60,23 \frac{kJ}{s}}{2,7 \frac{kJ}{m^2 * s * K} * 15 K} = 1,49 m^2 \quad (50)$$

6.2.6. Factores de obstrucción (R_D)

Se selecciona un valor para el factor de ensuciamiento sugerido por Kern para agua turbia (los datos de R_D se obtienen en unidades inglesas, posteriormente se convierten SI). Por otra parte, considerando que la campaña productiva para esta planta se lleva a cabo por 3 meses al año y el valor de R_D

considera un año de operación, se realiza una corrección para tener en cuenta esta observación.

$$R_D' = 0,002 \frac{ft^2 * h * ^\circ F}{BTU}$$

Se considera tanto el ensuciamiento en las paredes internas y externas del tubo interior, ya que de ambos lados circula el mismo fluido. Se divide en 3 el valor de R_D , dando como resultado un factor correspondiente a 4 meses de operación previo a la realización de limpieza, de esta manera se tiene en cuenta posibles extensiones de la campaña productiva.

$$R_D = \frac{2 * 0,002 \frac{ft^2 * h * ^\circ F}{BTU}}{3} = 0,0013 \frac{ft^2 * h * ^\circ F}{BTU} = 0,2348 \frac{m^2 * s * K}{kJ}$$

6.2.7. Coefficiente de transferencia global sucio (U_D)

Se vuelve a calcular el coeficiente global de transferencia, pero en este caso teniendo en cuenta el ensuciamiento de las superficies.

$$U_D = \frac{1}{\frac{1}{5,66 \frac{kJ}{m^2 * s * K}} + \frac{1}{5,14 \frac{kJ}{m^2 * s * K}} + 0,2348 \frac{m^2 * s * K}{kJ}} = 1,65 \frac{kJ}{m^2 * s * K} \quad (51)$$

6.2.8. Área (A_D) y longitud (L_D) de diseño

Con el valor más preciso para el coeficiente global de transferencia se calcula el área que efectivamente se requiere para la transferencia de calor (52). Luego, partiendo de esta área se determina el largo de tubo necesario para proveerla (53). Debido a que la superficie por pie lineal se encuentra tabulado en unidades inglesas, se emplean para este paso dichas unidades, volviendo luego a trabajar con SI.

$$A_D = \frac{60,23 \frac{kJ}{s}}{1,65 \frac{kJ}{m^2 * s * K} * 15 K} = 2,43 m^2 = 26,16 ft^2 \quad (52)$$

$$L_D = \frac{26,16 \text{ ft}^2}{0,177 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}_l}} = 147,7 \text{ ft} = 45,1 \text{ m} \quad (53)$$

6.2.9. Número de tubos

Finalmente, se obtiene el número de tubos necesarios para asegurar la transferencia de calor.

$$N_t = \frac{45 \text{ m}}{4 \frac{\text{m}}{\text{tubo}}} \cong 12 \text{ tubos} \quad (54)$$

6.2.10. Caída de presión

A continuación el cálculo se divide en lado tubo y lado ánulo, debido a que la caída de presión difiere de un lado respecto del otro.

6.2.10.1. *Circulación interna del tubo*

6.2.10.1.1. Factor de Fanning

En primer lugar se calcula el factor de Fanning, para de esta manera contemplar las pérdidas de presión debido a la fricción que existe al desplazar el fluido a través de las tuberías por medio de la ecuación (55).

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{39,727^{0,42}} = 0,0066 \quad (55)$$

6.2.10.1.2. Caída de presión total.

Con este factor, se obtiene la caída de presión total del lado tubo, sin considerar pérdidas menores asociadas con los accesorios.

$$\Delta P_t = 2 * 0,0066 * \frac{12 * 4 \text{ m}}{0,013 \text{ m}} * 981 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * \left(1,38 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2 * 0,984 = 89.597 \text{ Pa} \quad (56)$$

6.2.10.2. *Circulación en el ánulo*

6.2.10.2.1. Diámetro equivalente

Para este diámetro equivalente, se sigue la recomendación de Kern, en la cual se tienen en cuenta tanto la superficie exterior del tubo interno y la superficie interior del ánulo, ya que ambas presentan resistencia al flujo del fluido debido a su rugosidad.

$$D_e' = (0,0243 \text{ m} - 0,017 \text{ m}) = 0,007 \text{ m} \quad (57)$$

Con este D_e' se calcula un nuevo Re que se emplea en la obtención del factor de Fanning lado ánulo.

$$Re'' = \frac{0,8 \frac{\text{m}}{\text{s}} * 0,007 \text{ m} * 981 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{3,64 * 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}} = 15.092 \quad (35)$$

6.2.10.2.2. Factor de Fanning

$$f_c = 0,0035 + \frac{0,264}{15.092^{0,42}} = 0,0081 \quad (55)$$

6.2.10.2.3. Caída de presión total

Sin considerar pérdidas menores debidas a accesorios

$$\begin{aligned} \Delta P_{c1} &= 2 * 0,0081 * \frac{12 * 4 \text{ m}}{0,007 \text{ m}} * 971,2 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * \left(0,8 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2 * 0,975 \\ &= 67.321 \text{ Pa} \end{aligned} \quad (58)$$

$$\Delta P_{c2} = \frac{12 \text{ tubos} * 971,2 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * \left(0,8 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{4} = 1.865 \text{ Pa} \quad (59)$$

Finalmente, se obtiene la caída de presión total del lado ánulo.

$$\Delta P_{ct} = 67.321 \text{ Pa} + 1.865 \text{ Pa} = 69.186 \text{ Pa} \quad (60)$$

6.2.11. Resumen de resultados

A continuación se resumen los resultados obtenidos en la sección.

Intercambiador líquido - líquido		
<i>Propiedades y características</i>	<i>Resultados</i>	
Q	60,23 kJ/s	
T ₂	313 K	
LMDT	15 K	
	Lado tubo	Lado ánulo
Diámetro interno	0,013 m	0,024 m
Velocidad	1,38 m/s	0,8 m/s
Coeficiente pelicular	5,66 kJ/(m ² *s*K)	5,14 kJ/(m ² *s*K)
Coeficiente global sucio U _D	1,65 kJ/(m ² *s*K)	
Longitud de tubo L _D	45 m	
Número de tubos N _T para largos de 4 m	12	
	Lado tubo	Lado ánulo
Caída de presión	89.527 Pa	69.186 Pa

Tabla 13 - Resumen de resultados.

Nomenclatura de la sección

v_c	Velocidad de flujo lado ánulo
μ_w	Viscosidad del fluido a la temperatura t_w
A_a	Sección de flujo de ánulo
A_D	Área de intercambio de calor sucia
A_L	Área de intercambio de calor limpia
D_e	Diámetro equivalente

De'	Diámetro equivalente lado ánulo para caída de presión
d_i	Diámetro interior de tubo interno
D_i	Diámetro interior lado ánulo
d_i'	Diámetro interior inicial de tubo interno
h_0	Coefficiente pelicular lado ánulo
h_i	Coefficiente pelicular tubo interno para lado interno
h_{i0}	Coefficiente pelicular tubo interno corregido
L_D	Longitud de intercambio de calor sucia
LMDT	Temperatura media logarítmica
N_t	Número de tubos
Nu_L	Nusselt lado tubo
Nu_L'	Nusselt lado ánulo
Pr	Prandtl lado tubo
Pr'	Prandtl lado ánulo
Q	Flujo de calor
R_D	Factor de obstrucción
Re	Reynolds lado tubo
Re'	Reynolds lado ánulo
Re''	Reynolds lado ánulo para caída de presión
S	Sección transversal de tubo interno
S'	Sección transversal inicial de tubo interno
T_2	Temperatura final de corriente caliente
T_C	Temperatura media fluido caliente
t_c	Temperatura media fluido frío
t_w	Temperatura de pared de tubo
U_D	Coefficiente global de transferencia de calor sucio
U_L	Coefficiente global de transferencia de calor limpio
ΔP_{c1}	Caída de presión lado ánulo debido a fricción
ΔP_{c2}	Caída de presión lado ánulo debido a cambios de dirección
ΔP_{ct}	Caída de presión total lado ánulo
ΔP_t	Caída de presión total lado tubo
Φ_0	Coefficiente de corrección ánulo

Φ_i	Coeficiente de corrección tubo interno
f	Factor de Fanning o de fricción lado tubo
f_c	Factor de Fanning o de fricción lado ánulo
v	Velocidad de flujo lado tubo

6.3. Intercambiador térmico Líquido-Gas

En esta sección se analiza el equipo señalado en el siguiente diagrama de flujo.

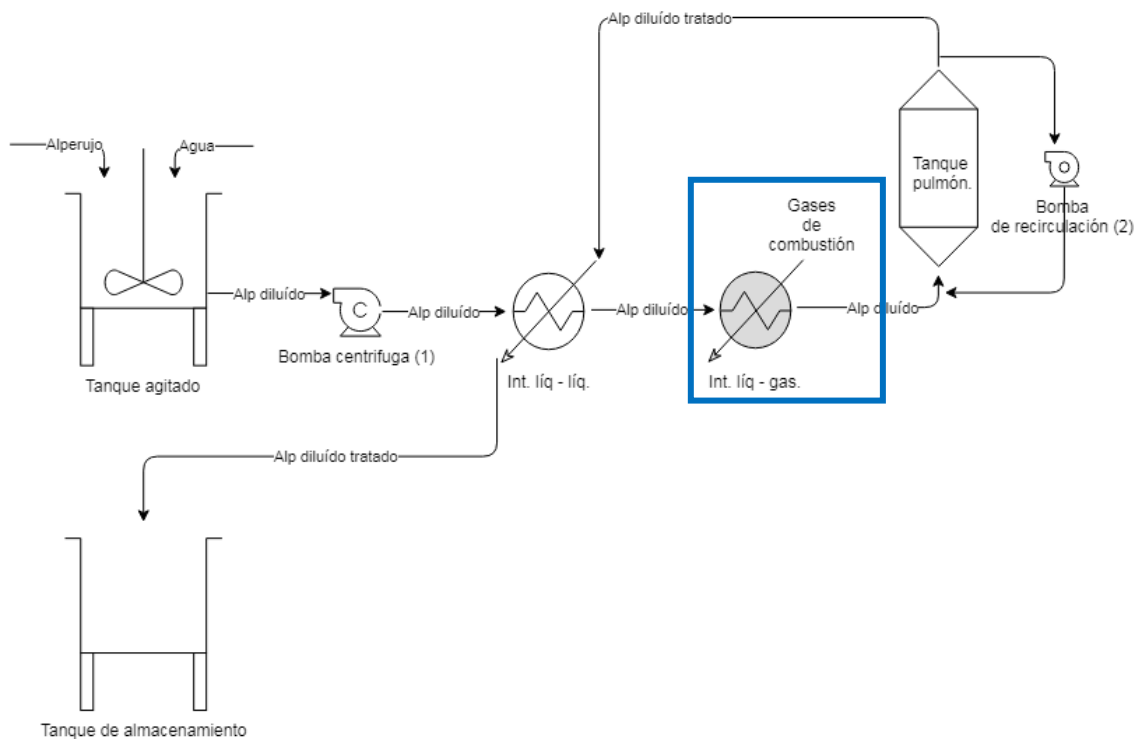


Figura 20 - Equipo analizado en esta sección.

El alperujo diluido, luego de elevar su temperatura hasta 378 K (t_2) en el primer intercambio calórico, se introduce en el tubo en forma de serpentín dentro un recinto del horno productor de carbón activado por cual circulan los gases de combustión previo a atravesar la tolva de alimentación (Figura 21). Aquí se elevará la temperatura hasta 393 K (t_3), la cual es la temperatura óptima para la obtención de los compuestos fenólicos (Gómez, 2018). El fluido caliente está compuesto por gases de combustión generados en el horno, los

cuales se encuentran a una temperatura de 800 K (T_{g1}) y el flujo generado por el horno es $W_{cg} = 0,1 \text{ kg/s}$ (Céliz & Forneris, 2018).

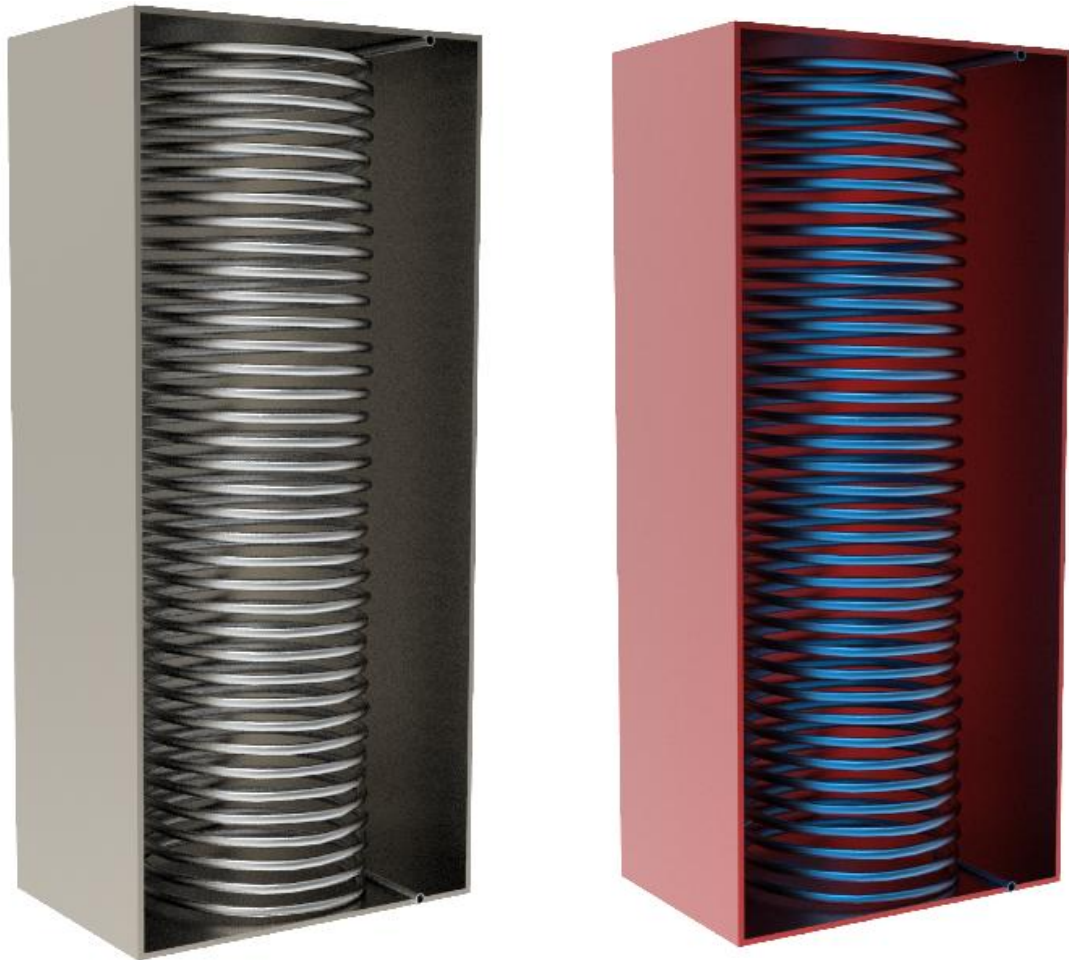


Figura 21 - Representación intercambiador líquido-gas. Caja en rojo representa zona de circulación de gases de combustión = fluido caliente; serpentín azul representa tubo por el cual circula alperujo = fluido frío.

Consideraciones a tener en cuenta

- Tanto dimensiones del tubo del serpentín, como su velocidad de flujo, se mantienen iguales a las del intercambiador líquido-líquido.

La metodología de cálculo para el diseño de este intercambiador es similar a la empleada para el intercambiador líquido-líquido, por lo que principalmente para el caso de la corriente líquida se emplean varias de las ecuaciones presentadas anteriormente y se presta especial atención a explicar las que no son comunes a los dos intercambiadores.

Temperaturas medias en ambas corrientes, según fórmulas (27) y (28).

$$T_c = 0,5 * (800 K + 705 K) = 752,4 K \quad (27)$$

$$t_c = 0,5 * (393 K + 378 K) = 385,5 K \quad (28)$$

A continuación se presentan las propiedades para la corriente líquida a la temperatura media obtenida.

Propiedades	$t_c = 385,5 K$
ρ: densidad [kg/m³]	949
μ: viscosidad cinemática [kg/m*s]	$2,55 * 10^{-4}$
k: conductividad [W/m*K]	0,6835
Cp: calor específico [kJ/kg*K]	4,227

Tabla 14 – Propiedades corriente líquida a temperatura media.

6.3.1. Calor necesario

El flujo de calor que necesita la corriente que ingresa al intercambiador líquido-gas para elevar su temperatura será según fórmula (29):

$$Q = 0,18 \frac{kg}{s} * 4,227 \frac{kJ}{kg * K} * (393 K - 378 K) = 11,41 \frac{kJ}{s} \quad (29)$$

Temperatura de salida de fluido caliente, fórmula (30).

$$T_2 = 800 K - \frac{11,41 \frac{kJ}{s}}{0,1 \frac{kg}{s} * 1,2 \frac{kJ}{kg * K}} = 705 K \quad (30)$$

6.3.2. Caracterización del gas

La composición de la corriente de gases de combustión se extrajo de cálculos complementarios del proyecto “Diseño de una planta de generación de carbón activado obtenido a partir de carozos de aceitunas mediante activación térmica”, la cual expresa que la masa de productos de combustión ingresantes es igual a la masa de productos de combustión del alquitrán más la masa de productos de combustión del gas, lo que arroja un total de 3,6 kg de masa de productos de combustión ingresantes por kg de carozos.

La masa de combustión del alquitrán más el aire que interviene en esta reacción, genera 0,52 kg de CO₂, 0,14 kg de H₂O, 0,06 kg de O₂ y 1,52 kg de N₂. Por otra parte, la combustión de los gases de pirolisis más el aire que interviene genera 0,31 kg de CO₂, 0,14 kg de H₂O, 0,04 kg de O₂ y 0,91 kg de N₂, es decir, que en total se generan 0,83 kg de CO₂, 0,28 kg de H₂O, 0,1 kg de O₂ y 2,43 kg de N₂ luego de la combustión de alquitrán y gas de pirolisis. Teniendo en cuenta que el total es 3,6 kg se obtienen las siguientes fracciones

$y_{CO_2} = 0,23$
$y_{N_2} = 0,67$
$y_{H_2O} = 0,072$
$y_{O_2} = 0,0277$

6.3.2.1. Conductividad y viscosidad

Utilizando los parámetros de Leonard-Jones (σ , ϵ/k) se obtiene T^* según la siguiente fórmula

$$T^* = k * T / \epsilon$$

Con este valor de T^* se selecciona el valor de Ω de “*tabla 4 – Algunos métodos de estimación para conductividad térmica*”, los resultados se resumen en la Tabla 15.

Componentes	Fracción Molar (y_i)	T [K]	M [g/mol]	σ	ϵ/k	$T^* = k.T/\epsilon$	Ω
1.CO₂	0,23	752,4	44	3,941	195,2	3,85	0,9774
2.H₂O	0,072	752,4	18	2,649	356	2,11	1,1565
3.N₂	0,67	752,4	28	3,798	71,4	10,54	0,8189
4.O₂	0,0277	752,4	32	3,467	106,7	7,05	0,8719
Mezcla	1	752,4					

Tabla 15 – Parámetros para determinación de propiedades de mezcla de gases.

Se calculan los parámetros correspondientes a los gases puros aplicando las fórmulas (64) y (65).

$$K_x = 0,08328 * \frac{\left(\frac{700 K}{M}\right)^{0,5}}{\sigma^2 * \Omega_K} \quad (64)$$

$$\mu_x = 2,6693 * 10^{-6} * \frac{(M * T)^{0,5}}{\sigma^2 * \Omega_\mu} \quad (65)$$

Luego se calculan los parámetros para la mezcla, para lo que se requieren los parámetros de la ecuación de Wilke, fórmula (63) que se presentan en la siguiente tabla.

i	j	Φ_{ij}	X_j*Φ_{ij}	Σ X_j*Φ_{ij}
1	1	1,000	0,23	0,75
	2	0,410	0,03	
	3	0,702	0,47	
	4	0,610	0,02	
2	1	2,931	0,67	2,07
	2	1,000	0,07	
	3	1,914	1,28	
	4	1,611	0,04	
3	1	1,466	0,34	1,07
	2	0,560	0,04	
	3	1,000	0,67	
	4	0,858	0,02	
4	1	1,739	0,40	1,26
	2	0,644	0,05	
	3	1,171	0,78	
	4	1,000	0,03	

Tabla 16 - Parametros de Wilke.

Con estos parámetros se pueden calcular las propiedades correspondientes a la mezcla.

$$Km = \sum_{i=1}^n \frac{y_i * K_i}{\sum_{j=1}^n y_j * \phi_{ij}} \quad (61)$$

$$\mu_m = \sum_{i=1}^n \frac{y_i * \mu_i}{\sum_{j=1}^n y_j * \phi_{ij}} \quad (62)$$

6.3.2.2. Calor específico(Cp)

La relación del Cp para cada especie gaseosa con la temperatura es la siguiente

$$\frac{C_p}{R} = A + B * T + C * T^2 + D * T^{-2} \quad (66)$$

Componentes	Fracción Molar (yi)	T [K]	A	B	D
1.CO ₂	0,23	752,4	5,46	0,00105	-1,16*10 ⁻⁵
2.H ₂ O	0,072	752,4	3,47	0,001450	1,21*10 ⁻⁶
3.N ₂	0,67	752,4	3,28	0,000593	4*10 ⁻⁷
4.O ₂	0,0277	752,4	3,64	0,000506	-2,27*10 ⁻⁶
Mezcla	1	752,4			

Tabla 17 – Constantes características de cada sustancia.

Con los valores de cada componente se obtienen las propiedades de mezclas a la T media de los gases.

Componentes	Fracción Molar (yi)	T [K]	Viscosidad [Kg/m*s]	Conductividad [W/m*K]	Capacidad calorífica [Kj/Kg*K]	Densidad [Kg/m3]
1.CO ₂	0,23	752,4	3,20*10 ⁻⁵	0,0227	1,17969	0,7241
2.H ₂ O	0,072	752,4	3,83*10 ⁻⁵	0,0663	2,10667	0,2966
3.N ₂	0,67	752,4	3,51*10 ⁻⁵	0,0342	0,96811	0,4608
4.O ₂	0,0277	752,4	3,70*10 ⁻⁵	0,0412	1,19357	0,5258
Mezcla	1	752,4	0,00003393	0,0316	1,10	0,5112

Tabla 18 - Propiedades de mezcla.

6.3.3. Temperatura media logarítmica (LMDT)

Para el cálculo de LMDT se mantienen los supuestos realizados para el caso del intercambiador líquido-líquido.

$$LMDT = \frac{(800\text{ K} - 393\text{ K}) - (705\text{ K} - 278\text{ K})}{\ln \frac{(800\text{ K} - 393\text{ K})}{(705\text{ K} - 278\text{ K})}} = 365\text{ K} \quad (31)$$

Nuevamente, al igual que en el caso del intercambiador líquido-líquido, se separan los cálculos para la obtención de los coeficientes convectivos para lado interior y exterior del serpentín.

6.3.4. Cálculo del coeficiente convectivo en el lado interno del serpentín

Partiendo del valor de superficie necesaria calculada aplicando la fórmula (33), obtenemos la velocidad del flujo del líquido en el interior de los tubos.

$$v = \frac{0,18 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{949 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 1,33 * 10^{-4} \text{m}^2} = 1,43 \frac{\text{m}}{\text{s}} \quad (32)$$

El valor de la velocidad se encuentra dentro del rango recomendado por Cao (2004) explicado anteriormente. La variación que se observa en la velocidad es debido al cambio de la densidad del fluido con la temperatura.

6.3.4.1. *Números adimensionales*

6.3.4.1.1. Reynolds

$$Re = \frac{1,43 \frac{\text{m}}{\text{s}} * 0,013 \text{ m} * 949 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{2,55 * 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m} * \text{s}}} = 69.184 \quad (35)$$

Para $Re > 10.000$ se verifica régimen de flujo turbulento.

6.3.4.1.2. Prandtl

$$Pr = \frac{4,227 \frac{kJ}{kg \cdot K} * 2,55 * 10^{-4} \frac{kg}{m \cdot s}}{0,0007 \frac{kJ}{m \cdot s \cdot K}} = 1,54 \quad (36)$$

6.3.4.1.3. Nusselt

Primero se obtiene el valor de Nu para el caso de un tubo recto y luego se realiza una corrección teniendo en cuenta la configuración tipo serpentín, la cual exige un cálculo de Nu para un tubo curvo.

$$Nu_{recto} = 0,023 * 69.184^{0,8} * 1,54^{0,33} = 197,5 \quad (38)$$

Se utiliza una corrección de Nu según correlación de Schmidt, dado que se cumple con las condiciones de aplicabilidad

- i) $2 \times 10^4 < Re < 1,5 \times 10^5$, con $Re = 69.184$.
- ii) $5 < (R/a) < 84$, con $R/a = 22$.

Despejando de fórmula (68) obtenemos el valor de Nu corregido para un tubo curvo.

$$Nu = 197,5 * \left(1 + 3,6 * \left(1 - \frac{0,0086 \text{ m}}{0,185 \text{ m}} \right) * \left(\frac{0,0086 \text{ m}}{0,185 \text{ m}} \right)^{0,8} \right) = 256 \quad (68)$$

6.3.4.2. Coeficiente pelicular

$$\frac{h_i}{\varphi_i} = \frac{256 * 0,0007 \frac{kJ}{m \cdot s \cdot K}}{0,013 \text{ m}} = 13,8 \frac{kJ}{m^2 * s * K} \quad (39)$$

Corrección de coeficiente pelicular

$$\frac{h_{i0}}{\varphi_{i0}} = 13,8 \frac{kJ}{m^2 * s * K} * \frac{0,013 \text{ m}}{0,017 \text{ m}} = 10,55 \frac{kJ}{m^2 * s * K} \quad (40)$$

6.3.5. Cálculo del coeficiente convectivo en el lado externo del serpentín

6.3.5.1. *Espacio disponible dentro del horno.*

Cómo se mencionó anteriormente, el serpentín se ubicará dentro del ducto de salida de los gases del horno productor de carbón activado, el espacio disponible dentro de este es el siguiente

$$Lado a = 0,4 m$$

$$Lado b = 0,6 m$$

$$Lado c = 1,3 m$$

Debido a la utilización de un impulsor para los gases, se define la velocidad de flujo de los mismos en $v_c=10$ m/s. A partir de las dimensiones del recinto dentro del horno se calcula la superficie de la sección transversal.

$$S_i = 0,4 m * 0,6 m = 0,24 m^2$$

Por no ser aplicable el modelo propuesto por Kern, se calcula el diámetro equivalente para una caja rectangular.

$$De = \frac{2 * Lado a * Lado b}{Lado a + Lado b}$$

$$De = \frac{2 * 0,4 m * 0,6 m}{0,4 m + 0,6 m} = 0,48 m$$

6.3.5.2. *Números adimensionales*

6.3.5.2.1. Reynolds

$$Re' = \frac{10 \frac{m}{s} * 0,48 m * 0,5112 \frac{kg}{m^3}}{3,393 * 10^{-5} \frac{kg}{m*s}} = 72.318 \quad (35)$$

Para $Re > 10.000$ se verifica régimen de flujo turbulento.

6.3.5.2.2. Prandtl

$$Pr' = \frac{1,2 \frac{kJ}{kg \cdot K} * 3,393 * 10^{-5} \frac{kg}{m \cdot s}}{3,16 * 10^{-5} \frac{kJ}{m \cdot s \cdot K}} = 1,29 \quad (36)$$

6.3.5.2.3. Nusselt

$$Nu_m' = 5 + 0,012 * 72.318^{0,83} * (1,29 + 0,29) = 209,65 \quad (69)$$

6.3.5.3. *Coeficiente pelicular*

Despejando de fórmula (39) se obtiene el valor de h_0 , sin necesidad de realizar una corrección debido a que ya está incluida en el cálculo de Nu_m .

$$h_0 = \frac{209,65 * 3,16 * 10^{-5} \frac{kJ}{m \cdot s \cdot K}}{0,48 m} = 0,0138 \frac{kJ}{m^2 * s * K} \quad (39)$$

6.3.6. Temperatura de pared de serpentín (47)

$$\begin{aligned} t_w &= 385,5 K + \frac{0,0138 \frac{kJ}{m^2 * s * K}}{0,0138 \frac{kJ}{m^2 * s * K} + 10,55 \frac{kJ}{m^2 * s * K}} * (752 K - 385,5 K) \\ &= 386 K \end{aligned} \quad (47)$$

Con la temperatura de pared calculada se obtiene de tabla 91 “Operaciones Unitarias 2” la viscosidad μ_w .

$$\mu_w = 2,6 * 10^{-4} \frac{kg}{m * s}$$

6.3.7. Corrección de coeficientes peliculares

6.3.7.1. *Coefficientes de corrección φ_{i0}*

$$\varphi_{i0} = \frac{1}{6} * \left(7 - \frac{2,55 * 10^{-4} \frac{kg}{m*s}}{2,6 * 10^{-4} \frac{kg}{m*s}} \right) = 1,0033 \quad (41)$$

6.3.7.2. *Circulación en el interior del serpentín*

$$h_{i0} = 1,0033 * 10,55 \frac{kJ}{m^2 * s * K} = 10,6 \frac{kJ}{m^2 * s * K} \quad (40)$$

6.3.7.3. *Circulación en el exterior del serpentín*

En este caso h_0 no requiere corrección.

$$h_0 = 0,0138 \frac{kJ}{m^2 * s * K}$$

6.3.8. Coefficiente de transferencia global limpio (U_L)

Considerando la elevada conductividad del material de las tuberías y un espesor muy pequeño, se desprecia la resistencia conductiva L/K.

$$U_L = \frac{1}{\Sigma R} = \frac{1}{\frac{1}{10,6 \frac{kJ}{m^2*s*K}} + \frac{1}{0,0138 \frac{kJ}{m^2*s*K}}} = 0,0138 \frac{kJ}{m^2 * s * K} \quad (49)$$

Para este coeficiente global, el área necesaria para la transferencia de calor requerido se obtiene aplicando la fórmula (50).

$$A_L = \frac{11,41 \frac{kJ}{s}}{0,0138 \frac{kJ}{m^2*s*K} * 365 K} = 2,26 m^2 \quad (50)$$

6.3.9. Factores de obstrucción (R_D)

Para el lado interno del tubo se utiliza nuevamente el R_D para agua turbia y para el lado externo se selecciona un R_D para gases de hornos de coque. También se repite la corrección del factor utilizada anteriormente teniendo en cuenta el período de producción de la planta.

Se tiene en cuenta que se trata de dos fluidos distintos que circulan por el interior y exterior del tubo en el cual se produce el intercambio, por esto se utilizan los dos R_D . Se repite consideración de unidades inglesas realizado para el intercambiador líquido-líquido en el mismo punto.

Lado tubo

$$R_D'' = 0,002 \frac{ft^2 * h * ^\circ F}{BTU}$$

Lado externo de serpentín

$$R_D''' = 0,01 \frac{ft^2 * h * ^\circ F}{BTU}$$

$$R_D'''' = \frac{0,01 \frac{ft^2 * h * ^\circ F}{BTU} + 0,002 \frac{ft^2 * h * ^\circ F}{BTU}}{3} = 0,004 \frac{ft^2 * h * ^\circ F}{BTU} = 0,7044 \frac{m^2 * s * K}{kJ}$$

6.3.10. Coefficiente de transferencia global sucio (U_D)

Nuevamente se desprecia la resistencia a la transferencia de calor por parte de la pared del tubo.

$$U_D = \frac{1}{\Sigma R} = \frac{1}{\frac{1}{10,6 \frac{kJ}{m^2 * s * K}} + \frac{1}{0,0138 \frac{kJ}{m^2 * s * K}} + 0,7044 \frac{m^2 * s * K}{kJ}} = 0,0136 \frac{kJ}{m^2 * s * K} \quad (51)$$

6.3.11. Área (A_D) y longitud (L_D) de diseño

Teniendo en cuenta el factor de ensuciamiento se calcula el área y la longitud real para la transferencia de calor, aplicando fórmulas (52) y (53). Se repite consideración de unidades inglesas realizado para el intercambiador líquido-líquido en el mismo punto.

$$A_D = \frac{11,41 \frac{kJ}{s}}{0,0136 \frac{kJ}{m^2 \cdot s \cdot K} * 365 K} = 2,3 m^2 = 24,76 ft^2 \quad (52)$$

$$L_D = \frac{24,76 ft^2}{0,177 \frac{ft^2}{ft}} = 140 ft = 42,67 m \quad (53)$$

6.3.12. Caracterización del serpentín

Considerando las dimensiones del recinto dentro del horno en donde se ubica el serpentín, se definen espiras de 0,185 m de radio y $L_{es}=0,03$ m. Con esto definido se obtienen las demás características del serpentín.

$$A_{es} = \pi * 0,017 m * 0,03 m = 0,002 m^2 \quad (70)$$

$$L_c = \pi * 2 * 0,185 m = 1,16 m \quad (71)$$

$$N = \frac{2,3 m^2 - 0,002 m^2}{\pi * 0,017 m * 1,16 m} = 37 vueltas \quad (72)$$

$$b = \frac{1,3 m}{37 vueltas} = 0,035 m \quad (73)$$

6.3.13. Caída de presión

6.3.13.1. *Caída de presión dentro del serpentín*

6.3.13.1.1. Factor de Fanning

Para determinar el factor de Fanning se sigue la correlación propuesta por Ito (Sadik, Hongtan, & Anchasa). En primer lugar se comprueba la validez de la correlación.

$$Re * \left(\frac{R}{a}\right)^{-2} = 69.184 * \left(\frac{0,185 \text{ m}}{0,00857 \text{ m}}\right)^{-2} = 148 \quad (75)$$

Como el valor obtenido se encuentra entre 0,034 y 300 cumple con la condición de aplicabilidad, por lo que se puede calcular el factor de Fanning.

$$f = \frac{0,00725 + 0,076 * \left[69.184 * \left(\frac{0,185 \text{ m}}{0,00857 \text{ m}}\right)^{-2}\right]^{-0,25}}{\left(\frac{0,185 \text{ m}}{0,00857 \text{ m}}\right)^{0,5}} = 0,0062 \quad (74)$$

Con este factor, se obtiene la caída de presión total en el interior del serpentín.

6.3.13.1.2. Caída de presión total dentro del serpentín

$$\Delta P_t = 2 * 0,0062 * \frac{37 * 1,162 \text{ m}}{0,013 \text{ m}} * 981 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * \left(1,43 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2 * 1,003 = 82.514 \text{ Pa} \quad (56)$$

6.3.13.2. Caída de presión en la cámara calefactora del horno

6.3.13.2.1. Diámetro equivalente

Se emplea el diámetro equivalente utilizado para la transferencia de calor.

$$D_e = 0,48 \text{ m}$$

6.3.13.2.2. Factor de Fanning

$$Re'' = \frac{10 \frac{\text{m}}{\text{s}} * 0,48 \text{ m} * 0,5112 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{3,39 * 10^{-5} \frac{\text{kg}}{\text{m*s}}} = 72.382 \quad (35)$$

$$f_c = 0,0035 + \frac{0,264}{72.382^{0,42}} = 0,0059 \quad (55)$$

6.3.13.2.3. Caída de presión total en la cámara calefactora del horno

Sin considerar pérdidas menores, se calcula la caída de presión total aplicando nuevamente ecuación (56).

$$\Delta P_c = 2 * 0,0059 * \frac{37 * 1,16 \text{ m}}{0,48 \text{ m}} * 0,5112 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * \left(10 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2 * 1 = 54 \text{ Pa} \quad (56)$$

6.3.14. Resumen de resultados

Intercambiador líquido - Gas		
<i>Propiedades y características</i>	<i>Resultados</i>	
Q	11,41 kJ/s	
T ₂	705 K	
LMDT	365 K	
	Serpentín	
Diámetro interno	0,013 m	
Velocidad	1,43 m/s	
Coefficiente pelicular	10,6 kJ/(m ² *s*K)	
Coefficiente global sucio U _D	0,0136 kJ/(m ² *s*K)	
Longitud de serpentín L _D	42,67 m	
Perímetro L _c	1,16 m	
Número de vueltas	37	
Espaciado entre espira	0,035 m	
	Serpentín	Cámara calefactora horno
Caída de presión	82.514 Pa	54 Pa

Tabla 19 - Resumen de resultados.

Nomenclatura de la sección

f_C	Factor de Fanning lado horno
μ_m	Viscosidad de la mezcla gaseosa
μ_w	Viscosidad del fluido a la temperatura t_w
μ_x	Viscosidad de componente puro
A	Constante para Cp característica
A_D	Área de intercambio de calor sucia
A_{es}	Área recta de entrada y salida del horno
A_L	Área de intercambio de calor limpia
B	Constante para Cp característica
b	Distancia entre espiras
C_{p_x}	Capacidad calorífica de componente puro
D	Constante para Cp característica
D_e	Diámetro equivalente
d_i	Diámetro interior de tubo interno
d_i'	Diámetro interior inicial de tubo interno
h_0	Coefficiente pelicular lado horno
h_i	Coefficiente pelicular tubo interno para lado serpentín
h_{i0}	Coefficiente pelicular serpentín corregido
K_m	Conductividad de la mezcla gaseosa
K_x	Conductividad de componente puro
L_c	Perímetro de la vuelta del serpentín
L_D	Longitud de intercambio de calor sucia
LMDT	Temperatura media logarítmica
N	Número de espiras
Nu	Nusselt curvo lado serpentín
Nu_m'	Nusselt lado horno
Nu_{recto}	Nusselt recto lado serpentín
Pr	Prandtl lado serpentín
Pr'	Prandtl lado horno

Q	Flujo de calor
R	Radio de espira
R_D	Factor de obstrucción
R_D''	Factor de obstrucción lado serpentín
R_D'''	Factor de obstrucción lado horno
R_D''''	Factor de obstrucción total
Re	Reynolds lado serpentín
Re'	Reynolds lado horno
Re''	Reynolds para caída de presión total lado horno
S	Sección transversal de tubo interno
S'	Sección transversal inicial de tubo interno
S_i	Sección de flujo de horno
T_2	Temperatura final de corriente caliente
T_c	Temperatura media fluido caliente
t_c	Temperatura media fluido frío
t_w	Temperatura de pared de serpentín
U_D	Coefficiente global de transferencia de calor sucio
U_L	Coefficiente global de transferencia de calor limpio
v_c	Velocidad de flujo lado horno
y_x	Fracción molar de "x"
ΔP_c	Caída de presión total lado horno
ΔP_t	Caída de presión lado serpentín
Φ_i	Coefficiente de corrección serpentín
Φ_{ij}	Parámetro de Wilke
a	Radio de serpentín
f	Factor de Fanning lado serpentín
v	Velocidad de flujo lado serpentín

6.4. Tanque pulmón de termostatzado

En esta sección se analiza el equipo recuadrado en el siguiente diagrama de flujo.

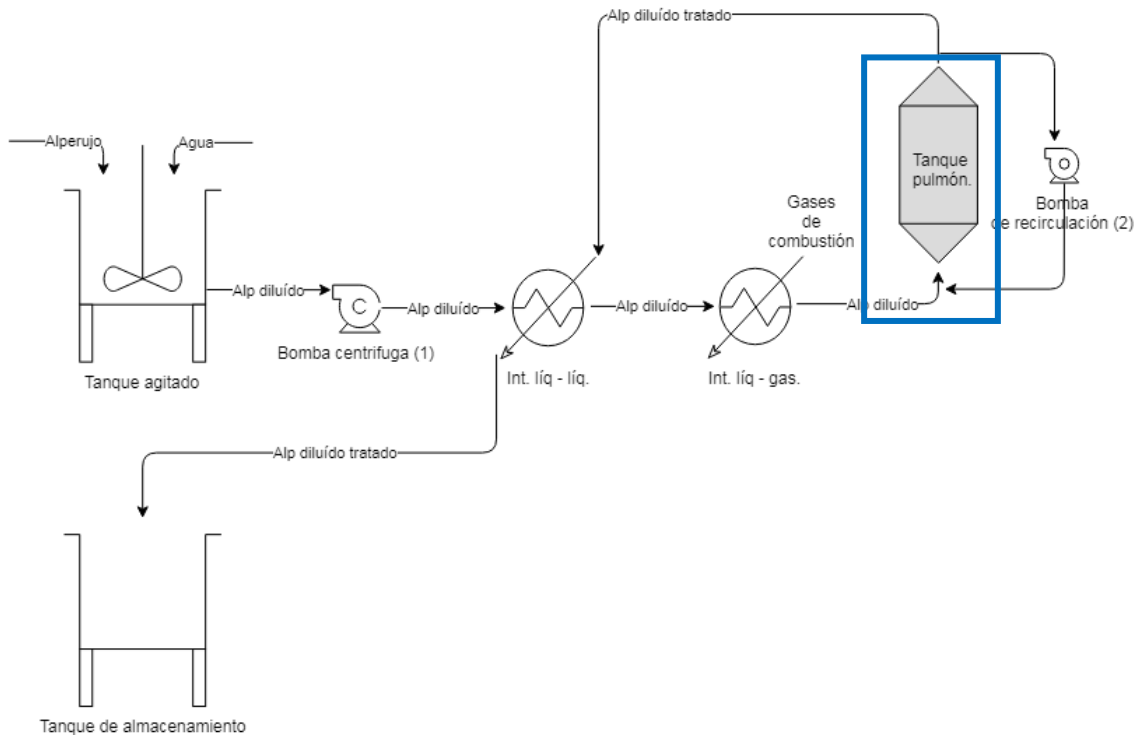


Figura 22 - Equipo analizado en esta sección.

En la siguiente tabla se resumen los datos iniciales a tener en cuenta para esta secuencia de cálculo.

	Datos
Flujo másico, m. [kg/s]	0,18
Tiempo de retención, τ. [s]	900
Densidad, ρ (390 K). [kg/m³]	1057
Flujo volumétrico, F_v. [m³/s]	$1,9 \cdot 10^{-4}$

Tabla 20 - Datos iniciales.

6.4.1. Dimensionamiento

Conociendo el flujo volumétrico y tiempo de retención, se obtiene el volumen del tanque pulmón aplicando la fórmula (77).

$$V = 900s * 1,9 * 10^{-4} \frac{m^3}{s} = 0,171 m^3 \quad (77)$$

Definiendo un radio para el cuerpo cilíndrico del tanque igual a 25 cm y a su vez un ángulo $\alpha=45^\circ$ para los extremos cónicos, se obtienen las alturas de las distintas secciones del tanque.

$$h = \tan(45^\circ) * 0,25 \text{ m} = 0,405 \text{ m} \quad (78)$$

$$H = \frac{0,171 \text{ m}^3}{\pi * (0,25 \text{ m})^2} - \frac{2 * 0,405 \text{ m}}{3} = 0,6 \text{ m} \quad (79)$$

$$H_T = 0,6 \text{ m} + 2 * 0,405 \text{ m} = 1,41 \text{ m} \quad (80)$$

6.4.2. Calentamiento inicial para entrar en régimen

6.4.2.1. *Determinación de la energía requerida para elevar la temperatura hasta la T deseada.*

$$Q_A = 0,171 \text{ m}^3 * 1057 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 4,234 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} * \text{K}} * (393 \text{ K} - 298 \text{ K}) = 72.702 \text{ kJ} \quad (82)$$

En la siguiente tabla se resumen las propiedades del acero que constituye el tanque pulmón.

Propiedades del acero AISI 302	
Conductividad, K_a. [W/m*K]	15
Espesor, e. [m]	$2 * 10^{-3}$
Capacidad calorífica, C_{p_a}. [kJ/kg*K]	0,48
Densidad, ρ_a (300 K). [kg/m³]	8.055

Tabla 21 - Propiedades del acero.

6.4.2.1.1. Superficies de tanque pulmón

Ya dimensionado el tanque y sus partes componentes, se procede a calcular sus respectivas superficies para, a partir de estas y su espesor, determinar su volumen y masa, y finalmente obtener la energía necesaria para calentar el material del mismo.

Superficie del cilindro

$$S_{cilindro} = 2 * \pi * 0,25 m * 0,6 m = 0,95 m^2 \quad (83)$$

Superficie del cono

$$S_{conos} = 2 * \pi * 0,25 m * \frac{0,405 m}{\text{sen}(45^\circ)} = 0,75 m^2 \quad (84)$$

Superficie total

$$S_{total} = 0,95 m^2 * 0,75 m^2 = 1,69 m^2 \quad (85)$$

Masa de acero necesario para el tanque

$$m_a = 2 * 10^{-3} m * 1,69 m^2 * 8.055 \frac{kg}{m^3} = 27,3 kg \quad (86)$$

Energía para calentar el acero

$$Q_c = 27,3 kg * 0,48 \frac{kJ}{kg * K} * (393 K - 298 K) = 1.245 kJ \quad (87)$$

6.4.2.2. *Mantenimiento de temperatura de operación*

Este apartado se calcula más adelante en la sección 6.5.2 Tanque pulmón.

6.4.2.3. *Selección de tecnología de calentamiento*

La potencia requerida para el calentamiento del tanque pulmón es el siguiente (suponiendo un tiempo para el calentamiento inicial igual a una hora).

$$P = \frac{72.702 kJ + 1.245 kJ}{3.600 s} = 20,54 \frac{kJ}{s}$$

La energía necesaria por día de trabajo es

$$E = 20,54 kWh$$

Opciones de calentamiento

a) Calentamiento por resistencia eléctrica:

La potencia eléctrica requerida por la resistencia será de 20,54 kW sin considerar pérdidas.

b) Calentamiento por combustión de productos secundarios:

Según datos del Proyecto Integrador “Diseño de una planta de generación de carbón activado obtenido a partir de carozos de aceitunas mediante activación térmica” (Céliz & Forneris, 2018) (pág. 99), tenemos que

- Flujo másico de carozos: 0,029 kg carozo/s.
- PCI gases de combustión: 8.470 kJ/kg.
- Cantidad de gas producido: 0,019 kg/s.

$$P_{disponible} = 8.470 \frac{kJ}{kg} * 0,019 \frac{kg}{s} = 160,93 \frac{kJ}{s}$$

Si tenemos en cuenta que la producción de carbón activado requiere 21,15 kJ/s, aún se pueden aprovechar 139,78 kJ/s. Esta alternativa sería capaz de satisfacer las necesidades.

c) Calentamiento por combustión de gas licuado:

- PCI gas licuado: 45.814,8 kJ/kg.

El flujo de gas necesario para satisfacer el requerimiento de potencia es

$$m_{GLP} = \frac{20,54 \frac{kJ}{s}}{45.814,8 \frac{kJ}{kg}} = 4,48 * 10^{-4} \frac{kg}{s}$$

Teniendo en cuenta que el calentamiento se lleva a cabo en una hora, la masa de GLP diaria es

$$m_{GLP} = 4,48 * 10^{-4} \frac{kg}{s} * 3.600 s = 1,61 kg$$

Considerando el aspecto económico referido solo al calentamiento y sin considerar su factibilidad técnica y/o costos de inversión, es conveniente utilizar la opción b. A continuación se comparan los resultados.

	Cantidad necesaria para el calentamiento inicial	Precio aproximado	Costo total por día [\$]
Resistencia eléctrica	20,54 kWh	4,73 \$/kWh	97
Combustión de gases provenientes del horno	7,84 kg	-	-
Combustión de GLP	1,61 kg	26,70 \$/kg	43

Tabla 22 – Comparación de resultados.

Suponiendo una situación en la cual no sea posible utilizar los gases provenientes del horno, analizando los datos de la Tabla 22, es recomendable la utilización de la opción C (combustión de GLP) para realizar tanto el calentamiento inicial como el mantenimiento de la temperatura de operación.

6.4.3. Sistema de recirculación

Considerando la velocidad de sedimentación de las partículas de alperujo obtenida anteriormente, se calcula el caudal necesario de recirculación en el tanque pulmón para evitar la sedimentación de las mismas y a su vez tener en cuenta que las partículas deben permanecer durante el tiempo de residencia establecido.

Se refrescan los datos a tener en cuenta en la siguiente tabla.

Datos	
Velocidad de sedimentación de partículas.	$u = 0,65 \frac{m}{min}$

Caudal volumétrico.	$q = 1,7 * 10^{-4} \frac{m^3}{s}$
Velocidad de flujo dentro de tanque pulmón (diámetro 0,5 m).	$v_{tp} = \frac{1,7 * 10^{-4} \frac{m^3}{s}}{\pi * (0,25 m)^2} = 8,66 * 10^{-4} \frac{m}{s}$

Tabla 23 – Resumen de datos necesarios para el cálculo.

Se calcula la velocidad necesaria para que la partícula permanezca 15 minutos dentro del tanque pulmón.

$$v_n = \frac{1,41 m}{15 \text{ min} * 60 \frac{s}{\text{min}}} = 1,57 * 10^{-3} \frac{m}{s}$$

A la vez, teniendo en cuenta la velocidad con la cual sedimenta la partícula, se calcula la velocidad que debe poseer el fluido para contrarrestar la sedimentación y además agregar la necesaria para que la partícula cumpla con el tiempo de retención.

$$v_t = 1,57 * 10^{-3} \frac{m}{s} + 0,65 \frac{m}{\text{min}} * \frac{\text{min}}{60 s} = 1,24 * 10^{-2} \frac{m}{s}$$

Con esta velocidad se calcula el caudal que se necesita recircular en el tanque pulmón.

$$Q_{TP} = 1,24 * 10^{-2} \frac{m}{s} * \pi * (0,25 m)^2 = 2,43 * 10^{-3} \frac{m^3}{s}$$

Considerando que ingresa al tanque un caudal igual a 0,17 L/s, se necesita recircular un caudal neto igual a

$$Q_{NR} = 2,43 * 10^{-3} \frac{m^3}{s} - 0,17 * 10^{-3} \frac{m^3}{s} = 2,26 * 10^{-3} \frac{m^3}{s} = 2,26 \frac{L}{s}$$

6.4.3.1. Dimensionamiento de tubería para recirculación

Estableciendo que las conexiones de recirculación al sistema se encuentran 5 cm por debajo de la entrada del líquido al tanque pulmón y 5 cm por encima de la salida del tanque, entonces el largo vertical de tubería es de 1,51 m. Se

coloca la bomba a una distancia de 25 cm de la superficie lateral del tanque, por lo que se obtiene un largo total de tubería igual a 2,01 m. Para una tubería de 1 pulgada de diámetro se obtiene el volumen adicional al del tanque pulmón que se agrega al iniciar el sistema.

$$V_a = \pi * \left(\frac{0,0254 \text{ m}}{2}\right)^2 * 2,01 \text{ m} = 1,01 * 10^{-3} \text{ m}^3$$

6.4.3.2. *Potencia requerida por la bomba*

El cálculo de la potencia requerida por parte de la bomba de recirculación se realizará más adelante junto con los cálculos de pérdidas por fricción.

6.4.4. Resumen de resultados

Tanque pulmón	
<i>Características</i>	<i>Resultados</i>
Volumen	0,171 m ³
Altura de cono	0,405 m
Altura cilindro	0,6 m
Altura total	1,41 m
Energía para elevar la temperatura del fluido	72.702 kJ
Energía para elevar la temperatura del acero	1.245 kJ
Potencia para calentar el tanque pulmón durante en 1 hora	20,54 kJ/s
Sistema de recirculación	
<i>Características</i>	<i>Resultados</i>
Velocidad necesaria del fluido	1,24*10 ⁻² m/s
Caudal de recirculación	2,26*10 ⁻³ m ³ /s

Tabla 24 - Resuemn de resultados.

Nomenclatura de la sección

v_n	Velocidad necesaria
v_t	Velocidad final del fluido

h	Altura de cono
H	Altura de parte cilindro
H_T	Altura total
m_a	Masa de acero
m_{GLP}	Masa de gas licuado de petróleo
P	Potencia de para el calentamiento de tanque pulmón
Q_A	Energía necesaria para calentar el fluido
Q_C	Energía necesaria para calentar el acero
Q_{NR}	Caudal neto de recirculación
Q_{TP}	Caudal necesario
V	Volumen del tanque pulmón
V_a	Volumen adicional

6.5. Pérdidas de calor

A continuación se determinan las pérdidas de calor en los distintos equipos involucrados en el proceso.

6.5.1. Intercambiador líquido – líquido

Este equipo presenta una configuración tipo horquilla, con una temperatura máxima de fluido calefactor de 393 K, siendo la temperatura inicial de 298 K, lo que proporciona una elevada diferencia de temperatura. La barrera entre este fluido caliente y el medio externo es la pared metálica de la tubería, y teniendo en cuenta la alta conductividad térmica de los metales en general junto con la elevada diferencia de temperatura, las pérdidas de calor pueden llegar a ser considerables.

Supuestos

- Se desprecia la resistencia a la transferencia de calor por conducción en la pared de los tubos, debido a su elevada conductividad térmica y bajo espesor de pared.
- Para la simplificación del cálculo, se supondrá al intercambiador líquido-líquido como un bloque a partir del cual se perderá energía. El mismo

estará dentro de un armazón de material aislante (paneles armados con lana de vidrio de 5 cm de espesor), dejando una cámara entre el intercambiador y el aislante (el espesor de la cámara de aire del recinto en todas las direcciones será de 1 cm).

c) Para las superficies verticales externas, se supone que la capa límite de convección libre se origina en el extremo inferior y por esto la longitud característica empleada es la altura de las mismas.

d) Debido a la dimensión de la cámara de aire, se supone despreciable la transferencia de calor ocasionada por movimientos convectivos del fluido y solo se tiene en cuenta la transferencia de energía por conducción. Se calcula el coeficiente pelicular h_0' para el intercambio entre la superficie exterior del intercambiador y el medio. El h propuesto por Cao (2004) para una primera estimación es la siguiente:

$$h_0' = 0,01 \text{ kW/m}^2 \cdot \text{K}, \text{ coeficiente pelicular del lado externo.}$$

e) Las temperaturas de trabajo del sistema son

$$T_1 = 393 \text{ K}$$

$$T_2 = \text{se obtendrá con el cálculo iterativo.}$$

$$T_3 = \text{se obtendrá con el cálculo iterativo.}$$

$$T_4 = 298 \text{ K}$$

6.5.1.1. Dimensionamiento

En la siguiente tabla se resumen las dimensiones del intercambiador.

Intercambiador.	
Hi [m]	0,17
Li [m]	4,1
ai [m]	0,12

Tabla 25 - Dimensiones de intercambiador.

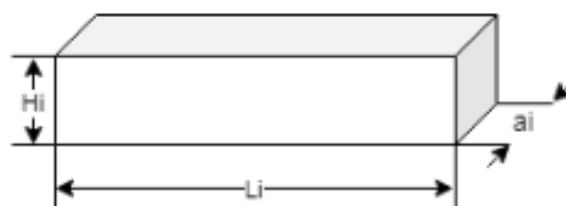


Figura 23 - Modelización de intercambiador para el cálculo de pérdidas de energía.

Propiedades de materiales.

Propiedades	Aislante	Cemento	Aire
Conductividad, k. [kW/m*k]	$7,11 \cdot 10^{-5}$	1,4	$K = 6 \cdot 10^{-8} \cdot T + 0,0076$
Espesor, e. [m]	0,0508	0,2	0,01

Tabla 26 - Propiedades de material aislante y cemento.

6.5.1.2. Iteración para todas las superficies

- Superficie vertical
 - i- Primera estimación del coeficiente global de transferencia de calor. Contando con las conductividades y espesores de las capas de aire y aislante, a través de los cuales el flujo de calor se transfiere por mecanismo conductivo y, empleando también el coeficiente convectivo exterior propuesto por Cao (2004) se comienza con el proceso iterativo.

$$U = \left(\frac{0,01 \text{ m}}{3,1 \cdot 10^{-5} \frac{\text{kW}}{\text{m} \cdot \text{K}}} + \frac{0,0508 \text{ m}}{7,11 \cdot 10^{-5} \frac{\text{kW}}{\text{m} \cdot \text{K}}} + \frac{1}{0,01 \frac{\text{kW}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}} \right)^{-1} = 8,8 \cdot 10^{-4} \frac{\text{kW}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}} \quad (89)$$

- ii- Determinación de flujo de calor. Luego de calculado U según fórmula (89), y con las temperaturas conocidas del seno del fluido (T_1) y del ambiente (T_4) se determina el flujo de calor por unidad de área.

$$q = 8,8 \cdot 10^{-4} \frac{\text{kW}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}} \cdot (393 \text{ K} - 298 \text{ K}) = 8,36 \cdot 10^{-2} \frac{\text{kW}}{\text{m}^2} \quad (90)$$

- iii- Estimación de las temperaturas de pared interna (T_2) y externa (T_3). Se obtienen los primeros valores de estas temperaturas, los cuales serán comparados en próximas iteraciones hasta converger en un valor, lo que da por finalizado el cálculo.

$$T_2 = 393 \text{ K} - \left(\frac{8,36 \cdot 10^{-2} \frac{\text{kW}}{\text{m}^2} \cdot 0,01 \text{ m}}{3,1 \cdot 10^{-5} \frac{\text{kW}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}} \right) = 366 \text{ K} \quad (91)$$

$$T_3 = 298K + \left(\frac{8,36 * 10^{-2} \frac{kW}{m^2}}{0,01 \frac{kW}{m^2 * K}} \right) = 306,4 K \quad (92)$$

iv- Temperaturas de capas limite. Con las estimaciones de temperaturas de pared, se calculan las temperaturas de la capa en el interior y exterior del recinto.

$$T_{aire\ int} = \frac{393 K + 366,2 K}{2} = 379,6 K \quad (93)$$

$$T_{aire\ ext} = \frac{306,4 K + 298 K}{2} = 302,2 K \quad (94)$$

Como se explicó previamente, para tener en cuenta la variación de las propiedades en función de la temperatura, se obtienen las mismas empleando las funciones de Tabla 27 tanto para el aire en el interior del recinto como en el exterior.

Propiedades	Aire interior	Aire exterior
Conductividad [kW/m*K]	3,04*10 ⁻⁵	2,57*10 ⁻⁵
Densidad [kg/m ³]	0,9424	1,1747
Cp [kJ/kg*K]	1,0081	1,0056
Viscosidad dinámica [kg/m*s]	2,17*10 ⁻⁵	1,86*10 ⁻⁵
Viscosidad [m ² /s]	2,33*10 ⁻⁵	1,58*10 ⁻⁵
Prandtl	0,69	0,69
L [m]	0,18	0,18

Tabla 27 - Propiedades a la temperatura de trabajo.

Teniendo en cuenta que se debe calcular la pérdida de energía a través de paredes verticales y horizontales, a partir de este paso se diferencia el cálculo para las distintas superficies, debido a que se aplican diferentes correlaciones.

- Superficie vertical
 - Coeficiente de expansión volumétrica

Debido a que se trabaja a una baja presión, es posible considerar el aire como un gas ideal. Simplificando, fórmula (95), β se calcula como $1/T$.

$$\beta = \frac{1}{302,2 K} = 3,31 * 10^{-3} K^{-1} \quad (95)$$

- Números adimensionales

- Grashof

$$Gr = \frac{3,31 * 10^{-3} \frac{1}{K} * 8 K * 9,81 \frac{m}{s^2} * (0,18 m)^3}{\left(1,58 * 10^{-5} \frac{m^2}{s}\right)^2} = 6,07 * 10^6 \quad (96)$$

- Rayleigh

$$Ra_L = 6,07 * 10^6 * 0,69 = 4,2 * 10^6 \quad (97)$$

- Nusselt

$$\psi = \left(1 + \left(\frac{0,492}{0,69}\right)^{0,5625}\right)^{-1,77} = 0,343 \quad (98)$$

$$Nu = 0,68 + (0,67 * (4,2 * 10^6 * 0,343)^{0,25}) = 24 \quad (99)$$

Correlación válida para $Ra < 10^9$.

- Coeficiente pelicular de convección

Reordenando la ecuación (39) obtenemos el coeficiente h para las superficies verticales.

$$h = \frac{24 * 2,57 * 10^{-5} \frac{kW}{m * K}}{0,18 m} = 3,43 * 10^{-3} \frac{kW}{m^2 * K} \quad (37)$$

- Coeficiente pelicular de radiación

Aplicando fórmula (101) se obtiene el equivalente a un coeficiente pelicular para la transferencia de calor por el mecanismo de radiación.

$$h_r = 5,67 * 10^{-11} \frac{kW}{m^2 * K^4} * 0,2 * \frac{((306,4 K)^4 - (298 K)^4)}{(306,4 K - 298 K)} = 1,25 * 10^{-3} \frac{kW}{m^2 * K} \quad (101)$$

Se utiliza $\epsilon = 0,2$ debido al recubrimiento del aislante de chapa de aluminio.

- Coeficiente pelicular total

$$h_{t0} = 3,43 * 10^{-3} \frac{kW}{m^2 * K} + 1,25 * 10^{-3} \frac{kW}{m^2 * K} = 4,7 * 10^{-3} \frac{kW}{m^2 * K} \quad (102)$$

v- Se recalcula U y q con los nuevos valores de h.

$$U' = \left(\frac{0,01 m}{3,04 * 10^{-5} \frac{kW}{m^2 * K}} + \frac{0,0508 m}{7,11 * 10^{-5} \frac{kW}{m * K}} + \frac{1}{4,7 * 10^{-3} \frac{kW}{m^2 * K}} \right)^{-1} = 8 * 10^{-4} \frac{kW}{m^2 * K} \quad (103)$$

$$q' = 8 * 10^{-4} \frac{kW}{m^2 * K} * (393 K - 298 K) = 7,56 * 10^{-2} \frac{kW}{m^2} \quad (104)$$

vi- Se recalculan las temperaturas de la pared.

$$T_2' = 393 K - \left(\frac{7,56 * 10^{-2} \frac{kW}{m^2} * 0,01 m}{3,04 * 10^{-5} \frac{kW}{m^2 * K}} \right) = 368,12 K \quad (91)$$

$$T_3' = 298 K + \left(\frac{7,56 * 10^{-2} \frac{kW}{m^2}}{4,7 * 10^{-3} \frac{kW}{m^2 * K}} \right) = 314,1 K \quad (92)$$

vii- Con estos valores de U' , q' , T_2' y T_3' se comienza una nueva iteración. Luego de 3 iteraciones en total, se obtienen los siguientes resultados.

$$\begin{aligned}
 U_f &= 8,1 * 10^{-4} \frac{kW}{m^2 * K} \\
 q_f &= 0,077 \frac{kW}{m^2} \\
 T_{2f} &= 367,7 K \\
 T_{3f} &= 312,7 K
 \end{aligned}$$

Con las dimensiones expresadas en tabla 25, se obtiene el flujo de calor correspondiente a cada pared vertical del prisma (caja de aislante).

$$Q_{LxH} = 2 * 0,078 \frac{kW}{m^2} * 0,18 m * 4,11 m = 0,114 kW \quad (108)$$

$$Q_{axH} = 2 * 0,078 \frac{kW}{m^2} * 0,18 m * 0,13 m = 3,6 * 10^{-3} kW \quad (108)$$

- Superficie horizontal superior

Para esta superficie comenzamos el procedimiento iterativo desde el punto iv dado que los resultados arrojados para los puntos i, ii, y iii son los mismos que los obtenidos para la superficie vertical.

- Coeficiente de expansión volumétrica

$$\beta = \frac{1}{302.2 K} = 3,31 * 10^{-3} K^{-1} \quad (95)$$

- Números adimensionales
 - Grashof

$$Gr = \frac{3,31 * 10^{-3} \frac{1}{K} * 8 K * 9,81 \frac{m}{s^2} * (0,13 m)^3}{\left(1,58 * 10^{-5} \frac{m^2}{s}\right)^2} = 2,29 * 10^6 \quad (96)$$

- Rayleigh

$$Ra_L = 2,29 * 10^6 * 0,69 = 1,58 * 10^6 \quad (97)$$

- Nusselt

$$Nu = 0,54 * (1,58 * 10^6)^{0,25} = 19,14 \quad (100)$$

Correlación válida para $10^5 < Ra < 2*10^7$.

o Coeficiente pelicular de convección

$$h = \frac{19,14 * 2,57 * 10^{-5} \frac{kW}{m * K}}{0,13 m} = 3,8 * 10^{-3} \frac{kW}{m^2 * K} \quad (37)$$

o Coeficiente pelicular de radiación

$$h_r = 5,67 * 10^{-11} \frac{kW}{m^2 * K^4} * 0,2 * \frac{((306,4 K)^4 - (298 K)^4)}{(306,4 K - 298 K)} = 1,25 * 10^{-3} \frac{kW}{m^2 * K} \quad (101)$$

Se utiliza $\epsilon = 0,2$ debido al recubrimiento del aislante de chapa de aluminio.

o Coeficiente pelicular total

$$h_{t0} = 3,8 * 10^{-3} \frac{kW}{m^2 * K} + 1,25 * 10^{-3} \frac{kW}{m^2 * K} = 5,1 * 10^{-3} \frac{kW}{m^2 * K} \quad (102)$$

v-

$$U' = \left(\frac{0,01 m}{3,04 * 10^{-5} \frac{kW}{m^2 * K}} + \frac{0,0508 m}{7,11 * 10^{-5} \frac{kW}{m * K}} + \frac{1}{5,1 * 10^{-3} \frac{kW}{m^2 * K}} \right)^{-1} = 8,1 * 10^{-4} \frac{kW}{m^2 * K} \quad (103)$$

$$q' = 8,1 * 10^{-1} \frac{kW}{m^2 * K} * (393 K - 298 K) = 0,076 \frac{kW}{m^2} \quad (104)$$

vi-

$$T_2' = 393K - \left(\frac{0,076 \frac{kW}{m^2} * 0,01 m}{3,04 * 10^{-5} \frac{kW}{m^2 * K}} \right) = 367,8 K \quad (105)$$

$$T_3' = 298K + \left(\frac{0,076 \frac{kW}{m^2}}{5,1 * 10^{-3} \frac{kW}{m^2 * K}} \right) = 313,1 K \quad (106)$$

vii- Con estos valores de U' , q' , T_2' y T_3' se comienza una nueva iteración. Luego de 2 iteraciones en total se obtienen los siguientes resultados

$U_f = 8,18 * 10^{-4} \frac{kW}{m^2 * K}$ $q_f = 0,078 \frac{kW}{m^2}$ $T_{2f} = 367,5 K$ $T_{3f} = 311,9 K$
--

Seguido de estos cálculos se puede obtener el valor del flujo de calor para la superficie horizontal superior

$$Q_{axL} = 0,078 \frac{kW}{m^2} * 0,13 m * 4,11 m = 0,042 kW \quad (108)$$

- Superficie horizontal inferior

El cálculo para esta superficie es análogo al de la superficie horizontal superior, con la diferencia que debajo de la capa de aislante se encuentre el suelo por lo que se supone la temperatura T_4 a 20 cm por debajo del suelo constante e igual a 298 K.

Los resultados obtenidos son

$$U_f = 5,28 * 10^{-4} \frac{kW}{m^2 * K}$$

$$q_f = 5,02 * 10^{-2} \frac{kW}{m^2}$$

$$T_{2f} = 376,9 K$$

$$T_{3f} = 305,2 K$$

El flujo de calor por la superficie horizontal inferior es:

$$Q_{axL} = 5,02 * 10^{-2} \frac{kW}{m^2} * 0,13 m * 4,11 m = 0,027 kW \quad (108)$$

6.5.1.3. *Perdida de calor total.*

Finalmente, se obtiene el valor del flujo total de energía desde el intercambiador líquido-líquido hacia el medio:

$$Q_T = 0,114 kW + 3,6 * 10^{-3} kW + 0,042 kW + 0,027 kW = 0,2 kW \quad (109)$$

6.5.2. Tanque pulmón termostatzado

Supuestos para el cálculo

- a) Se desprecia la resistencia a la transferencia de calor por conducción en la pared del tanque.
- b) Para simplificar los cálculos de manera conservativa se supone un tanque completamente cilíndrico sin tapas, de altura igual a la suma de la altura del cilindro y la altura de ambos conos.
- c) Se ignoran efectos de curvatura.
- d) Los h propuestos (Cao, 2004) para una primera estimación son los siguientes:
 - $h_i' = 1 kW/m^2 * K$, coeficiente pelicular del lado interno de la pared.
 - $h_0' = 0,01 kW/m^2 * K$, coeficiente pelicular del lado externo de la pared.
- e) Las temperaturas del sistema son las siguientes
 - $T_1 = 393 K$
 - $T_2 =$ se obtendrá con el cálculo iterativo.

T_3 = se obtendrá con el cálculo iterativo.

T_4 = 298 K

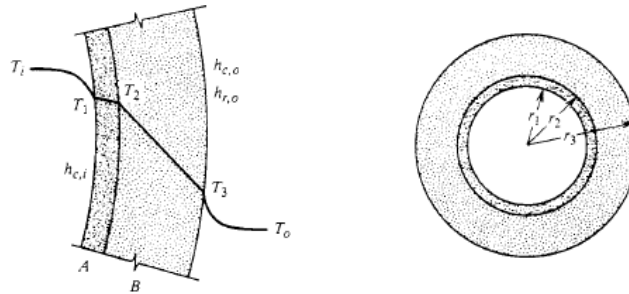


Figura 24 - Perfil de temperatura.

Aislante seleccionado	Lana de vidrio
Conductividad [W/m*K]	0.043
Espesor [m]	0,05
R1 [m]	0,253
R2 [m]	0,304

Tabla 28 - Propiedades del material aislante.

6.5.2.1. Cálculo iterativo, metodología propuesta por Cao (2004).

i- Se realiza una primera estimación de U con valores aproximados de los coeficientes peliculares.

$$U * A = \left[\frac{1}{2 * \pi * 1,41 m} * \left(\frac{1}{1 \frac{kW}{m^2 * K} * 0,253 m} + \frac{\ln \left(\frac{0,304 m}{0,253 m} \right)}{0,000043 \frac{kW}{m * K}} + \frac{1}{0,304 m * 0,01 \frac{kW}{m^2 * K}} \right) \right]^{-1} \quad (111)$$

$$= 2,46 * 10^{-5} \frac{kW}{K}$$

dividiendo por el área

$$U = \frac{2,46 * 10^{-5} \frac{kW}{K}}{2 * \pi * 1,41 m * 0,304 m} = 9,1 * 10^{-6} \frac{kW}{m^2 * K}$$

ii- Flujo de calor por unidad de área.

$$q_{LS} = 9,1 * 10^{-6} \frac{kW}{m^2 * K} * (393 K - 298 K) = 8,6 * 10^{-4} \frac{kW}{m^2} \quad (112)$$

iii- Estimación de las temperaturas de pared interna (T_2) y externa (T_3).

$$T_2 = 393 K - \left(\frac{8,6 * 10^{-4} \frac{kW}{m^2}}{1 \frac{kW}{m^2 * K}} \right) = 393 K \quad (113)$$

$$T_3 = 298 K + \left(\frac{8,6 * 10^{-4} \frac{kW}{m^2}}{0,01 \frac{kW}{m^2 * K}} \right) = 298,2 K \quad (114)$$

iv- Con las temperaturas estimadas, se calcula la temperatura de las capas limite y se recalculan los coeficientes a través de las correlaciones correspondientes.

$$T_{alp} = \frac{393 K + 393 K}{2} = 393 K \quad (115)$$

$$T_{aire} = \frac{298 K + 298,2 K}{2} = 298,1 K \quad (116)$$

- Funciones de variación de propiedades gas y líquido

Luego de obtener las temperaturas en el apartado anterior, se computan las propiedades.

Propiedades	Alperujo diluido	Aire
Conductividad [kW/m*K]	$7,03 * 10^{-4}$	$2,55 * 10^{-5}$
Densidad [kg/m ³]	949,54	1,1869
Cp [kJ/kg*K]	4,24	1,0055
Viscosidad [kg/m*s]	$2,53 * 10^{-4}$	$1,84 * 10^{-5}$
Viscosidad dinámica	$2,09 * 10^{-7}$	$1,54 * 10^{-5}$

[m ² /s]		
Prandtl	1,51	0,69
L [m]	1,41	1,41

Tabla 29 – Propiedades de fluidos.

- Coeficientes peliculares.

De las propiedades como función de las temperaturas calculadas anteriormente en este apartado y, a través de las distintas correlaciones que dependen del fluido, obtenemos los coeficientes peliculares para cada caso.

Alperujo diluido	Aire
β: coeficiente de expansión volumétrica (95)	
$\beta = \frac{2}{945 \frac{kg}{m^3} + 953 \frac{kg}{m^3}} * \frac{953 \frac{kg}{m^3} - 945 \frac{kg}{m^3}}{393 K - 383 K}$ $= 8,43 * 10^{-4} K^{-1}$	$\beta = \frac{1}{298,1 K} = 3,4 * 10^{-3} K^{-1}$
Números adimensionales	
Reynolds (35)	Grashof (96)
$Re = \frac{0,5 m * 1,24 * 10^{-2} \frac{m}{s} * 949,54 \frac{kg}{m^3}}{2,53 * 10^{-4} \frac{kg}{m*s}}$ $Re = 23.264$	$Gr = \frac{3,4 * 10^{-3} \frac{1}{K} * 0,086 K * 9,81 \frac{m}{s^2} * (1,41 m)^3}{(1,54 * 10^{-5} \frac{m^2}{s})^2}$ $Gr = 3,4 * 10^7$
Rayleigh (97)	
-	$Ra_L = 3,4 * 10^7 * 0,69 = 2,35 * 10^7$
Nusselt (38)	Nusselt y ψ (98; 100)
$Nu = 0,023 * 23.264^{0,8} * 1,51^{0,33} = 82,06$	$\psi = \left[1 + \left(\frac{0,492}{0,69} \right)^{\frac{9}{16}} \right]^{-\frac{16}{9}} = 0,343$ $Nu = 0,68 + 0,67 * (2,35 * 10^7 * 0,343)^{0,25}$ $= 36,36$
Coeficientes peliculares de convección (37)	
$h_0 = \frac{82,06 * 7,03 * 10^{-4} \frac{kW}{m*K}}{1,41 m}$ $= 4,08 * 10^{-2} \frac{kW}{m^2 * K}$	$h_i = \frac{36,36 * 2,55 * 10^{-5} \frac{kW}{m*K}}{1,41 m}$ $= 6,5 * 10^{-4} \frac{kW}{m^2 * K}$

Coeficientes peliculares de radiación (101)	
-	$h_r = 5,67 * 10^{-11} \frac{kW}{m^2 * K^4} * 0,2 * \frac{((298,2 K)^4 - (298 K)^4)}{(298,2 K - 298 K)}$ $h_r = 1,2 * 10^{-3} \frac{kW}{m^2 * K}$ <p>Se utiliza $\epsilon = 0,2$ suponiendo un recubrimiento del aislante de chapa de aluminio.</p>
Coeficientes peliculares totales (102)	
$h_{t0} = 4,08 * 10^{-2} \frac{kW}{m^2 * K}$	$h_{ti} = 1,86 * 10^{-3} \frac{kW}{m^2 * K}$

Tabla 30 - Resumen de cálculos.

v- Se calcula nuevamente U y q con los nuevos valores de h.

$$(U * A)' = \left[\frac{1}{2 * \pi * 1,41 m} * \left(\frac{1}{4,08 * 10^{-2} \frac{kW}{m^2 * K} * 0,253 m} + \frac{\ln \left(\frac{0,304 m}{0,253 m} \right)}{0,000043 \frac{kW}{m * K}} + \frac{1}{0,304 m * 1,86 * 10^{-3} \frac{kW}{m^2 * K}} \right) \right]^{-1} \quad (111)$$

$$(U * A)' = 1,83 * 10^{-5} \frac{kW}{K}$$

Luego, dividiendo por el área

$$U' = \frac{1,83 * 10^{-5} \frac{kW}{K}}{2 * \pi * 1,41 m * 0,304 m} = 6,82 * 10^{-6} \frac{kW}{m^2 * K}$$

Se obtiene otra vez el flujo de calor por unidad de área.

$$q'_{LS} = 6,82 * 10^{-6} \frac{kW}{m^2 * K} * (393 K - 298 K) = 6,48 * 10^{-4} \frac{kW}{m^2} \quad (112)$$

vi- Se recalculan temperaturas de pared.

$$T_2' = 393 K - \left(\frac{6,48 * 10^{-4} \frac{kW}{m^2}}{4,2 * 10^{-2} \frac{kW}{m^2 * K}} \right) = 392,98 K \quad (113)$$

$$T_3' = 298K + \left(\frac{6,48 * 10^{-4} \frac{kW}{m^2}}{1,86 * 10^{-3} \frac{kW}{m^2 * K}} \right) = 298,3 K \quad (114)$$

vii- Se observa que la diferencia entre las temperaturas calculadas inicialmente y luego de la primera iteración es muy pequeña, por lo que no es necesario continuar con el proceso, siendo q_{LS} igual a $6,48 * 10^{-4} \text{ kW/m}^2$ y por lo tanto P_{LS} es igual a $1,74 * 10^{-3} \text{ kW}$.

6.5.2.2. Potencia para poner en marcha el proceso P_s

Finalmente, se obtiene la potencia o flujo de energía necesaria para poner en marcha el proceso. Para esto se define un sobredimensionamiento (SF) igual al 10% y un tiempo de calentamiento de 1 hora (3.600 s).

$$P_s = \left(\frac{72.702 \text{ kJ} + 1.245 \text{ kJ}}{3.600 \text{ s}} + 1,74 * 10^{-3} \text{ kW} \right) * (1 + 0,1) = 22,59 \text{ kW} \quad (81)$$

6.5.2.3. Pérdidas de energía a través del sistema de recirculación

El sistema de recirculación está compuesto por cañerías rectas unidas a través de accesorios, el cálculo de las pérdidas de calor se realiza siguiendo los pasos establecidos para el cálculo de pérdidas en el tanque pulmón en la sección 5.7.3. En resumen se obtuvo lo siguiente:

$$U = 1,55 * 10^{-5} \frac{kW}{K * m^2}$$

$$q = 1,48 * 10^{-3} \frac{kW}{m^2}$$

$$T_2 = 393 K$$

$$T_3 = 298,8 K$$

6.5.2.4. Mantenimiento de la temperatura de operación

6.5.2.5. A continuación, como ahora se posee la información necesaria, es posible calcular el punto 6.4.2.2. *Mantenimiento de temperatura de operación.*

Considerando que no ingresan corrientes frías al tanque pulmón que deban calentarse, y que el material del tanque solo pierde una energía igual al flujo energético P_{LS} , tanto P_{WO} como P_{WS} se consideran igual a cero.

$$P_o = (1,74 * 10^{-3} kW) * (1 + 0,1) = 2,12 * 10^{-3} kW \quad (88)$$

6.5.3. Resumen de resultados

PERDIDA DE CALOR	
Intercambiador líquido - líquido	
Superficie vertical	
<i>Características</i>	<i>Resultados</i>
Coeficiente global de transferencia de calor	$8,1 * 10^{-4} \text{ kW}/(\text{m}^2 * \text{K})$
Flujo de calor por unidad de área	$0,077 \text{ kW}/\text{m}^2$
Temperatura 2	367,7 K
Temperatura 3	312,7 K
Pérdida de calor por superficie L*H	0,114 kW
Pérdida de calor por superficie a*H	$3,6 * 10^{-3} \text{ kW}$
Superficie horizontal superior	
<i>Características</i>	<i>Resultados</i>
Coeficiente global de transferencia de calor	$8,18 * 10^{-4} \text{ kW}/(\text{m}^2 * \text{K})$
Flujo de calor por unidad de área	$0,078 \text{ kW}/\text{m}^2$
Temperatura 2	367,5 K
Temperatura 3	311,9 K
Pérdida de calor por superficie a*L	0,042 kW
Superficie horizontal Inferior	
<i>Características</i>	<i>Resultados</i>
Coeficiente global de transferencia de calor	$5,28 * 10^{-4} \text{ kW}/(\text{m}^2 * \text{K})$
Flujo de calor por unidad de área	$5,02 * 10^{-2} \text{ kW}/\text{m}^2$
Temperatura 2	376,9 K
Temperatura 3	305,2 K
Pérdida de calor por superficie a*L	0,027 kW

Pérdida de calor total – suma de todas las superficies.	
<i>Características</i>	<i>Resultados</i>
Calor total	0,2 kW
Tanque pulmón	
<i>Características</i>	<i>Resultados</i>
Coefficiente global de transferencia de calor	$6,82 \cdot 10^{-6}$ kW/(m ² *K)
Flujo de calor por unidad de área	$6,48 \cdot 10^{-4}$ kW/m ²
Temperatura 2	392,9 K
Temperatura 3	298,3 K
Sistema de recirculación	
<i>Características</i>	<i>Resultados</i>
Coefficiente global de transferencia de calor	$1,55 \cdot 10^{-5}$ kW/(m ² *K)
Flujo de calor por unidad de área	$1,48 \cdot 10^{-3}$ kW/m ²
Temperatura 2	393 K
Temperatura 3	298,8 K
Apartado 6.4.2.2.	
Potencia para mantener la temperatura	$2,12 \cdot 10^{-3}$ kW

Tabla 31 - Resumen de resultados.

Nomenclatura de la sección

'	Los valores con ' representan la primera iteración
"f"	Los valor con subíndice " f " representan los valores finales
Gr	Grashof
h	Coefficiente pelicular de convección
h _i	Coefficiente pelicular aire
h _r	Coefficiente pelicular de radiación
h _{t0}	Coefficiente pelicular combinado
Nu	Nusselt
P _o	Potencia de operación
P _s	Potencia
q	Flujo de calor por unidad de área
Q _{i*j}	Calor que se pierde por una superficie i*j
q _{LS}	Flujo de calor por unidad de área

Q_T	Pérdida de calor total
R_a	Rayleigh
T_1	Temperatura del fluido
T_2	Temperatura en pared interior del aislante
T_3	Temperatura en pared exterior del aislante
T_4	Temperatura ambiente
U	Coefficiente global de transferencia de calor
β	Coefficiente de expansión volumétrica
ε	Emisividad del material que recubre aislante

6.6. Selección de bombas

Se analizan los requerimientos para las bombas señaladas en el siguiente esquema.

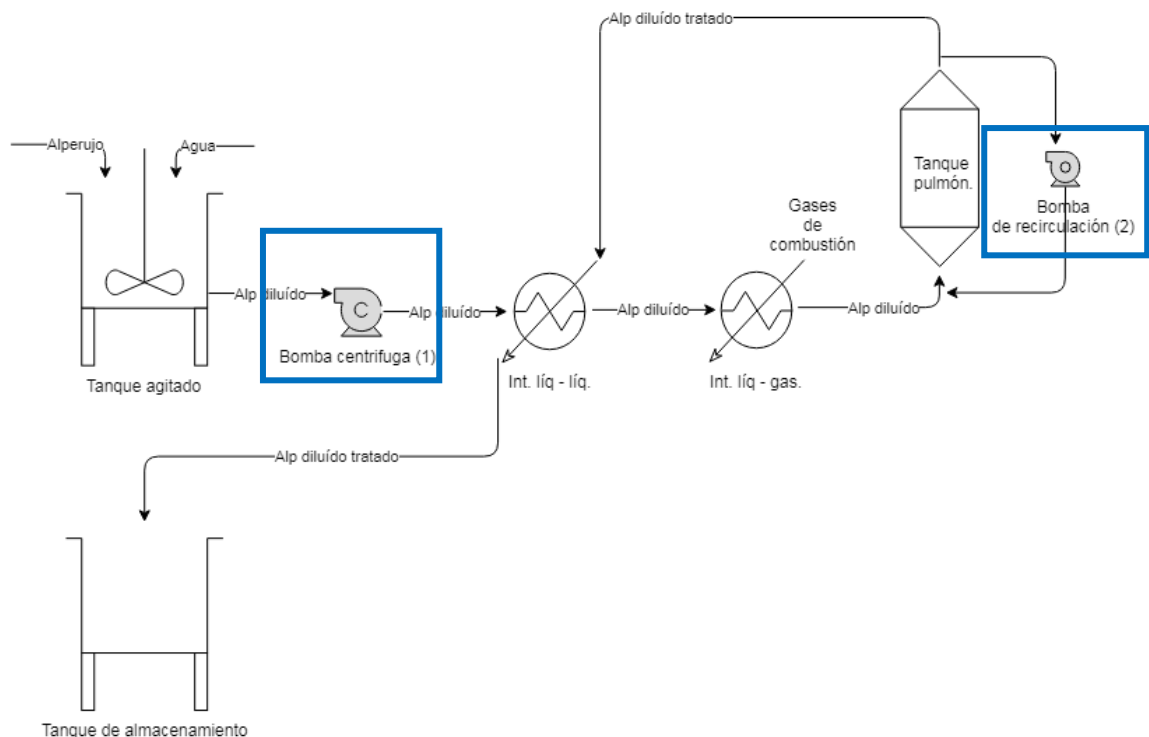


Figura 25 - Equipos analizados en esta sección.

6.6.1. Bomba 1

La primera bomba que interviene en el sistema es la responsable de succionar la alimentación desde el tanque agitado, en donde se diluye el

alperujo, e impulsar esta alimentación a través de todo el sistema. Para la selección de la bomba se sigue la siguiente metodología

- Cálculo de pérdidas de energía debido a fricción (h_{L0}).
- Cálculo de pérdidas de energía menores.
- Pérdidas en intercambiadores de calor.
- Cálculo de máxima diferencia de altura entre superficie libre del líquido en tanque de alimentación y tanque de producto terminado.
- Cálculo de potencia requerida por la bomba.
- Análisis de las características del fluido.

A continuación comienza el cálculo según la metodología definida.

- Cálculo de pérdidas de energía debido a fricción (h_{L0}).

Datos iniciales.

Propiedades	T ₁ = 298 K	T ₂ = 378 K	T ₃ = 393 K	T ₄ = 313 K
Densidad ρ [kg/m ³]	1001	961	950	977
Viscosidad μ [kg/m*s]	9,57*10 ⁻⁴	3,12*10 ⁻⁴	2,53*10 ⁻⁴	7,76*10 ⁻⁴
Se aplican las mismas funciones para las propiedades obtenidas anteriormente en el tanque pulmón.				
$Re(T) = \frac{v * di * \rho(T)}{\mu(T)} \quad (35)$				
-	$Re(T1)$ = 19.532	$Re(T2)$ = 57.469	$Re(T3)$ = 70.040	$Re(T4)$ = 23.984
$f(T) = \frac{0,25}{\left[\log \left(\frac{1}{3,7 * \frac{di}{\epsilon}} + \frac{5,74}{Re(T)^{0,9}} \right) \right]^2} \quad (122)$ <p style="text-align: center;">Se considera $\epsilon=4,6*10^{-5}$ m.</p>				
-	$f(T1) = 0,033$	$f(T2) = 0,03$	$f(T3) = 0,03$	$f(T4) = 0,032$

$$h_L = f * \frac{L}{di} * \frac{v^2}{2 * g} \quad (121)$$

L correspondiente a cada tramo.

h_{L0}: [m]	<i>h_{L0}(T1) = 0,3</i>	<i>h_{L0}(T2) = 0,27</i>	<i>h_{L0}(T3) = 0,54</i>	<i>h_{L0}(T4) = 0,29</i>
----------------------------	---------------------------------	----------------------------------	----------------------------------	----------------------------------

Tabla 32 – Pérdidas de energía debidas a la fricción.

De este modo se puede calcular el h_{L0} total como la sumatoria de los h_L correspondientes a cada tramo.

$$h_{L0T} = 1,4 \text{ m}$$

b) Pérdidas menores

Teniendo en cuenta los accesorios y los cambios de sección de flujo, se calculan las pérdidas menores del sistema. A continuación se clasifica cada una de las pérdidas menores que se consideran.

- h_{L1}: pérdidas por expansión súbita (entrada al ánulo del intercambiador líquido-líquido).
- h_{L2}: pérdidas por expansión gradual (entrada a tanque pulmón).
- h_{L3}: pérdidas en salidas (entrada al tanque de almacenamiento de producto tratado).
- h_{L4}: pérdidas de contracción súbita (salida del ánulo del intercambiador líquido-líquido).
- h_{L5}: pérdidas de contracción gradual (salida del tanque pulmón).
- h_{L6}: pérdidas en entradas (entrada al sistema).
- h_{L7}: pérdidas asociadas a válvulas (válvulas de compuerta, una ubicada a la salida del tanque de producto sin tratar y otra previo a la entrada del tanque de producto tratado).
- h_{L8}: pérdidas asociadas a codos (se suponen 13 codos tipo vuelta en retorno en el intercambiador líquido-líquido y 7 codos estándar de 90° distribuidos en el sistema).

h_{L9} : pérdidas asociadas a T (se utilizan dos T para introducir el fluido recircula al tanque pulmón y para retirarlo).

Se calcula el valor de f en turbulencia completa, es decir $Re = 1 \cdot 10^8$.

$$f = \frac{0,25}{\left[\log \left(\frac{1}{3,7 \cdot \frac{0,013 \text{ m}}{4,6 \cdot 10^{-5} \text{ m}}} + \frac{5,74}{(1 \cdot 10^8)^{0,9}} \right) \right]^2} = 0,028 \quad (122)$$

A continuación se obtiene el h_L particular de cada pérdida menor y luego se suman para obtener el h_L total.

	K (124)	L_e/di	$h_{Lm} = n * K * \frac{\left(\frac{1,49 \frac{m}{s}}{2 * 9,81 \frac{m}{s^2}}\right)^2}{[m]}$ (n: número de accesorios)
h_{L1}	0,23	-	0,026
h_{L2}	0,64	-	0,072
h_{L3}	1	-	0,11
h_{L4}	0,48	-	0,054
h_{L5}	0,05	-	$5,9 \cdot 10^{-10}$
h_{L6}	0,5	-	0,057
h_{L7}	0,22	8 (válvula abierta completamente)	0,05
h_{L8} (intercambiador)	1,39	50 (vuelta cerrada en retorno)	2,04
h_{L8} (sistema)	0,83	30 (codo estándar 90°)	0,66
h_{L9}	0,55	20 (T paso directo)	0,13
$h_{Ltotal,1-9}$	-	-	3,2

Tabla 33 – Pérdidas menores.

c) Resumen de pérdidas en intercambiadores de calor.

Recopilando los valores calculados anteriormente se tiene lo siguiente

	Líquido-líquido		Gas-líquido
	Ánulo	Tubo	Tubo

Tm	$\frac{393K + 313K}{2}$ = 353 K	$\frac{378K + 298K}{2}$ = 338 K	$\frac{378K + 393K}{2}$ = 385,5 K
ρ [kg/m³]	978	986	956
h_L [m]	$\frac{69.186 \frac{kg}{m \cdot s^2}}{978 \frac{kg}{m^3} * 9,81 \frac{m}{s^2}} = 7,21 m$	$\frac{89.527 \frac{kg}{m \cdot s^2}}{986 \frac{kg}{m^3} * 9,81 \frac{m}{s^2}}$ = 9,26 m	$\frac{82.514 \frac{kg}{m \cdot s^2}}{956 \frac{kg}{m^3} * 9,81 \frac{m}{s^2}}$ = 8,8 m
<i>h_{LT} intercambiadores = 7,21 m + 9,26 m + 8,8 m = 25,27 m</i>			

Tabla 34 - Resumen de pérdidas debidas a fricción en intercambiadores.

d) Determinación de alturas de líquido en ambos tanques.

Tanque de alimentación.

El volumen del tanque, según lo establecido en el dimensionamiento, es de 2 m³. La altura máxima del líquido, suponiendo que ingresa alperujo y agua durante un período de 3 h (1,84 m³ de alperujo diluido) es la siguiente

$$H_{LT1} = \frac{2 m^3}{\pi * (0,6 m)^2} = 1,77 m \quad (5)$$

La altura mínima se supone de 0 m.

Tanque de producto terminado.

Ya que el proceso opera durante 8 h diarias, se generan 4,9 m³ de producto tratado, por lo que, definimos el volumen un tanque estándar igual a 5,47 m³. Las dimensiones del tanque se muestran a continuación.

$$H_{T2} = 2,15 m$$

$$D_{T2} = 1,8 m$$

$$V_{T2} = 5,47 m^3$$

La altura máxima del líquido es 2,15 m, y debido a que la altura mínima es 0 m, por lo tanto el ΔH (diferencia de altura) máxima del sistema será de 2,15 m.

e) Partiendo la ecuación general de la energía se obtiene ha.

$$h_A = \frac{202.650 \text{ Pa} - 101.325 \text{ Pa}}{9.633 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}^2}} + 2,15 \text{ m} + \frac{\left(1,38 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2 - 0}{2 * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} + (25,27 \text{ m} + 3,2 \text{ m} + 1,4 \text{ m}) \quad (120)$$

$$= 42,6 \text{ m}$$

Posteriormente se calcula la potencia P_a , según fórmula (125).

$$P_a = 42,6 \text{ m} * 9.633 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 * \text{s}^2} * 2 * 10^{-4} \frac{\text{m}^3}{\text{s}} = 82,1 \text{ W} = 0,11 \text{ CV} \quad (126)$$

Finalmente, suponiendo una eficiencia igual al 82%, se obtiene la potencia real que se debe suministrar a la bomba con fórmula (127).

$$P_i = \frac{82,1 \text{ W}}{0,82} = 100 \text{ W} = 0,13 \text{ CV}$$

f) Características del fluido a impulsar.

Temperatura: 298 K
Presión: 2 atm
Posee sólidos en suspensión
Caudal: bajo (0,2 L/s)
Potencia mínima requerida: 0,13 CV

Teniendo en cuenta estas características, se selecciona una bomba centrífuga ya que sus prestaciones son compatibles con lo requerido en el sistema. Sugerencia: *electrobomba centrífuga, multicelular de acero inoxidable, serie HM-S, modelo 3HM07S T, proveedor Bombas Hasa* (Bombas Hasa, s.f.).

6.6.2. Bomba 2

Esta bomba es responsable de la recirculación del alperujo diluido dentro del tanque pulmón, con el objetivo de proporcionar una velocidad al fluido en el interior del tanque, suficiente para evitar la sedimentación de las partículas de

alperujo. La metodología empleada para el cálculo de la potencia de bombeo necesaria es análoga a la empleada en la bomba 1, con la diferencia que tanto el punto c como d citados para la primera bomba no aplican al cálculo de la segunda.

a) Datos iniciales

Propiedades	T ₃ = 393 K
Densidad ρ [kg/m ³]	950
Viscosidad dinámica μ [kg/m*s]	2,53*10 ⁻⁴
Se aplican las mismas funciones para las propiedades obtenidas anteriormente en el tanque pulmón.	
<i>Reynold</i>	
$Re = \frac{4,46 \frac{m}{s} * 0,0254 m * 950 \frac{kg}{m^3}}{2,53 * 10^{-4} \frac{kg}{m*s}} = 425.374,7 \quad (35)$	
<i>Factor de Fanning</i>	
$f(T) = \frac{0,25}{\left[\log \left(\frac{1}{3,7 * \frac{0,0254 m}{4,6 * 10^{-5} m}} + \frac{5,74}{425.374,7^{0,9}} \right) \right]^2} = 0,0234 \quad (123)$	
<i>Pérdida debidas a fricción en tramos rectos</i>	
$h_{L0} = 0,0234 * \frac{2,01 m}{0,0254 m} * \frac{\left(4,46 \frac{m}{s}\right)^2}{2 * 9,81 \frac{m}{s^2}} = 1,88 m \quad (121)$	

Tabla 35 - Pérdidas de energía debidas a fricción, bomba 2.

b) Perdidas menores.

A continuación se listan las perdidas menores consideradas.

h_{L7}: pérdidas asociadas a válvulas (2 válvulas de globo, permiten regular el caudal recirculado).

h_{L8} : pérdidas asociadas a codos (se suponen 2 codos estándar de 90°).
 h_{L9} : pérdidas asociadas a T (se utilizan dos T para introducir el fluido recircula al tanque pulmón y para retirarlo).

Se obtiene el valor de f en turbulencia completa, es decir $Re=1*10^8$.

$$f = \frac{0,25}{\left[\log \left(\frac{1}{3,7 * \frac{0,0254 \text{ m}}{4,6 * 10^{-5} \text{ m}}} + \frac{5,74}{(1 * 10^8)^{0,9}} \right) \right]^2} = 0,0228 \quad (123)$$

A continuación se obtiene el h_L particular de cada pérdida menor y luego se suman para obtener el h_L total.

	K (124)	L_e/di	$h_{Lm} = n * K * \frac{\left(\frac{1,46 \frac{m}{s}}{2 * 9,81 \frac{m}{s^2}}\right)^2 [m]}$ n: número de accesorios
h_{L7}	7,76	340 (válvula abierta completamente)	15,75
h_{L8}	0,68	30 (codo estándar 90°)	1,39
h_{L9}	1,4	60 (flujo por ramal)	2,78
$h_{Ltotal,7-9}$	-	-	19,92

Tabla 36 - Pérdidas menores, bomba 2.

c) Utilizando la ecuación general de la energía se obtiene h_a .

$$h_A = 19,92 \text{ m} + 1,88 \text{ m} = 21,8 \text{ m} \quad (120)$$

Posteriormente se calcula la potencia P_a .

$$P_a = 21,8 \text{ m} * 9.633 \frac{kg}{m^2 * s^2} * 2,26 * 10^{-3} \frac{m^3}{s} = 474,6 \text{ W} = 0,64 \text{ CV} \quad (126)$$

Finalmente, suponiendo una eficiencia igual al 82%, se obtiene la potencia real que se debe suministrar a la bomba con fórmula (127).

$$P_i = \frac{474,5 W}{0,82} = 578,7 W = 0,78 CV$$

d) Características del fluido a impulsar.

Temperatura: 393 K
Presión: 2 atm
Posee sólidos en suspensión
Caudal: bajo (2,26 L/s)
Potencia mínima requerida: 0,78 CV

Teniendo en cuenta estas características, se selecciona una bomba centrífuga ya que sus prestaciones son compatibles con lo requerido en el sistema. Sugerencia: *electrobomba centrífuga, multicelular de acero inoxidable, serie HM-S, modelo 5HM04S T, proveedor Bombas Hasa (Bombas Hasa, s.f.)*.

6.6.3. Resumen de resultados

Bomba 1	
Pérdidas debidas a las fricción totales	1,4 m
Pérdidas menores totales	3,2 m
Perdidas en intercambiadores totales	28,4 m
Pérdida debido a diferencia de altura en tanques	1,77 m
Altura de tanque de producto terminado	2,15 m
Diámetro de tanque de producto terminado	1,8 m
Volumen de tanque de producto terminado	5,47 m ³
Total de pérdidas	42,6 m
Potencia teórica de bomba	0,11 CV
Potencia con eficiencia de 82%	0,13 CV
Bomba 2	
Pérdidas debidas a las fricción totales	1,88 m
Pérdidas menores totales	19,92 m
Total de pérdidas	21,8 m
Potencia teórica de bomba	0,64 CV

Potencia con eficiencia de 82%	0,78 CV
--------------------------------	---------

Tabla 37 - Resumen de resultados.

Nomenclatura de la sección

T_1	Temperatura tramo 1 (tanque de acondicionamiento hasta entrada int líq – líq.)
T_2	Temperatura tramo 2 (desde entrada intercambiador líq – líq hasta entrada int líq – gas.)
T_3	Temperatura tramo 3 (desde entrada int líq – gas hasta salida int líq - líq cuando retorna.)
T_4	Temperatura tramo 4 (desde salida de int líq – gas cuando retorna hasta tanque de almacenamiento.)
H_{T2}	Altura tanque de almacenamiento
D_{T2}	Diámetro de tanque de almacenamiento
V_{T2}	Volumen tanque de almacenamiento
h_a	Energía agregada al fluido mediante la bomba
P_a	Potencia teórica
P_i	Potencia real
h	Cada uno de los h referidos a pérdidas se explica en el documento en esta sección acompañados de los cálculos.

6.7. Alternativas de diseño

Para el diseño se estableció como requisito operar simultáneamente con la producción de aceite de oliva/alperujo y la generación de gases del horno de carbón activado, de manera de aprovechar la totalidad de los gases de combustión generados y disminuir su temperatura de salida. Se analizaron otras alternativas de diseño que fueron descartadas debido a estos requisitos.

A continuación se comentan las diferentes opciones analizadas para cada equipo.

6.7.1. Intercambiador líquido-líquido

6.7.1.1. *Cambio de configuración.*

Se analizó la posibilidad de utilizar una configuración de intercambiador tubos y coraza, la misma fue descartada rápidamente debido al bajo caudal con el cual se trabaja.

6.7.1.2. *Reducción de tiempos de operación*

Una manera de reducir los tiempos de operación y por ende reducir costos asociados a consumo energético, es trabajar con una corriente de alimentación mayor, esto puede lograrse acumulando un cierto volumen de alperujo diluido para luego comenzar a tratarlo. Se plantea reducir las horas de trabajo de 8 h a 5 h, acumulando alperujo diluido durante 3 h para idénticas condiciones de presión y temperatura.

Parámetro	Diseño	Alternativa
Caudal [kg/s]	0,18	0,3
Largo de tubo [m]	44	55,7
Horas de trabajo	8	5
Caída de presión [Pa]	67.086 (ánulo) y 107.560 (tubo)	57.433 (ánulo) y 27.579 (tubo)

Tabla 38 - Comparación de alternativa, líquido-líquido.

6.7.2. Intercambiador líquido-gas

6.7.2.1. *Reducción de tiempos de operación*

Se sigue la misma metodología que en el punto 6.7.1.2. Reducción de tiempo de operación pero referenciado al intercambiador líquido - gas.

Parámetro	Diseño	Alternativa
Caudal [kg/s]	0,18	0,3
Largo de tubo [m]	42,13	50
Horas de trabajo	8	5
Caída de presión [Pa]	95.837 (serpentín)	26.200 (serpentín)

Tabla 39 - Comparación de alternativa, líquido-gas.

Analizando esta alternativa, se observa que es necesario un mayor largo de tubo pero a su vez se reducen las horas de operación. Aunque el tiempo de trabajo disminuye 3 horas, su implementación infiere un volumen de tanque pulmón mayor, por lo que el gasto en material aislante será mayor. Se podría pensar que el aumento en la inversión inicial de los materiales se compensaría luego con mayor ahorro energético, pero, la cantidad de acero y agua a calentar en el inicio del proceso también será mayor y, teniendo en cuenta que el gasto energético limitante del sistema se encuentra en el arranque, la alternativa no propone una mejora drástica al diseño del proyecto.

6.7.2.2. *Intercambiador de tubos coaxiales*

Una alternativa para el intercambiador líquido-gas tipo serpentín es utilizar un intercambiador de tubos coaxiales análogo al utilizado para el caso líquido-líquido. Los cálculos arrojaron un largo de tubo de aproximadamente 20 m, para un mismo ΔT ; esta opción no es tenida en cuenta ya que una de las condiciones del diseño fue que el intercambio de calor se produzca dentro del horno.

6.7.2.3. *Alternativas para mejorar la transferencia de calor*

Por último, debido a la baja transferencia de calor que se da en este intercambiador, donde se tiene un coeficiente pelicular del lado gas muy bajo y limitante, existen diferentes maneras de mejorar esta situación:

- Utilización de un ventilador para mejorar el coeficiente convectivo: esto se aplica ya que, caso contrario, los gases de combustión solo estarían impulsados por la generación de los mismos y su velocidad, y en consecuencia, el coeficiente pelicular entre el gas y la pared de los tubos sería menor.

- Aumentando temperaturas de alrededores: las temperaturas con las que trabaja son las máximas posibles, tanto para el fluido calefactor en el intercambiador líquido-líquido como líquido-gas.

- Aumentando el área de intercambio de calor: esto puede lograrse empleando tubos aleteados. Para este proyecto, debido a que se trabaja con

un fluido con partículas con posibilidades de deposición, es muy probable un rápido ensuciamiento y por ende disminución del área efectiva de transferencia. Se realizó un cálculo rápido de largo de tubo que se podría requerir empleando aletas.

Área requerida para el intercambio de calor líquido-gas

$$A_T = 2,273 \text{ m}^2$$

Se supone lo siguiente

- Eficiencia de transferencia de calor para la superficie de las aletas: $\eta=80\%$.

- No se tienen en cuenta efectos del ensuciamiento.

- Aletas tipo anulares, de un diámetro igual a dos veces el diámetro del tubo interior partiendo desde su centro y un espesor de 1 mm.

- Un espaciado (e) entre aletas igual a 2 cm, por lo que el número de aletas N será igual a $N = \frac{L_{tubo}}{e}$.

$$A_T = A_{tubo} + A_{aletas}$$

$$A_T = \pi * D_{tubo} * L_{tubo} + \eta * \frac{L_{tubo}}{e} * A_{aleta}$$

$$A_T = \pi * 0,017 \text{ m} * \left(L_{tubo} - \frac{L_{tubo}}{0,02 \text{ m}} * 0,001 \text{ m} \right) + 0,8 * \frac{L_{tubo}}{0,02 \text{ m}} * 6,81 * 10^{-4} \text{ m}^2$$

reordenando obtenemos

$$L_{tubo} = 29,15 \text{ m}$$

$$N = 1458 \text{ aletas}$$

Con este cálculo rápido se puede observar que la implementación de aletas, en caso de ser posible, disminuiría considerablemente el largo del serpentín. Esto podría significar un mayor espacio disponible dentro del horno, lo que se podría aprovechar haciendo ingresar el alperujo diluido a una menor temperatura y disminuyendo el largo de tubos en el intercambiador líquido-líquido.

La realización de pruebas para la confirmación de esta hipótesis excede el alcance de este proyecto, se plantean como una posible opción de mejora. Debido a lo explicado, se decidió sobredimensionar el equipo y no tener en cuenta la utilización de aletas.

6.7.3. Tanque pulmón de termostatizado

En un principio se diseñó el tanque pulmón de termostatizado con un sistema de agitación mecánica para evitar la sedimentación de partículas, esto fue descartado debido a las complicaciones traídas por el empleo de este tipo de agitador a presiones superiores a la atmosférica (pérdidas de presión y fluidos por filtraciones a través de los sellos y su elevado costo).

7. ESTIMACIÓN DE COSTO DE INVERSIÓN EN MATERIALES Y EQUIPOS

Posteriormente a la etapa de diseño de cada una de las operaciones del proceso productivo para la extracción de compuestos fenólicos a partir de alperujo, se realiza una estimación económica de inversión inicial en materiales y equipamiento.

En este análisis se tiene en cuenta los materiales primordiales o críticos de cada operación (acero, tanques, tubos de acero inoxidable, conexiones, etc.) y no se toma en cuenta materiales complementarios debido a que el diseño que se llevó adelante en este proyecto no contempla el cálculo detallado de, por ejemplo, la cantidad de tornillos, tuercas, arandelas, etc.

Los sensores incluidos en la estimación económica (sensores de temperatura y presión) se proponen como un posible sistema de alarma asociado a las mediciones de proceso, que sea capaz de alertar a los operarios en el caso que algún valor de presión o temperatura escape de los rangos prefijados, para que estos tomen las medidas necesarias. Sería conveniente, como se mencionó anteriormente, la inclusión de válvulas de purga que permitan la descarga y consiguiente descompresión del sistema, para que actúe si el aumento de presión o temperatura en alguna de las etapas vuelve peligrosa la operación.

Para las conexiones entre los distintos equipos, por ejemplo tubería entre intercambiador líquido-gas y tanque pulmón, se supusieron largos de 1 m. Esto se supuso tanto para el cálculo del costo como para las pérdidas de carga; se dejó establecido este valor en el programa en el cual se realizaron los cálculos, y en el caso de llevar a cabo la fabricación en el programa se puede fijar el valor real que dependerá de la disposición que adopte el sistema y automáticamente se arroja los valores corregidos. Para los materiales de las cañerías se tienen en cuenta dos opciones, para los tramos en los que el fluido circula a temperatura ambiente se utiliza cañerías de polipropileno (PP), lo que reduce el costo comparado a las cañerías de acero inoxidable utilizadas en el resto del sistema.

La mano de obra operativa es la misma que se emplea para otro proyecto dentro de la planta piloto de la cooperativa, por lo que en este proyecto ese costo no es tenido en cuenta.

En la tabla 40 se resumen los principales materiales y el precio por separado de cada uno de ellos para finalmente obtener una estimación de la inversión inicial en materiales que se necesita para llevar a cabo este proceso.

	Precio \$	Metros totales / cantidad	\$ total
Tubería 3/8" acero inoxidable	225 \$/m tubería	88,2	19.845
Tubería 3/8" polipropileno	22,33 \$/m tubería	3	67
Tubería 1" acero inoxidable	500 \$/m tubería	44	22.037
Válvula de compuerta acero inoxidable	1.900	2	3.800
Codos vuelta en retorno 3/8" acero inoxidable	200	13	2.600
Codos estándar 3/8" 90° acero inoxidable	115	9	1.035
Codos estándar 3/8" 90° polipropileno	13	2	26
Conexión tipo T 3/8" acero inoxidable	500	2	1.000
Plancha para fabricación de tanque pulmón –	12.000	1	12.000

acero inoxidable 3 mm de espesor (1,25x2,5 m)			
Bomba 1	12.000	1	12.000
Bomba 2	5.400	1	5.400
Sensor de temperatura Rtd Pt100	1.500	1	1.500
Sensor de presión hidráulica	1.573	5	7.865
Agitador (motor, eje y rodete)	10.000	1	10.000
Tanque de acondicionamiento PEAD (capacidad 2000 L)	13.500	1	13.500
Tanque de PT PEAD (capacidad 5500 L)	40.000	1	40.000
Plancha de lana de vidrio (espesor: 50 mm; 6,7 m²)	910	1	910
Ventilador extractor de gases del horno	20.000	1	20.000
Total	-	-	173.585

Tabla 40 - Estimación de inversión.

Teniendo en cuenta las condiciones volátiles de la economía actual en nuestro país, se realiza a continuación una estimación del costo en dólares para los materiales considerados en la tabla, de manera tal que el resultado no se vea afectado en gran medida por posibles devaluaciones o cuestiones inflacionarias. Se toma como referencia el Banco Nación Argentina, donde al día de la fecha (04/07/2019) la cotización vendedor es 1 Dólar U.S.A. = \$ 42,8.

Estimación total= \$173.585 = 4.056 Dólar U.S.A.

8. CONCLUSIONES

A partir de los análisis realizados y los resultados obtenidos durante todo el trabajo, y teniendo en cuenta los objetivos iniciales planteados al iniciar este proyecto integrador, es posible concluir que:

- Fue posible definir las distintas etapas involucradas en el proceso para la extracción de compuestos polifenólicos, adaptando las mismas a las necesidades y limitaciones de la planta de la Cooperativa. Se tuvieron en cuenta las condiciones iniciales de la alimentación y sus características, las condiciones requeridas por el proceso, entre otras.
- En función de las etapas definidas para el proceso, se diseñaron los equipos asociados a las mismas. La premisa del diseño fue lograr una sinergia entre este proceso y los demás existentes en la planta. El sistema propuesto funciona en línea con la producción de aceite de oliva, aprovechando en continuo el alperujo generado. Por otro lado, se recupera energía de la corriente de alperujo tratada para precalentar la alimentación y también se utilizan los gases de combustión que provienen del horno de carbón activado. Esto da como resultado un proceso global más eficiente y con menores costos de operación y ambientales. Los resultados correspondientes al diseño de cada equipo se pueden encontrar al final de sus respectivas secciones.

En el camino para lograr el diseño que mejor se ajuste a las necesidades de la planta piloto, se analizaron diversas alternativas. Las mismas fueron descartadas debido a que no cumplen con los requisitos iniciales establecidos. Sin embargo, pueden ser opciones a tener en cuenta en caso que las condiciones de la planta cambien en un futuro.

- Una de las alternativas analizadas fue la utilización de aletas para mejorar el intercambio calórico entre las corrientes líquidas y gas, el resultado de esta fue positivo, arrojando un valor menor de largo necesario de tubo del serpentín. No obstante, sería necesario realizar un análisis más detallado y ensayos sobre el nivel de ensuciamiento ocasionado por los gases de combustión, lo que disminuiría considerablemente el área real de transferencia.

- Se realizó una estimación general de costos de materiales y equipos necesarios para el sistema, en esta no se tuvo en cuenta el costo de mano operativo, ya que, como se explicó anteriormente, este estará asociado a otros proyectos que se llevaran a cabo en la planta piloto de la Cooperativa. Además, se debe tener en cuenta que, debido a la poca previsibilidad de la paridad cambiaria de nuestra moneda, es probable que la estimación realizada, aún llevada a una moneda relativamente estable, pierda validez con el correr de los meses. Por último, no se tuvo en cuenta la posibilidad de que la planta cuente con alguno de los materiales o equipos, como pueden ser tanques o bombas, lo que haría menor el costo final de inversión.

9. PERSPECTIVAS FUTURAS

En el presente trabajo se desarrolló el diseño y cálculo de un proceso que tiene como salida dos productos, una pasta con alto contenido de materia orgánica y nutrientes y una solución con alto contenido de compuestos fenólicos. A partir de esto pueden abrirse nuevas líneas de trabajo que permitan llevar el proyecto hasta la obtención de un producto comercial. La materialización de estos proyectos dependerá de su análisis global de factibilidad.

Utilización de alperujo

Por sus características inherentes, se han realizado estudios sobre las posibles aplicaciones de alperujo, entre ellas como remediador de suelos, alimento para animales, producción de biogás, entre otras. Posibles líneas de trabajo pueden partir desde la pasta de alperujo con menor concentración de compuestos fenólicos que se obtuvo a través del tratamiento hidrotérmico, determinando la viabilidad de emplear esta corriente en alguna de estas alternativas, sumando el diseño del proceso requerido.

Utilización del extracto rico en compuestos fenólicos

De la misma manera que para el alperujo, el extracto rico en compuesto fenólico puede abrir nuevas líneas de investigación tendientes a desarrollar procesos capaces de transformar este extracto en un producto como los mencionados en el punto 4.3.7 “Aplicaciones comerciales para compuestos fenólicos”.

El trabajo desarrollado en este PI, acoplado al desarrollo de alguna de estas líneas de trabajo contribuiría a una producción agroindustrial más limpia y sustentable debido a que aportaría al manejo integral del alperujo, beneficiaría la rentabilidad de la planta extractora de aceite durante todo el año, permitiría diversificar la producción de la planta piloto ingresando al mercado con nuevos productos, y favorecería a la implementación de la producción orgánica incrementando el valor agregado. Estos resultados impactarían de manera

directa en la Cooperativa Olivícola Los 12 Olivos y podrían ser transferibles al sector olivícola en general.

10. BIBLIOGRAFÍA

- Albuquerque, J., Gonzales, J., García, D., & Cegarra, D. (2004). *Agrochemical characterisation of "alperujo", a solid by-product of two-phase centrifugation method for olive oil extraction*. Bioresource Technology.
- Bombas Hasa. (s.f.). Obtenido de www.bombashasa.com/imag/cat-tarifa/catalogo.pdf
- Bravo, L. (1998). *Polyphenols: Chemistry, Dietary Sources, Metabolism, and Nutritional Significance*. Nutrition Reviews.
- Brenes, M., & Castro, A. (2003). *España Patente n° ES2186467*.
- Calero, J., Martínez, L., & García-Granados, A. (1994). *España Patente n° ES2051238*.
- Canet, R., & Albiach, M. (2008). *Aplicaciones del compost en Agricultura Ecológica*. Mundi-Prensa.
- Cao, E. (2004). *Transferencia de calor en ingeniería de procesos. Primer edición*.
- Cátedra de Operaciones Unitarias II. (s.f.). Compendio de tablas, apéndices y gráficos. Parte 2.
- Céliz, F., & Forneris, I. (2018). *Diseño de una planta de generación de carbón activado obtenido a partir de carozos de aceitunas mediante activación térmica*.
- Código Alimentario Argentino. (12 de 2018). *Argentina.gob.ar*. Obtenido de https://www.argentina.gob.ar/sites/default/files/anmat-capitulo_vii_grasosactualiz_2018-12.pdf
- Crea, R. (2002). *Patente n° WO0218310*.
- Cuomo, J., & Rabovskiy, A. (1999). *Patente n° WO0145514*.
- EDESUR. (Enero de 2019). *EDESUR*. Recuperado el Enero de 2019, de <https://www.edesur.com.ar/tarifas-cuadro-tarifario/>
- Fabiani, A., Martínez, C., & Carlazara, G. (2002). *Cultivo de arándano (Vaccinium sp) en la zona del Río Uruguay*.
- Fernández-Bolaños, J., Rodríguez, G., Rodríguez, R., Guillén, R., & Jiménez, A. (2006). *Extraction of interesting organic compounds from olive oil waste*.
- Gómez, L. P. (2018). *Aprovechamiento de los residuos derivados de la industrialización aceitera del olivo como fuente de antioxidantes naturales: Obtención, caracterización y potenciales aplicaciones de un extracto rico en compuestos polifenólicos*.

- Herz, M. (2017). Material de estudio - Cátedra Procesos y Organización Industrial. *Objetivos de Procesos y Organización Industrial*.
- I+D, G. (s.f.). *Genosa I+D*. Obtenido de <http://www.genosa.com/index.html>
- Info Alimentación. (6 de Febrero de 2019). *Info Alimentación. Noticias del sector de Industrias de la Alimentación*. Obtenido de <http://www.infoalimentacion.com.ar/2019/02/06/catamarca-sector-olivicola/>
- INTA. (26 de Febrero de 2016). *INTA*. Obtenido de <https://inta.gob.ar/noticias/residuo-generado-por-la-agroindustria-olivicola-en-el-valle-central-de-catamarca>
- Kern, D. (1999). *Procesos de transferencia de Calor*. Mexico: Continental S.A.
- McCabe, W. (2007). Operaciones unitarias en ingeniería química. Séptima edición. McGraw-Hill Interamericana.
- Mills, A. F. (s.f.). *Transferencia de Calor*. McGraw-Hill/Irwin.
- Niounakis, M., & Halvadakis, C. (2004). *Olive-mill waste management: literature review and patent survey*. Dardanos.
- Nogales, R., Elviera, C., Benitez, E., Thompson, R., & Gómez, M. (1999). *Feasibility of vermicomposting dairy biosolids using a modified system to avoid earthworm mortality*. J. Environ. Sci. Health.
- Riachi, S. M. (2015). *Ingeniería de los Procesos Químicos*.
- Roig, A., Cayuela, M., & Sanchez-Monedero. (2006). *An overview on olive mill waste and their valorisation methods*. Elsevier.
- Sadik, K., Hongtan, L., & Anchasa, P. (s.f.). *Heat Exchangers. Selection, Rating, and Thermal Desing. Third edition*. CRC Press.
- Schulz, W. (2012). *Transporte de Energía en estado Estacionario y no Estacionario*. Córdoba.
- Smith, Ness, V., & Abbott. (s.f.). *Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química. Quinta Edición*. McGraw-Hill.
- Thompson, R., & Nogales, R. (1999). *Nitrogen and carbon mineralization in soil of vemicomposted and unprocessed dry olive cake ("orujo seco") produced from two-stage centrifugation for olive oil extraction*. Journal of Enviromental Science and Health.
- Visioli, F., Grande, S., Bogani, P., & Galli, C. (2004). *The role of antioxidants in the Medirearranean diets: focus on cancer*. Eur. J. Cancer Prevetion 13.