

Trabajo Fin de Grado

Grado en Ingeniería Química

Instalación de tratamiento de aguas residuales de almazara

Autor: María del Carmen Gómez Pariente

Tutor: Manuel Jesús Rubio Cobos

**Dep. Ingeniería de la Construcción y Proyectos
de Ingeniería**

Escuela Técnica Superior de Ingeniería

Sevilla, 2016



Trabajo Fin de Grado
Grado en Ingeniería Química

Instalación de tratamiento de aguas residuales de almazara

Autor:

María del Carmen Gómez Pariente

Tutor:

Manuel Jesús Rubio Cobos

Profesor titular

Dep. de Ingeniería de la Construcción y Proyectos de Ingeniería

Escuela Técnica Superior de Ingeniería

Universidad de Sevilla

Sevilla, 2016

Trabajo Fin de Grado: Instalación de tratamiento de aguas residuales de almazara

Autor: María del Carmen Gómez Pariente

Tutor: Manuel Jesús Rubio Cobos

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

Presidente:

Vocales:

Secretario:

Acuerdan otorgarle la calificación de:

Sevilla, 2016

El Secretario del Tribunal

Agradecimientos

Para finalizar con este proyecto y, por tanto, con esta etapa me gustaría agradeceré a una serie de personas que, de una forma u otra han tenido mucho que ver en ambas cosas:

En primer lugar a mi familia, especialmente a mis padres, que son mis dos pilares fundamentales, por ponerme en el camino y ser los primeros en confiar en mí.

A mis compañeros de la Escuela, de la que puedo decir que he encontrado amigos verdaderos, y a quien les debo la mitad de lo conseguido. En especial a Ana Marina por acompañarme durante estos largos años y enseñarme a ver el vaso medio lleno siempre. A Santi, que ha sido mi compañero de camino y que espero lo siga siendo, gracias por tu ayuda sin condiciones y por sacar de mí lo mejor.

También a mis amigos, en especial a Lucía por enseñarme que a veces una sonrisa es la “mejor Medicina”, y a Sara, por su paciencia y simplemente por estar ahí donde siempre.

A los empleados de la Cooperativa de Pedrera (Sevilla) especialmente a Nico, por ponerse a mi servicio y prestarme toda la ayuda posible.

Finalmente, quiero agradecer al responsable de que yo haya podido trabajar sobre este tema: a mi tutor Manuel Rubio, por su infinita paciencia y por toda su ayuda y colaboración a lo largo de estos meses.

Resumen

La mayor producción mundial de aceite de oliva se concentra en los países mediterráneos, siendo España el principal productor, concretamente en la zona de Andalucía. No obstante el proceso de extracción genera consigo una gran cantidad de subproductos, y con ellos residuos: alperujo y alpechines entre otros.

Estos residuos en su mayoría requieren de una gestión determinada con objeto de llevar a cabo una reducción de los mismos en base a la legislación ambiental, o bien una valorización para determinar los daños potenciales que supone para el medio ambiente.

En el presente proyecto se hará un estudio previo sobre este sector llevando a cabo un proyecto de tratamiento de residuos de almazara, para así transformar sus residuos en subproductos que puedan generar beneficios a la vez que se cumple con lo que la ley marca.

Abstract

The world's largest olive oil production is concentrated in the Mediterranean countries, Spain is the main producer, specifically in Andalusia's area. However the extraction process generates a lot of byproducts and waste, for instance: olive pomace and water wastes.

These wastes mostly require a certain management in order to achieve a reduction in accordance with the environmental law, or a valuation to determine the potential damage posed to the environment.

Therefore, a previous study on this sector will be developed in this project implementing a waste treatment project, in order to transform these residues into products that can generate profits while it satisfies legal conditions.

1 ÍNDICE

Agradecimientos	ix
Resumen	x
Abstract	xi
1 Índice	13
Índice de Tablas	17
Índice de Figuras	18
2 Memoria.....	20
2.1. Objeto.....	21
2.2. Alcance	22
2.3. Antecedentes.....	23
2.3.1. Procesos industriales de elaboración de aceite de oliva	23
2.3.1.1. Visión general de la ingeniería del proceso de producción	23
2.3.2. Descripción general y operaciones básicas del proceso de extracción de aceite en almazaras.	24
• Zona de Operación.....	27
• Zona de clasificación	33
2.3.3. Comparación entre los diferentes sistemas de extracción	34
2.3.4. Ventajas e inconvenientes de las tecnologías.....	37
2.3.4.1. Sistema tradicional.....	37
2.3.4.2. Sistema continuo de tres fases	37
2.3.4.3. Sistema continuo de dos fases.....	38
2.4. Normas y referencias	42
2.4.1. Referencias	42
2.5. Requisitos de diseño	45
2.5.1. Presentación del promotor	45
2.5.2. Situación y emplazamiento	45
2.5.3. Capacidad de la planta.....	46
2.6. Análisis de soluciones	47
2.6.1. Secado y extracción de aceite de orujo en extractora	47
2.6.1.1. Descripción del proceso de fabricación de la industria de extracción	47
2.6.2. Incineración y cogeneración eléctrica	55
2.6.3. Compostaje.....	56
2.6.3.1. Pilas o montones dinámicos, windrow.....	56
2.6.3.2. Pilas estáticas aireadas por insuflación, static pile system	56
2.6.3.3. Reactores o contenedores, in-vessel system	56
2.6.4. Gasificación del alperujo.....	57

2.6.5.	Tecnologías de aprovechamiento integral	57
2.7.	Resultados finales	60
2.7.1.	Zona de secado.....	60
2.7.2.	Zona de extracción	60
2.7.2.1.	Equipo de extracción sólido-líquido	61
2.7.2.2.	Desolventizador-Tostador	62
2.7.2.3.	Zona de destilación y recuperación de disolvente	63
2.7.2.4.	Destilación de la miscela.....	64
	Primera etapa de concentración de miscela.....	64
	Segunda etapa de concentración de miscela	64
	Tercera etapa de destilación	64
2.7.2.5.	Recuperación de solvente	65
3	Anexo	1
3.1.	Zona de secado de alpeorujo	66
3.1.1.	Datos de partida	66
3.1.2.	Cálculos	66
3.1.2.1.	Balance de materia en el secador.....	66
3.1.2.2.	Balance de energía en el secador	67
3.1.2.3.	Diseño del secador.....	68
3.1.3.	Procedimiento de cálculo	70
3.1.4.	Resultados obtenidos para el proceso de diseño	71
3.2.	Zona de extracción del orujillo	72
3.2.1.	Datos de partida	72
3.2.2.	Diseño del equipo de extracción.....	72
3.2.2.1.	Balance de materia en el equipo de extracción.....	72
3.2.2.2.	Procedimiento de cálculo	73
3.2.2.3.	Resultados obtenidos para el proceso de diseño	73
3.3.	Zona de desolventización.....	76
3.3.1.	Datos de partida	76
3.3.2.	Cálculos para el diseño del desolventizador-tostador.....	76
3.3.2.1.	Balance de materia en el equipo de extracción.....	76
3.3.2.2.	Balance de energía.....	78
3.3.3.	Resultados obtenidos para el proceso de diseño	78
3.4.	Zona de destilación	79
3.4.1.	Datos de partida	79
3.4.2.	Cálculo para el diseño de equipos de destilación	80
3.4.2.1.	Posibilidades de diseño tenidas en cuenta	80
3.4.2.2.	Selección del modelo termodinámico.....	80
3.4.2.3.	Diagrama de flujo y corriente de entrada	81
3.4.2.4.	Selección de tanque flash	82
3.4.3.	Resultados de la simulación	82
3.4.3.1.	Dimensiones del tanque flash	83
3.4.4.	Resultados obtenidos para el proceso de diseño	84
3.5.	Recuperación de solvente	86
3.5.1.	Datos de partida	86
3.5.2.	Cálculos para el diseño de los equipos	86
3.5.2.1.	Ecuaciones de diseño.....	86
3.5.3.	Resultados obtenidos para el proceso de diseño	91

3.6. Caldera de vapor	92
3.6.1. Características principales	92
3.6.2. Dimensiones y datos técnicos	93
3.6.3. Datos de partida	94
3.6.4. Cálculos para el diseño de la caldera de vapor	94
3.6.4.1. Balance de materia en la caldera	95
a. Reacciones ocurridas en la combustión	95
b. Cantidad de aire teórico y real	95
c. Balance de gases a la salida	95
3.6.4.2. Balance de energía	96
3.6.5. Resultados obtenidos para el proceso de diseño	96
3.6.6. Intercambiador de calor gases de combustión-aire	98
3.6.6.1. Localización de los fluidos	98
3.6.6.2. Datos de partida	99
3.6.6.3. Ecuaciones de diseño	99
3.6.6.4. Dimensionamiento de los tubos	101
3.6.6.5. Diseño del intercambiador en Aspen Plus	102
3.6.6.6. Resultados obtenidos para el proceso de diseño	104
3.7. Desempolvado de gases	106
3.7.1. Separador ciclónico a la salida de desolventización	106
3.7.1.1. Datos de partida	106
3.7.2. Diseño del equipo ciclónico	107
3.7.2.1. Procedimiento de cálculo	109
3.7.3. Separador ciclónico a la salida de secado	110
3.7.3.1. Datos de partida	110
3.7.3.2. Procedimiento de cálculo	111
3.7.4. Equipo ciclónico salida caldera de vapor	113
3.7.4.1. Datos de partida	113
3.7.4.2. Procedimiento de cálculo	113
3.8. Depósitos de almacenamiento	114
3.8.1. Tolva de recepción de alpeorujo húmedo	114
3.8.1.1. Datos de partida	114
3.8.1.2. Dimensionamiento del equipo	114
3.8.2. Tolva de almacenamiento de hueso de aceituna	114
3.8.2.1. Datos de partida	114
3.8.2.2. Cálculos para diseño	115
3.8.2.3. Resultados obtenidos	115
3.8.3. Tolva de almacenamiento de orujillo seco	115
3.8.3.1. Datos de partida	115
3.8.3.2. Cálculos realizados	115
3.8.4. Depósito de almacenamiento de hexano	115
3.8.4.1. Datos de partida	115
3.8.4.2. Cálculos realizados	116
3.8.4.3. Resultados obtenidos	116
3.8.5. Depósito de almacenamiento de miscela	116
3.8.5.1. Datos de partida	116
3.8.5.2. Resultados obtenidos	116
3.8.6. Depósito de almacenamiento de aceite de orujo crudo	116
3.8.6.1. Datos de partida	116
3.8.6.2. Cálculos realizados	117
3.8.6.3. Resultados obtenidos	117

3.9. Códigos EES	118
3.9.1. Caldera de vapor	118
4 Pliego de Condiciones	121
4.1. Organización de la planta	122
4.1.1. Espacio dedicado a cada zona	122
4.1.1.1. Tolva de recogida de alpeorujo	122
4.1.1.2. Tolva de recogida de hueso	122
4.1.1.3. Secador rotatorio	123
4.1.1.4. Equipo ciclónico	123
4.1.1.5. Equipo de extracción	123
4.1.1.6. Desolventizador tostador	123
4.1.1.7. Equipo ciclónico	123
4.1.1.8. Tolva de recogida de orujillo	124
4.1.1.9. Tanque de miscela	124
4.1.1.10. Tanque de hexano	124
4.1.1.11. Tanque flash 1	124
4.1.1.12. Tanque flash 2	124
4.1.1.13. Condensador	125
4.1.1.14. Decantador	125
4.1.1.15. Tanque de almacenamiento de aceite crudo	125
4.1.1.16. Caldera de vapor	125
4.1.1.17. Equipo ciclónico	125
4.1.1.18. Intercambiador de calor	126
4.1.2. Resumen de la superficie requerida por los equipos	126
4.1.3. Distribución final de la planta de tratamiento	126
4.2. Lista de equipos	129
5 Planos	131
6 Presupuesto	143
6.1. Estimación del presupuesto general	144
7. Evaluación de emisiones	149
7.1. Clasificación de emisiones canalizadas	150
7.1.1. Foco PG1	150
7.1.2. Foco PG2	150
7.1.3. Foco PG3	150

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Tecnificación de las almazaras por sistemas de extracción en España [13]	39
Tabla 2. Almazaras en uso en los países del Mediterráneo y las diferentes tecnologías [14]	40
Tabla 3. Composición en peso de aceituna [13]	41
Tabla 4. Datos conocidos para el diseño	66
Tabla 5. Resultados obtenidos	71
Tabla 6. Datos conocidos de entrada al extractor	72
Tabla 7. Balance de materia para 2 etapas ideales	74
Tabla 8. Datos conocidos de entrada al desolventizador	76
Tabla 9. Resultados del diseño del desolventizador-tostador	78
Tabla 10. Composición Aceite de Orujo de Oliva Crudo	79
Tabla 11. Datos conocidos de entrada al tanque flash	80
Tabla 12. Valores de Kv recomendados versus rango de presión	84
Tabla 13. Valores de ratio L/D recomendado versus rango de presión	84
Tabla 14. Resultados de diseño del tanque Flash 1	84
Tabla 15. Resultados de diseño tanque flash 2	85
Tabla 16. Datos conocidos del condensador a la entrada	86
Tabla 17. Resultados de diseño del intercambiador de carcasa y tubo	91
Tabla 18. Resultados obtenidos para equipo de decantación	91
Tabla 19. Datos conocidos de entrada a la caldera	94
Tabla 20. Resultados para el diseño de la caldera	96
Tabla 21. Datos conocidos de entrada a la caldera	99
Tabla 22. Resultados de diseño del intercambiador de carcasa y tubo	104
Tabla 23. Datos conocidos de entrada al equipo de separación gas-sólido	107
Tabla 24. Datos iniciales	109
Tabla 25. Iteraciones para el diseño del ciclón	112

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Agroindustrias del sector olivarero [1]	24
Figura 2. Visión general de distintas áreas de una almazara	25
Figura 3. Detalle línea de lavado de aceituna [3]	26
Figura 4. Empiedro [2]	27
Figura 5. Molino de rodillos [5]	28
Figura 6. Detalle interior batidora [5]	29
Figura 7. Capachos de esparto [1]	30
Figura 8. Separación de las fases en la centrifugadora [9]	32
Figura 9. Esquema decanter tres fases [9]	32
Figura 10. Detalle interior de centrífuga horizontal de dos fases	33
Figura 11. Comparación de los distintos sistemas de extracción	36
Figura 12. Esquema estructural de la aceituna [13]	40
Figura 13. Obtención de aceite de orujo crudo por método químico	48
Figura 14. Gráficas experimentales típicas en el proceso de secado[25]	49
Figura 15. Modelos de flujo de partículas sólidas en secadores industriales	50
Figura 16. Esquema secador rotatorio tromel	51
Figura 17. Configuraciones de las diferentes aspas	52
Figura 18. Esquema de secador rotativo tipo tromel	52
Figura 19. Secadero neumático	53
Figura 20. Secadero en lecho fluido o móvil	54
Figura 21. Diagrama de proceso para industrialización de alpechines	58
Figura 22. Ciclo energético integral del sector oleícola [31]	59
Figura 23. Diagrama de bloques de proceso de extracción de aceite de orujo de oliva crudo	60
Figura 24. Extractor horizontal, tipo de Smet	61
Figura 25. Desolventizador Tostador	62
Figura 26. D-T configuración de bandejas	63
Figura 27. Tanque de destilación Flash	65
Figura 28. Balance de materia y energía en el secador rotativo	67
Figura 29. Efecto de la temperatura en la curva de secado de alpeorujo húmedo	69
Figura 30. Disposición de flujos en el equipo de extracción	72
Figura 31. Perfil de temperatura y desolventización del D-T	76
Figura 32. Configuración del D-T	77

Figura 33. Balance de entradas y salidas en la etapa j del D-T	77
Figura 34. Árboles de decisión	81
Figura 35. Pantalla Diagrama de Flujo Aspen Plus	81
Figura 36. Especificación de alimentación al primer tanque flash	82
Figura 37. Tabla de resultados de corrientes en la sección de separación hexano-aceite	83
Figura 38. Factor de corrección DTLM para intercambiadores 2-4	87
Figura 39. Coeficientes típicos en transferencia global de calor en intercambiadores tubulares	87
Figura 40. Especificaciones de tubos para acero comercial según norma ANSI	88
Figura 14. Configuraciones comerciales carcasa y tubo. Tubos ¾ pulg.	88
Figura 42. Flowsheet del sistema de extracción L-L y recuperación de solvente	89
Figura 43. Pantalla Input Aspen Plus	89
Figura 44. Pantalla “Results”: Resumen de resultados	90
Figura 45. Pantalla “Results”: Detalles del intercambiador	90
Figura 46. Pantalla “Results”: Compresor isentrópico	91
Figura 47. Caldera de vapor “Bi Comb SGM”	92
Figura 48. Datos dimensionales y técnicos de la caldera (Fuente: Catálogo Ferroli, 2015)	93
Figura 49. Criterios generales de selección de fluido por tubos o por carcasa	98
Figura 50. Factor de corrección DTLM para intercambiadores 2-4	100
Figura 51. Coeficientes típicos en transferencia global de calor en intercambiadores tubulares	100
Figura 52. Especificaciones de tubos para acero comercial según norma ANSI	101
Figura 53. Configuraciones comerciales carcasa y tubo. Tubos ¾ pulg.	101
Figura 54. Flowsheet del intercambiador	102
Figura 55. Pantalla Input Aspen Plus	102
Figura 56. Pantalla especificaciones de equipo	103
Figura 57. Pantalla “Results”: Resumen de resultados	103
Figura 58. Pantalla “Results”: Detalles del intercambiador	104
Figura 59. Fracción en peso acumulada de biocombustibles	106
Figura 60. Densidades aparentes de las muestras de biocombustibles	107
Figura 34. Dimensionado del equipo ciclónico	108
Figura 35. Eficacia real de un ciclón estandar	109
Figura 63. Fracción en peso acumulada de biocombustibles	111
Figura 64. Densidades aparentes de las muestras de biocombustibles	111
Figura 65. Dimensiones estándar de tolva de almacenaje de alpeorujo	114
Figura 66. Distancia de seguridad mínima entre equipos de proceso	126

2 MEMORIA

En esta sección se llevará a cabo un análisis y descripción del Proyecto a realizar, detallando el emplazamiento seleccionado para el mismo, adecuado a la normativa legal, y posteriormente mediante un análisis de las soluciones disponibles para finalizar con una justificación de aquellas que se adopten.

2.1. Objeto

El objeto del presente Trabajo Fin de Grado es el de dar una solución alternativa al actual tratamiento de residuos de una almazara. Para ello se ha realizado un estudio previo del proceso productivo del aceite de oliva en la comunidad andaluza, y un análisis de las alternativas que existen actualmente para dar salida a sus residuos, para finalizar justificando la elección de una de ellas, que será la que se plantee en este proyecto.

Con la implantación de una instalación de tratamiento de residuos, la almazara contará con una serie de beneficios, que se enumeran a continuación:

Transformar los residuos que se obtienen en la actualidad en subproductos, los cuales pueden ser reutilizados y, por tanto, devueltos al proceso productivo.

Aprovechar los subproductos obtenidos para poder ofrecer al mercado nuevos productos, los cuales anteriormente suponían gastos para la empresa.

Avanzar un paso más en el ciclo productivo que va desde la llegada del fruto hasta la obtención de aceite de orujo crudo. Ello supondrá un compromiso por parte de la empresa promotora, en lo referido al grave problema medioambiental que tradicionalmente vienen suponiendo los residuos de las industrias olivareras, puesto que al mismo tiempo que logra extraer uno de los aceites de mayor calidad del país se hace responsable directa de sus residuos, y obtiene de ellos el máximo rendimiento.

Crear nuevos puestos de trabajos directos e indirectos, aprovechando el interés general y amplio conocimiento que suscita en la población de la zona este sector.

Aumentar, en definitiva, la rentabilidad del proceso en beneficio de los socios, que son los que aportan anualmente la materia prima que obtienen de sus explotaciones.

2.2. Alcance

El Trabajo Fin de Grado consiste en una planta de tratamiento del residuo líquido de una almazara, es decir, del alpeorujo húmedo que se obtiene de los equipos de centrifugación de la misma. Una vez pasado por las distintas etapas del proceso se obtienen dos productos principales: orujillo extractado y aceite de orujo crudo.

La primera decisión que se ha tomado ha sido la de elegir la zona donde se va a realizar la implantación, en base a factores tales como las condiciones actuales del sector agrícola en la zona o como actualmente se está actuando en relación a la salida de residuos y/o el tratamiento previo que reciben.

El proyecto incluye diagramas de bloque y de flujo del proceso, balances de materia y energía cada zona, planos de implantación y equipos principales, pliego de condiciones, mediciones y presupuesto y, por último, un análisis de los focos principales de emisiones.

Por su parte, dentro de los límites de batería del diseño de la planta se encuentran:

Diseño de los equipos de la zona de secado

Diseño de los equipos principales de la zona de extracción de miscela

Diseño de los equipos principales de la zona de extracción L-L

Queda fuera de los límites de batería del mismo el diseño exhaustivo de equipos auxiliares, así como el de equipos de transporte de la materia prima procedente de la almazara hasta la planta de tratamiento, quedando por tanto a cargo de la propia almazara.

2.3. Antecedentes

A continuación se llevará a cabo una descripción de los principales procesos de obtención de aceite de oliva que actualmente existen y, tras realizar una comparación entre los tres principales, se argumentan los motivos de elección del de dos fases. Por tanto, este apartado resulta fundamental puesto que, como se comprobará en adelante, dependiendo del sistema de extracción seleccionado los residuos obtenidos tendrán unas propiedades muy diferentes y variará, por consiguiente, el tratamiento que habrá que darles a los mismos.

2.3.1. Procesos industriales de elaboración de aceite de oliva

2.3.1.1. Visión general de la ingeniería del proceso de producción

La única materia prima necesaria para el proceso productivo es la aceituna. Esta materia prima, una vez llega a la industria, sufre una serie de transformaciones físicas o mecánicas hasta ser convertida en el producto final. De este modo, dependiendo del producto demandado, el sector olivarero presenta una serie de agroindustrias, que serán definidas a continuación. En la Figura 1 aparece también el esquema correspondiente.

- Almazaras: industrias en las que se extrae el aceite de oliva mediante medios físicos.
- Entamadoras: dedicadas al procesado de aceituna mediante fermentación o salazón para su consumo como aceituna de mesa.
- Extractoras: procesan el orujo graso que se genera como subproducto en almazaras, por medios físicos o químicos, para producir el aceite de orujo de oliva.

Junto con el producto principal se generan una serie de efluentes como restos de hojas y ramas, orujo o alperujo, orujillo, agua residual y huesos de aceituna.

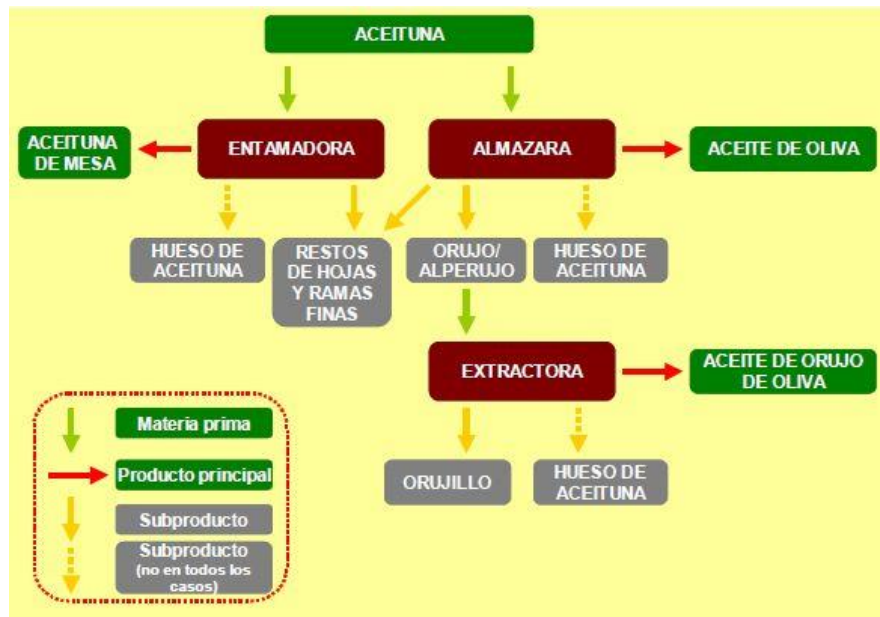


Figura 1. Agroindustrias del sector olivarero [1]

2.3.2. Descripción general y operaciones básicas del proceso de extracción de aceite en almazaras.

Como se ha mencionado anteriormente, existen una serie de etapas previas a la obtención del producto final. En el caso de las almazaras, dichas fases se dividen en las diferentes zonas de la misma, las cuales se describirán con detalle en los siguientes epígrafes.

En la Figura 2 se presenta un esquema general del proceso producción de aceite de oliva donde se desglosan las distintas zonas de la planta.

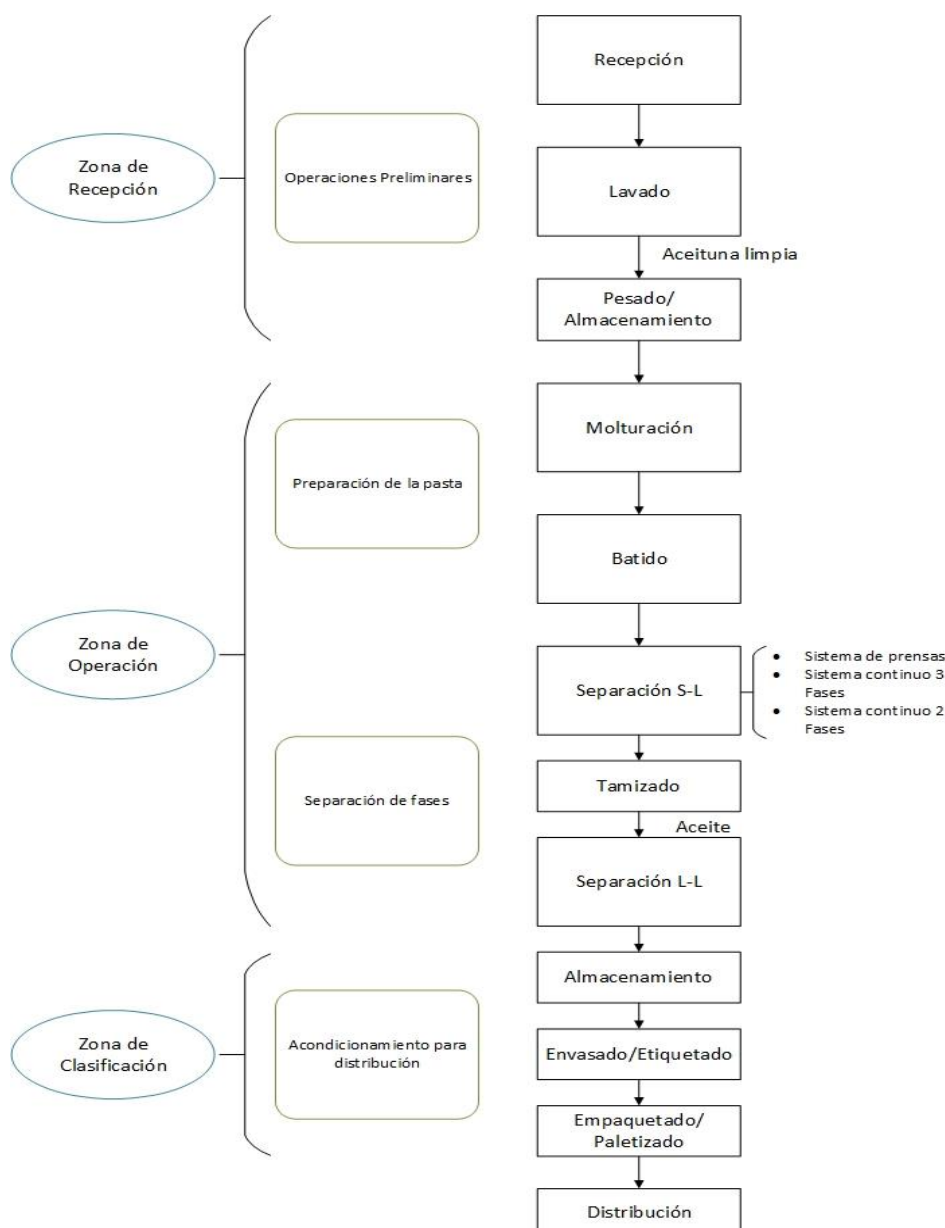


Figura 2. Visión general de distintas áreas de una almazara (Fuente: Elaboración propia)

• Zona de Recepción

Se trata del conjunto de operaciones previas, es decir, la preparación y acondicionamiento de la materia prima para su posterior molienda y extracción. Esta zona es común a todas las almazaras siendo la única diferencia el grado de precisión y automatización para conseguir una mejor calidad del producto.

Como se observa en la Figura 2, estas operaciones son la recepción inicial de olivas tras la recogida, una posterior limpieza de las mismas, una pesada en continuo de la materia lavada y almacenamiento.

➤ Recogida inicial

Las aceitunas son depositadas en tolvas de recepción, situadas en un lugar de fácil acceso para los

vehículos de descarga, donde se producirá un primer rechazo de gran parte de la materia vegetal que acompaña al fruto.

En base a lo anterior, deben garantizarse al menos dos áreas de recepción del fruto:

Una zona para aquellos que puedan proporcionar, en la medida de lo posible, aceites de calidad: aceitunas sanas recogidas directamente del árbol; otra para frutos que puedan producir aceites de baja calidad: aceituna recogida del suelo o gravemente atacada por algún insecto. Esta deberá seguir, por consiguiente, un camino distinto al anterior, para ser procesada aparte, pudiendo ser atrojada.

Desde las tolvas, una serie de cintas transportadoras se encargan de elevarlas hasta la línea de lavado.

➤ Lavado

Una vez son recogidos los distintos tipos de fruto, se procede a un sistema de limpieza y/o lavado de aceituna que, de igual forma que la etapa anterior, difiere según el fruto que se procese.

El sistema de lavado general consiste en una fase previa de limpieza, mediante una corriente de aire, de impurezas como hojas, piedras, tallos o cualquier producto fitosanitario y abono que trae consigo el fruto. Posteriormente una criba vibratoria, conocida también como despalladora, se encarga de retirar el resto de materiales de mayor peso. Para finalizar se pone en contacto con una corriente de agua que lava el fruto y luego se procede al secado (Figura 3).



Figura 3. Detalle línea de lavado de aceituna [3]

La finalidad principal de esta etapa es la eliminación de toda aquella impureza que pueda causar daños a los posteriores equipos de molienda y extracción, así como de las sustancias solubles en agua, que afecten gravemente a la calidad del producto final en cuanto a su grado de acidez y periodo de fermentación. Es por tanto una etapa fundamental del proceso.

➤ Pesado/Almacenamiento

Una vez finaliza el lavado del fruto, se procede a una toma de muestras previa a su pesado. Dicha toma de muestras tiene como objeto la de determinar el contenido graso del fruto, entre otras medidas, para establecer un seguimiento del rendimiento del mismo, que será directamente proporcional al valor económico que posea.

Posteriormente, pasa a través de cintas transportadoras hacia una báscula que opera de forma continua, es decir, las aceitunas van entrando a una tolva hasta que el peso de la misma coincide con el que ha sido programado previamente. Entonces se descarga automáticamente la carga al mismo tiempo que siguen entrando las aceitunas. Será en esta etapa en la que se determine la carga que va a procesar la almazara.

Tras ser pesado el fruto, las cintas transportadoras lo conducen a las tolvas de recepción, donde va siendo almacenado antes de ser alimentado al molino. Este almacenamiento tiene como finalidad la de evitar posibles cuellos de botella durante el proceso, es decir, que llegue mayor cantidad de fruto del que se puede molturar. No obstante, presenta el inconveniente de que no se dispone de mucho tiempo de espera, puesto que un exceso del mismo podría dar lugar al deterioro de la carga. Este tiempo de almacenamiento debe ser como máximo entre 24 y 48 horas.

• Zona de Operación

El fruto ya se encuentra en condiciones adecuadas para ser sometido a procesos físicos de preparación de la pasta y posteriormente, una separación de las fases constituyentes. Esta área se divide, por tanto, en una primera fase de molienda y una segunda de extracción. Es aquí donde realmente difieren los sistemas de elaboración de las almazaras, distinguiéndose el sistema discontinuo o tradicional y los sistemas continuos (de tres fases o dos fases). A continuación se describen de forma generalizada y serán comparados entre sí en epígrafes posteriores.

➤ Molienda

Todos los sistemas actuales previamente mencionados prevén el molido del fruto, ya que con la rotura de las paredes celulares se libera el aceite contenido en las vacuolas. Este aceite se encuentra mezclado en la pulpa que se obtiene del proceso de molienda. Es de gran importancia en la posterior extracción el tamaño de los fragmentos de dicha pulpa, tanto a nivel de rendimiento de la instalación como en lo referido a la calidad del producto (características organolépticas y físico-químicas). De este modo, partículas de excesivas dimensiones interfieren de forma negativa en rendimiento así como en la correcta extracción de compuestos fenólicos y pigmentos clorofilicos. No obstante, fragmentos demasiado pequeños disminuyen también el rendimiento, puesto que debido al fenómeno de formación de coloides se generan emulsiones agua/aceite que dificultan las fases de extracción. En definitiva, puede afirmarse que una molienda se considera correcta cuando los fragmentos formados de la parte sólida (hueso) tienen tamaños comprendidos entre 2-3 mm.

A continuación se describen los sistemas de molienda más comunes.

➤ Molino de piedra, o “empiedro”

Sistema formado por un recipiente con base de granito y bordes de acero, en cuyo interior se encuentran unas ruedas cilíndricas o bien troncocónicas. Las ruedas varían en número, de dos a cuatro, y también en peso, entre dos y cuatro toneladas. Se disponen perpendicularmente a la base del molino cubriéndola completamente.

Este tipo de molino se utiliza principalmente en sistemas tradicionales de prensa. No obstante, existen almazaras modernas (proceso en continuo) que lo mantienen aunque siempre supeditado a un molino de martillos o similar.

La Figura 2 representa un sistema de molienda tradicional que puede visitarse en el Museo de la Cultura del Olivo, en Jaén.

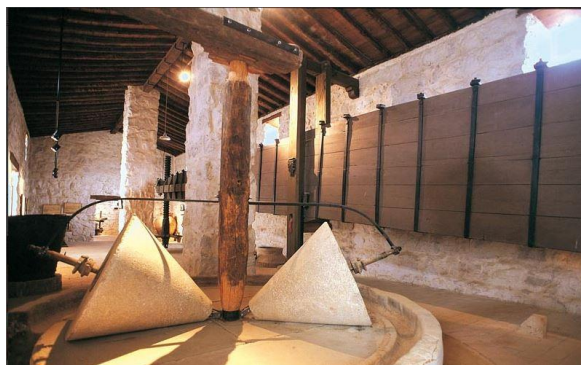


Figura 4. Empiedro [2]

➤ Molino continuo, con rodillos de piedra

Está formado por dos rodillos troncocónicos o cilíndricos de piedra que rotan en sentido inverso pudiendo estar seguidos de molinos de martillo o similar, como se observa en la Figura 5. Los diámetros de los rodillos son variables (152-305 mm), así como la longitud de los mismos (102-1067 mm). La separación entre rodillos es también ajustable dependiendo de si se requiere un producto más fino o más grueso: cuando se colocan muy juntos entre sí se reduce la capacidad, con un consiguiente aumento del consumo de potencia. Es importante que la alimentación al molino se

haga lentamente, para lo cual la velocidad de giro será en torno a 350-600 rpm para alimentación seca; si la alimentación es húmeda, como es el caso de la aceituna la velocidad estará comprendida entre 500-600 rpm. Existe la posibilidad de que algunas unidades de rodillos giren a velocidades superiores a otras, proporcionando una ligera acción de molido mientras el material pasa entre los rodillos.

Las necesidades de potencia variarán de acuerdo a la calidad del producto, grado de finura, contenido de humedad de alimentación, velocidad de alimentación y de operación, y en definitiva de la potencia disponible.



Figura 5. Molino de rodillos [5]

➤ Molino de martillos

Está constituido por una serie de martillos fijos u oscilantes, sobre un disco rotatorio. Tienen una separación entre 2,5-7,5 cm girando a una velocidad comprendida entre 2500-4000 rpm, dependiendo del diámetro de las puntas de los martillos. Una vez molido, el producto permanece en la cámara de molido hasta que es lo suficientemente pequeño como para pasar a través de los orificios de una criba situada debajo, encima o alrededor de los martillos. Por su parte, la velocidad de alimentación al molino se controla con compuertas deslizables. A medida que el producto molido pasa por la criba, una corriente de aire lo impulsa hacia un separador.

La reducción de tamaño en este equipo se debe principalmente a una explosión debido al impacto de los martillos, corte por los bordes de los mismos y la acción de rozadura o frotamiento.

Los modelos más antiguos se caracterizaban por tener una velocidad de giro superior a 2500 rpm, con lo cual aumentaban la temperatura de la pasta unos 14-15°C por encima de la ambiente, favoreciéndose el problema ya comentado de emulsiones, que requieren mayores tiempos de molienda.

➤ Molino de discos dentados

Este molino, también llamado molino de platos, consta de una serie de discos o platos, de diámetros comprendidos entre 0,1-1,5 m aproximadamente, que van siendo frotados entre sí. Pueden colocarse en posición vertical u horizontal, normalmente en la industria agrícola se usan en posición vertical.

Si se usan dos discos, uno de ellos se mueve en torno a un eje mientras el otro queda en posición fija o se mueve en posición contraria. Cuando son tres platos los usados, el central contiene una serie de bordes cortantes a ambos lados y va girando, mientras los otros dos se mantienen estacionarios. Se considera particularmente bueno para molienda gruesa o media en ocasiones, dando lugar a un molido de buena calidad puesto que no produce emulsiones (velocidad de rotación por debajo de 1400 rpm) y tienen capacidad de extraer sustancias fenólicas y compuestos clorofílicos.

➤ Batido

Una vez llevada a cabo la molienda del fruto, se lleva a cabo una operación previa a la etapa de separación de fases: el batido de la pasta. Esta operación tiene como finalidad la de favorecer la extracción de aceite mediante la formación de una fase oleosa continua, siendo de vital importancia sobre todo en los procesos de elaboración más modernos. No obstante, en los sistemas tradicionales esta etapa se considera secundaria, puesto que en la fase previa de molturación la aceituna permanece el tiempo suficiente como para favorecer la unión de las gotas de aceite, mediante un continuo movimiento de la pasta.

En sistemas continuos, las batidoras suelen tener disposición horizontal con varios cuerpos de acero inoxidable. Incorporan un sistema de calefacción usando agua caliente como fluido caloportador, el cual circula a través de una camisa que rodea cada uno de los cuerpos.

En el interior de estos se va produciendo una mezcla continua de la pasta salida de molturación (Figura 6), conllevando a una transformación de los compuestos fenólicos desde la forma más polar (con mayor afinidad por la fase acuosa), en compuestos menos polares, repartiéndose entre la fase acuosa y la oleosa.

Es imprescindible establecer un control de tiempo y temperatura de operación en base a la optimización de la calidad del aceite:

-Tiempo de batido: Se deduce que el rendimiento, porcentaje de aceite extraído del presente en el fruto, aumenta con el incremento de tiempo, disminuyendo también la cantidad de aceite residual en subproductos. No obstante se ha demostrado que para tiempos entre 15-90 min no hay gran variación en la calidad del aceite [6].

-Temperatura: Para la evaluación de su efecto sobre el proceso se han llevado acabo también numerosos estudios, entre los que cabe destacar que a bajas temperaturas (18-20°C) no se obtienen rendimientos satisfactorios. Además, la velocidad de formación de los compuestos aromáticos del aceite aumenta con el calor aportado. Aun así no debe ser excesiva la temperatura de batido, 25-35°C aproximadamente [7].

La duración del proceso debe ser la suficiente para lograr que las fases se agrupen a la temperatura necesaria para la masa, aproximadamente 30-40°C. El objeto de calentar la masa es el de disminuir la viscosidad del aceite facilitando la formación de la fase oleosa y su extracción. Otra variable a controlar sería la necesidad de adicionar coadyuvantes tecnológicos, con la correspondiente autorización vigente.



Figura 6. Detalle interior batidora [5]

➤ Separación y extracción de aceite

La pasta, una vez terminado el proceso de batido, contiene fases diferenciables que será necesario separar. Esta operación difiere en gran medida, en cuanto a equipos utilizados y su funcionamiento,

en los sistemas tradicionales con respecto a los sistemas continuos, y dentro de los continuos también según si la centrifugación es de 3 fases o 2 fases. A continuación se expondrán los distintos procedimientos de separación de fases existentes de acuerdo con dichos sistemas.

SISTEMA TRADICIONAL

Por lo general este tipo de sistema realiza la molienda mediante el molino de piedra o “empiedro”, anteriormente comentado, con un tiempo de operación comprendido entre 15 y 30 min, donde el movimiento de la mezcla favorece la unión de las gotas de aceite, facilitando la posterior etapa de separación, que se describe a continuación:

➤ Prensado o “capachado”

La mecánica de prensado se ha de realizar con una carga limitada de pasta oleosa procedente de molienda, es por ello que se trata de un sistema discontinuo de obtención de aceite.

El proceso de separación se realiza en dos pasos o etapas, una primera de separación de fases líquidas (alpechín y aceite) de la sólida (orujo), y una vez separadas las dos fases principales, se hace una separación de las fases líquidas.

El equipo de separación es una prensa hidráulica, formada por una serie de discos porosos de fibra de esparto originariamente, aunque han ido siendo sustituidos por otros materiales tales como fibra de coco, también llamados “capachos”, apilados unos sobre otros sobre una bandeja metálica provista de un eje central, y troquelada de manera regular.

En la Figura 7 aparece un conjunto de capachos apilados formando un “cargó”.



Figura 7. Capachos de esparto [1]

La pasta oleosa se dispone sobre los discos, cuya función es la de retener la parte sólida de la carga. La pasta va distribuyéndose a través de los discos filtrantes mediante una dosificadora, que puede estar más o menos automatizada. La fase líquida va drenando a través de los orificios de la bandeja metálica, debido a una presión generada de hasta 400 atmósferas, mientras tanto la fase sólida permanece retenida entre los capachos.

A lo largo de este proceso la presión va aumentando de manera gradual durante unos 20 minutos hasta que alcanza un máximo, que se mantiene aproximadamente durante una hora.

Es en esta fase donde se obtiene el líquido de la primera extracción, representando hasta un 60% de la fracción total que se obtiene finalmente.

➤ Decantación

Para separar las dos fracciones recogidas por la bandeja metálica (alpechín y aceite) así como restos sólidos presentes se emplea un depósito de decantación: la diferencia de densidad del mosto oleoso hace que en reposo en dicho recipiente se deposite el agua así como los residuos sólidos, en el fondo del mismo; el aceite permanece en la parte superior. Tras un tiempo de reposo se puede extraer el aceite de la parte superior del recipiente. A pesar de ser este el procedimiento originario de extracción de aceite usado por el sistema tradicional, ha ido siendo sustituido por una centrífuga de

eje vertical, característica de los sistemas continuos.

SISTEMA CONTINUO DE TRES FASES

Este sistema permite la separación de la pasta de aceituna en sus tres fracciones: la fracción oleosa, acuosa y sólida. Al igual que en el anterior sistema, la separación se realizará por medio de dos etapas, en este caso basadas en sistemas continuos, con la ayuda de separadores mecánicos que aprovechan la fuerza centrífuga.

➤ Separación de fases

El elemento mecánico que produce la primera separación y evacuación de los productos resultantes es el “decanter”. Este equipo consiste en un bol o rotor cilíndrico tronco-cónico, en cuyo interior se encuentra un sinfín hueco.

El movimiento de ambos elementos es producido por un mismo motor, no obstante el sinfín gira a un número de vueltas distinto. Ello se consigue gracias a un sistema de poleas y correas.

El sentido de giro de ambos es el mismo, debido a la diferencia de vueltas entre sí, produciéndose un movimiento relativo en los extremos del sinfín, que desplaza a los sólidos en sentido inverso al de avance del paso de hélice. Por otro lado, la fase líquida, es empujada en el mismo sentido del paso de hélice.

La masa de aceituna fluidificada se inyecta en el interior del tornillo sinfín a través de un conducto, el cual puede ser regulado de modo que las fases tengan un mayor o menor recorrido. Una vez en el interior, la fuerza centrífuga es la encargada de separar las fases.

Se define fuerza centrífuga aquella que tiende a separar de su eje de rotación a un cuerpo sometido a un giro, teniendo en cuenta los siguientes aspectos:

- La fuerza centrífuga es directamente proporcional a la masa del elemento a centrifugar.
- A mayor régimen de giro, número de revoluciones por minuto, mayor será la fuerza centrífuga.
- Conforme aumenta el radio del cilindro que gira, crece la fuerza centrífuga generada.

La pasta de aceituna es un cuerpo heterogéneo, lo cual conlleva a que se centrifuguen tres elementos a la vez, que suponen tres densidades distintas. Por tanto se formarán tres coronas circulares, cuyos radios serán proporcionales a las fuerzas centrífugas originadas.

En definitiva, al alimentar la pasta en la centrifugadora horizontal, que gira con unas revoluciones por minuto determinadas y con un radio fijo, se producirán tres fuerzas de distinta intensidad, en función de las distintas densidades.

Como se observa en la Figura 8, La fuerza mayor es la que actúa sobre el orujo (F_{c1}), que es la fase más pesada, siendo la más pegada al tambor. Por el contrario, la fuerza menor será la que actúa sobre el aceite (F_{c3}), fase más ligera, que formará la corona circular de menor radio. La zona intermedia entre las anteriores estará ocupada por el alpechín (F_{c2}).

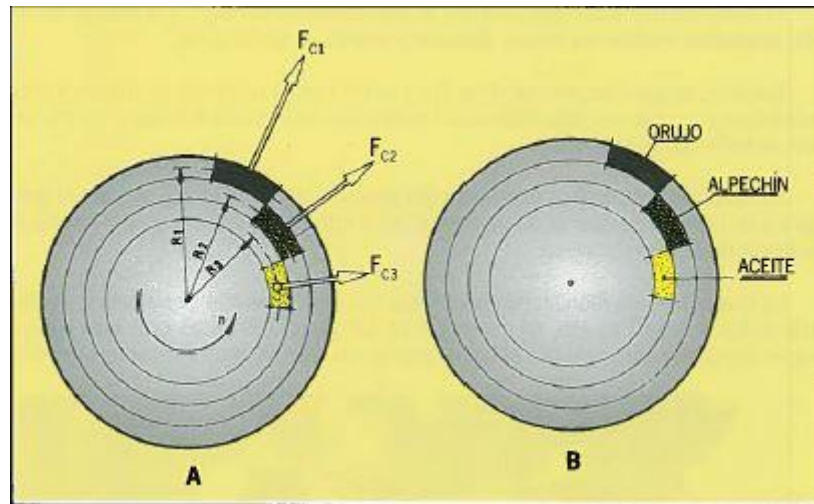


Figura 8. Separación de las fases en la centrifugadora [9]

Por otra parte, se dispondrá de dos salidas de líquidos a alturas fijadas, una para el aceite y otra para el alpechín; otra salida corresponderá al orujo. Esquemáticamente se pueden distinguir dichas salidas en la Figura 9.

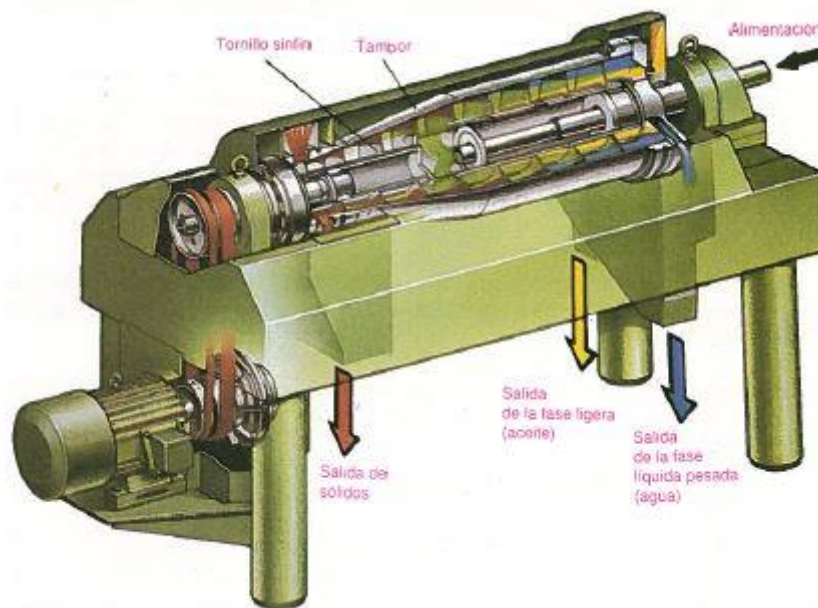


Figura 9. Esquema decanter tres fases [9]

Las centrifugas horizontales suelen girar en torno a 3000-4000 rpm, lo cual no supone velocidades suficientemente altas como para una completa separación de fases. Ello conduce a que dicha separación no sea perfecta.

Con objeto de agotar la fase líquida pesada (alpechín), y purificar la fase líquida ligera (aceite), es necesario someterlos a fuerzas centrífugas mayores. Para ello se utilizarán dos centrifugas verticales, las cuales operarán en paralelo, y cuya diferencia principal con respecto a las horizontales es su eje de rotación, además de que trabajan a 6000-7000 rpm aproximadamente.

SISTEMA CONTINUO DE DOS FASES

El sistema de dos fases, como se verá en epígrafes posteriores, supone en definitiva una modificación del sistema de continuo de tres fases.

➤ Separación sólido-líquido

El procedimiento de separación sólido-líquido se realizará con una centrífuga horizontal, siguiendo el mismo procedimiento que se ha explicado para el sistema de 3 fases. No obstante, la diferencia principal con respecto al anterior, es que no necesitará adición de agua caliente. De este modo en lugar de tres serán dos las coronas circulares que se formen en torno al decánter: una corriente de menor densidad formada por aceite, y otra que contendrá la mayor parte de sólidos así como de agua de constitución, denominada alperujo. Aunque en ocasiones, por analogía con el sistema de tres fases, se le conoce también como orujo de dos fases.

Esta centrífuga horizontal, por tanto, tendrá dos salidas: una para la fase líquida pesada (alperujo), la cual será conducida mediante un tornillo sinfin hacia la zona externa de la almazara, donde será almacenada a la espera de recibir el tratamiento adecuado. La otra salida corresponde con la fase líquida ligera (aceite).

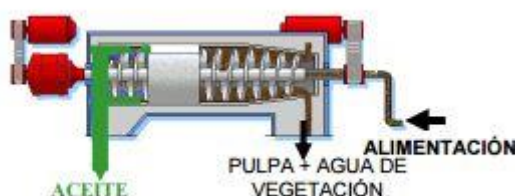


Figura 10. Detalle interior de centrífuga horizontal de dos fases

➤ Tamizado

Este aceite obtenido aun contiene sólidos en suspensión, puesto que, como anteriormente se comentó, el proceso de centrifugación no es perfecto.

Como consecuencia de ello, el aceite pasa directamente a través de un tamiz vibratorio, el cual se encarga de retener entre sus mallas filtrantes las partículas de mayor tamaño que traiga consigo. El objetivo principal es el de evitar la colmatación del equipo de separación y limpieza del aceite, aumentando también el rendimiento del equipo.

➤ Separación líquido-líquido

Una vez efectuado el tamizado, aún quedan impurezas y agua de vegetación en la corriente de aceite, siendo necesaria su limpieza. Cabe destacar que no es de obligado cumplimiento esta fase final en aceites de oliva virgen extra, sí recomendable para asegurar la calidad del mismo, evitando un posible deterioro en posterior almacenamiento.

El equipo encargado de esta purificación es, de igual forma que en sistemas anteriores, la centrífuga de eje vertical. El aceite sucio entra en la centrífuga, junto con una proporción de agua, que facilita la formación en su interior de los dos anillos circulares de diferente densidad. Es de vital importancia el control riguroso de la temperatura del agua añadida, no pudiendo superar los 30°C, de lo contrario podría afectar a las características organolépticas del aceite. De acuerdo con la teoría de la centrifugación, la fase acuosa formará el anillo más externo y el aceite el más pegado al eje de rotación.

• Zona de clasificación

Una vez obtenido el producto principal del proceso, el aceite de oliva, éste debe ser tratado siguiendo un procedimiento cuidadoso para preservar y garantizar las cualidades que lo hacen de gran interés en el mercado. Es por consiguiente esta la finalidad principal de la última zona del proceso, junto

con la de acondicionamiento del producto para una distribución óptima.

➤ Almacenamiento en depósitos

En las bodegas de la almazara se ha de depositar el aceite directamente obtenido de la centrífuga vertical, para ello se dispone de una serie de depósitos de acero inoxidable. Con este almacenamiento se pretende estabilizar el producto, es decir, dejando que cualquier impureza que no se haya logrado eliminar en fases previas de operación se deposite en el fondo de los depósitos.

Conforme se vaya almacenando la corriente de producto, se procederá a la realización de purgas con el fin de eliminar los depósitos del fondo del mismo. También se realizarán trasiegos, es decir, ciclos de ventilación o aireación del aceite. Estos se harán en menor cantidad, puesto que se producen pequeñas pérdidas de aromas.

Se han de seguir las condiciones de almacenamiento estrictamente para mantener la calidad del producto, las cuales son entre otras:

- El tiempo de almacenamiento estará en torno a 45 días, como mínimo
 - La bodega debe mantenerse a una temperatura en torno a 18°C
 - Los depósitos han de cerrarse correctamente evitando el contacto con agua o luz
- Envasado y etiquetado del producto

Una vez extraído el producto y cumplido el plazo de almacenamiento, se procederá al envasado y etiquetado del mismo.

Para ello será necesaria una misma línea, la cual estará automatizada: los envases serán colocados manualmente por un operario en el inicio de la línea de envasado.

Una vez vaya pasando la botella se procederá a su llenado, el cual se realizará desde el depósito de la línea hasta los dosificadores, encargados de inyectar el contenido exacto al envase. Seguidamente se producirá el taponado hermético de las botellas.

Finalmente serán etiquetadas y selladas con el sello de denominación de origen.

El aceite de oliva conserva sus propiedades de forma más óptima en los depósitos de almacenamiento, por lo cual el embotellado se realizará en función de la demanda y del stock requerido por el almacén.

➤ Empaquetado y distribución

La etapa final del proceso no es otra que la de introducir los formatos de envase en las cajas y agruparlas en pallets, los cuales irán adecuadamente embalados.

Finalmente los pallets son transportados al almacén de producto desde donde se producirá la distribución del mismo.

2.3.3. Comparación entre los diferentes sistemas de extracción

A lo largo de la historia el sector olivarero ha sufrido numerosos cambios, en lo referente a la tecnología, muchos de ellos comunes a otros sectores alimenticios, como por ejemplo el del cereal. No obstante, la mayoría de las innovaciones que se han ido sucediendo se han producido en el último siglo.

El sistema más primitivo, consistente en la fase de molienda y la de separación por decantación, se modificó a partir de los años treinta con la aparición de la centrífuga separadora de líquidos, y automatizada en la década de los cincuenta.

No obstante, el punto de inflexión que hizo que cambiara el concepto de estas instalaciones, se dio en los años setenta, con la introducción de un sistema continuo (con uso de nueva maquinaria como molinos y decantadores), el cual sustituyó al tradicional sistema de prensas.

Posteriormente, el sistema de tres fases sufrió una serie de modificaciones, evolucionando al de dos fases, el cual representa prácticamente la totalidad dealmazaras de España hoy en día.

En este apartado se hará un análisis de las diferentes tecnologías presentes en los sistemas, que han sido aplicados a nivel industrial, así como las distintas ventajas e inconvenientes que supone cada uno de ellos.

En la Figura se presenta un diagrama de bloques comparativo de dichos sistemas, cuyas etapas fueron descritas con detalle en el apartado 1.

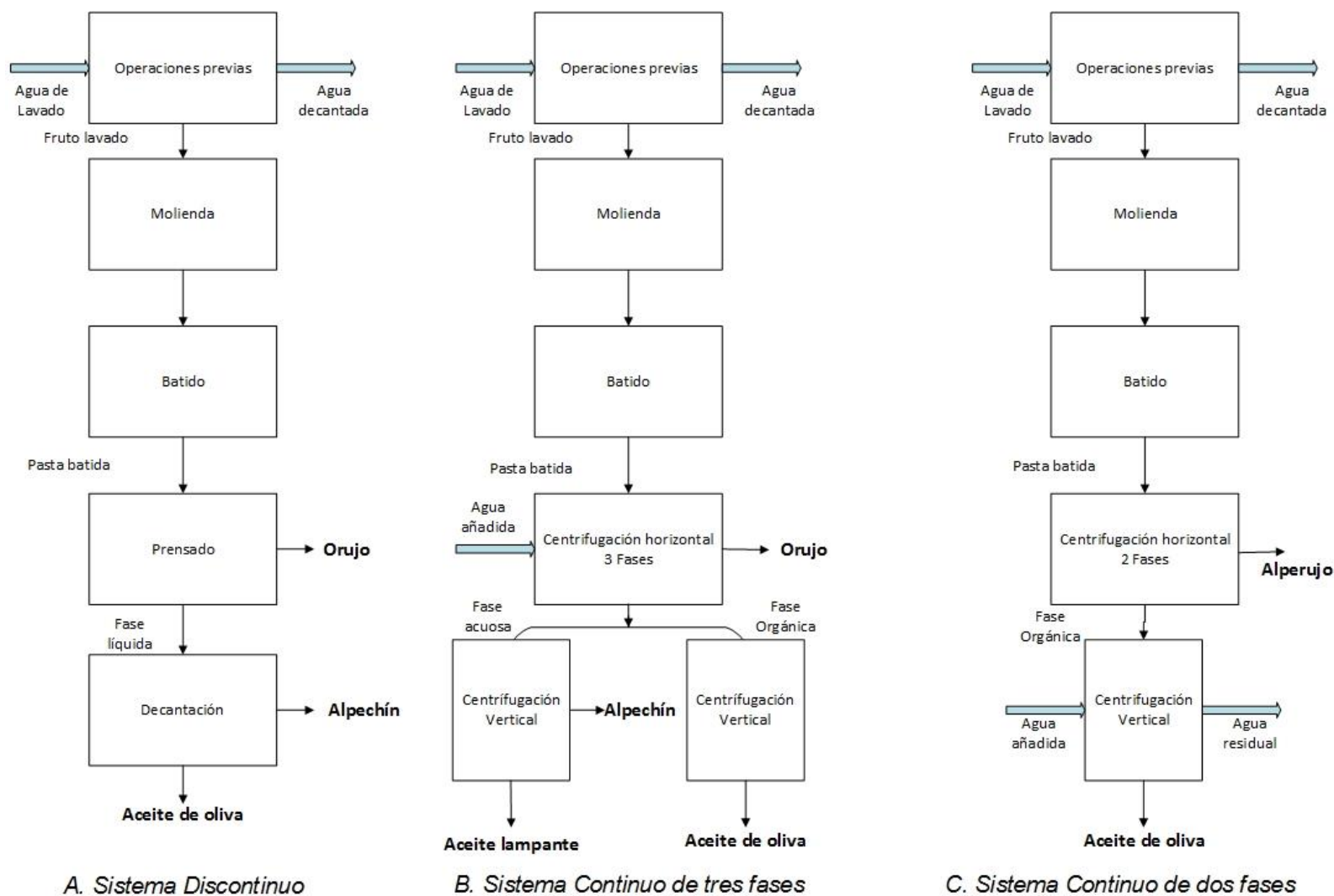


Figura 11. Comparación de los distintos sistemas de extracción (Fuente: Elaboración propia)

2.3.4. Ventajas e inconvenientes de las tecnologías

2.3.4.1. Sistema tradicional

Este sistema a presión, fue el único que se conocía hasta la aparición de los modelos más modernos. El resultado de la etapa de prensado era un “mosto” rico en aceite, cuya calidad se veía afectada por la presión ejercida en la extracción. Ello es debido también a que una saturación de residuos en los tejidos del capacho puede generar efectos negativos en la acidez y propiedades del producto. Por ello cuenta con la desventaja de que se han de limpiar inmediatamente los capachos.

Por otro lado, la eficiencia de la decantación no era muy elevada, motivo principal por el cual se compaginó con una centrífuga vertical, que realizase la separación final del producto.

Concluido el proceso, se obtiene el aceite de oliva, en torno a un 8%, y una gran cantidad de residuo líquido (40-60 L por cada 100 kg de fruto). El subproducto sólido, el orujo retenido en los capachos, supondrá un

2.3.4.2. Sistema continuo de tres fases

La sustitución del sistema a presión, consistió básicamente en la introducción de los “decanter” horizontales, suponiendo una mejora considerable del rendimiento así como una concentración de la producción (en términos de cantidad de aceite producido).

En definitiva, este nuevo método dio lugar a mejoras cualitativas, con respecto al sistema anteriormente expuesto. Estas ventajas se podrían resumir en:

- Una simplificación mecánica, mejorando la tecnología de molienda y extracción.
- La eliminación de los capachos, que suponían un gran impedimento en lo referido a la calidad de producto.
- Elaboración en continuo, en contraposición al sistema discontinuo.
- Una menor necesidad de mano de obra, puesto que se automatizaron algunas etapas del proceso.
- Una menor superficie ocupada para la instalación.

A pesar de las mejoras que supuso, en la centrífuga se seguían separando tres fases: aceite, orujo y alpechín.

El residuo sólido, que contiene la piel, pulpa y hueso, así como una pequeña porción oleosa será un subproducto de la industria.

Por su parte, el residuo líquido o alpechín, el cual es fuertemente contaminante (con una demanda química de 70Kg/ tonelada de aceituna), sigue obteniéndose en grandes cantidades (1 m³ aproximadamente por cada tonelada de aceituna).

Además, otro inconveniente que presenta este sistema es que su consumo de agua es notablemente mayor que el resto de tecnologías.

Como se observa en, el consumo de agua a lo largo del proceso en este caso puede distribuirse de la siguiente forma:

- El agua requerida para el lavado inicial de aceituna, que suele ser aproximadamente la misma en los tres casos.
- En la etapa de molienda, opcionalmente se añade agua caliente para evitar la adhesión de aceituna a la superficie del molino.
- En el batido se hace uso de agua caliente en circuito cerrado.
- En el decanter es donde se utiliza la mayor cantidad de agua del proceso, primeramente en una

etapa previa y luego en la propia centrifugación para mejorar así la centrifugación.

2.3.4.3. Sistema continuo de dos fases

La gran cantidad de efluentes que conlleva un sistema de tres fases, así como un endurecimiento de la legislación en lo referente al tratamiento y vertido de los mismos, potenció la evolución de este sistema a uno de dos fases, también denominado “ecológico”, el cual se introdujo en España en las campañas correspondientes al inicio de la década de los 90.

Este novedoso sistema presenta principalmente la ventaja sobre el anterior, de elaborar el aceite sin necesidad de adicionar agua al decanter; con lo cual se reduce notablemente la cantidad de alpechines. Además, haciendo justicia a su nombre, supone también un mayor ahorro de energía, de agua y sobre todo reduce el impacto ambiental.

Como bien se detalló anteriormente, este sistema modifica el anterior sustituyendo las tres salidas del decanter horizontal por dos únicamente: una para el aceite, y otra que contiene la mayor parte de sólidos y mayoría de agua de constitución. Este efluente se denomina, por consiguiente, alpeorujo u orujo de dos fases.

En este caso, únicamente se hará uso de una centrífuga vertical para la separación del aceite final y el residuo que lleva consigo. Es en esta etapa donde la cantidad de agua será variable, mejorando la eficiencia de separación en tanto en cuanto empeora la calidad del producto.

a. Comparación entre los dos sistemas continuos

El hecho de que en la actualidad, esté implantado el sistema de dos fases en prácticamente el 90% de las industrias de este país, se debe no solamente a las ventajas anteriormente expuestas, sino que han influido también otros factores entre los cuales se han concluido los siguientes:

- Ahorro de agua, al no ser necesaria su adición al decanter.
- Menor inversión que en el de tres fases: menor potencia de la caldera de calefacción y se prescinde de la centrífuga vertical para los alpechines.
- Ahorro energético debido también a lo anterior.
- Producción reducida de alpechín, con menor poder contaminante, de hecho solo se produce el agua de lavado.
- Ligero aumento de la calidad del producto obtenido, en relación con su resistencia a la oxidación y su carácter amargo.
- Capacidad de procesamiento superior al de tres fases, al no ser necesaria la adición de agua en la separación.

No obstante presenta también algunos inconvenientes:

- Manejo y transporte del alpeorujo.
- Mayor producción debido a la humedad incorporada a dicho efluente.
- Mayor contenido en azúcares reductores.
- Adecuación del manejo de máquinas a frutos con diferentes características, puesto que no están regulados con la inyección de agua al decanter.

b. Comparación de las tres tecnologías principales

En la Tabla 1 se pone de manifiesto que el sistema de dos fases actualmente supone más del 85% de las almazaras de todas las provincias citadas, superando en algunos casos como Jaén o Sevilla, el 95%. Con ello puede concluirse que este sistema ha quedado implantado prácticamente en todo el país.

Provincia	S. Tradicional	S. 2 Fases	S. 3 Fases	Mixto
Jaén	0,4%	97%	0,6%	2%
Córdoba	0,5%	95%	1%	3,5%
Granada	6%	90%	1%	3%
Málaga	6%	88%	-	6%
Sevilla	1%	96%	-	3%
C. Real	-	95%	4%	1%
Toledo	-	84%	9%	7%
Badajoz	4%	87%	5%	4%
Albacete	9%	88%	3%	-
Almería	12%	88%	-	-

Tabla 1. Tecnificación de las almazaras por sistemas de extracción en España [13]

Cabe destacar que, a pesar de la fuerte consolidación del método de dos fases en España, no es análogo en ciertos países punteros también en este sector. Muestra de ello es la Tabla 2 donde prácticamente en el resto de los mismos predomina el sistema de tres fases, destacando Italia o Grecia superando las 1000 almazaras, o incluso el sistema tradicional primitivo en Marruecos y Túnez.

País	Tradicional	<200 kg/cm ²	>200 kg/cm ²	3 Fases	2 Fases
España	-	-	63	194	1.743
Italia	-	200	3.000	3.000	750
Grecia	-	-	450	2.000	200
Túnez	-	875	585	340	10
Siria	105	61	440	167	-
Portugal	-	200	820	85	25
Marruecos	10.000	8.000	1.500	15	-
Francia	14	32	102	42	8
Argelia	630	630	915	140	-
Chipre	-	-	-	20	2
Israel	2	4	27	34	-

Tabla 2. Almazaras en uso en los países del Mediterráneo y las diferentes tecnologías [14]

Con objetivo de tener una visión completa de los tres sistemas referidos, se ha llevado a cabo un balance de materia individual de cada procedimiento. La Tabla muestra el resultado comparativo de los mismos, para lo cual se ha tomado como base de cálculo una alimentación de 200.000 t/día de fruto.

En la Figura 12 se representa un esquema de la aceituna, desde el punto de vista estructural de la misma:



Figura 12. Esquema estructural de la aceituna [13]

El epicarpio es el tejido superficial que la envuelve y representa un 2-2,5 % de su peso; la mayor parte del mismo lo ocupa el mesocarpio, es decir, la zona compuesta por la pulpa (70-80 %). Por

último el endocarpio o hueso (17-23 %) que encierra la semilla o fruto (2-5,5 %).

Desde el punto de vista de la elaboración del aceite, en el momento de la recolección la composición del fruto en tanto por ciento en peso es la siguiente:

Agua de vegetación	40-55 %
Aceite	18-32 %
Hueso	14-22 %
Almendra o semilla	1-3 %
Epicarpio y pulpa	8-10%

Tabla 3. Composición en peso de aceituna [13]

Como conclusión general debería añadirse lo siguiente:

- El sistema de prensa es el que presenta un mayor coste de mano de obra, por encima de los demás.
- El aceite obtenido de mayor calidad es el del sistema de dos fases.
- La inversión por tonelada que se procesa es inferior en los sistemas continuos, y dentro de ellos en el de dos fases.
- Aunque se reduce notablemente la cantidad de alpechines obtenidos en el sistema de dos fases, se obtiene un nuevo residuo que presenta inconvenientes en el uso y manejo del mismo.

2.4. Normas y referencias

2.4.1. Referencias

- [1] José Antonio Callejo López, Teresa Parra Heras, Trinidad Manrique Gordillo del Área de Estudios, prospectiva de la Empresa Pública Desarrollo Agrario y Pesquero. Secretaría del medio rural y la producción ecológica. Consejería de Agricultura y Pesca. Junta de Andalucía. *Potencial energético de los subproductos de la industria olivarera en Andalucía*. Agosto de 2010.
- [2] Diputación provincial de Jaén. *Museo de la Cultura del Olivo*. Baeza, Jaén.
- [3] S.C.A Ntra. Sra. Del Carmen (www.cooperativazamoranos.com)
- [4] Fernández Gutiérrez, Alberto Segura Carretero, Antonio. *El aceite de oliva virgen: Tesoro de Andalucía*. Servicio de publicaciones de la fundación Unicaja. Málaga, 2010. ISBN: 978-84-92526-30-7.
- [5] Lorenzo Cerretani, Ana María Gómez Caravaca Alessandra Bendini. *Capítulo 6. Aspectos tecnológicos de la producción del aceite de oliva*.
- [6] Di Giovaccino L., Costantini N., Ferrante M.L., Serraiocco A., *Influence of malaxation time of olive paste on oil extraction yields and chemical and organoleptic characteristics of virgin olive oil obtained by a centrifugal decanter at water saving*. *Grasas y aceites*, 53, 2002, 179-186.
- [7] Gallina Toschi T., Biguzzi B., Cerretani L., Bendini A., Rotondi A., Lercker G., *Effect of crushing time and temperatura of malaxation on the oxidative stability of a monovarietal extra-virgin olive oil, obtained by different industrial processing system*. *Progress in nutrition*, 6, 2004, 132-138.
- [8] Carl W. Hall, Freddy Salas Arango. *Processing equipment for Agricultural Products*. Instituto Interamericano de Ciencias Agrícolas. Lima, 1968.
- [9] Manuel Hermoso Fernández, Jesús González Delgado, Marino Uceda Ojeda, Ángel García-Ortiz Rodríguez, Juan Morales Bernardino, Luisa Fías Ruiz, Ángel Fernández García. Consejería de Agricultura y Pesca. Junta de Andalucía. *Elaboración de aceite de oliva de calidad. Obtención por el sistema de dos fases*. Sevilla, 1996. I.S.B.N: 84-89802-37-8.
- [10] Centro de Actividades Regionales para la Producción Limpia (CAR/PL). Departamento de Medio Ambiente. Generalitat de Catalunya. Ministerio de Medio Ambiente. *Prevención de la contaminación en la producción de aceite de oliva*. Barcelona, noviembre 2000.

- [11]Diego Fernández Orío. Departamento de Agricultura y Alimentación. Facultad de Ciencias y Estudios Agroalimentarios e Informática. Universidad de La Rioja. Proyecto fin de carrera. *Almazara de aceite virgen extra en Alfaro*. Logroño, 2013.
- [12]Luis Gregorio Ramón. Grado en Ingeniería Agroalimentaria y del medio rural. Escuela Politécnica Superior de Huesca. Universidad de Zaragoza. Proyecto fin de carrera. *Construcción de una almazara para la elaboración de aceite de oliva virgen en el municipio de Sena (Huesca)*. Huesca, noviembre 2014.
- [13]Agencia para el aceite de oliva. Ministerio de Agricultura, Pesca y Alimentación.
- [14]Mendoza J.A, Separación de las fases sólida y líquida. *Proceeding of: International Seminar on "Scientific Innovations and their Application in Olive Farming and Olive oil Technology"*. Firenze (Italy), 1999.
- [15]La aceituna y el aceite. Extracción de
- [16]Tortosa, G., Albuquerque, J.A, Ait-Baddi, G., Cegarra, J. *The production of commercial organic amendments and fertilisers by composting 2 of two-phase olive-mill waste ("alperujo")*. Journal of cleaner production 26:48-55.
- [17]Usaquen Alvarado, S. M. Microbiología Industrial. Facultad de ciencias. Pontificia Universidad Javeriana. Trabajo de Grado. *Aprovechamiento y valorización del alpeorujo tratado térmicamente como: fertilizante biológico y fuente de hidroxitirosol*. Granada, 2008.
- [18]Víctor Comas. *Como producir aceite de oliva y aprovechar todo lo que se genera*. Octubre 2012. (www.interempresas.net)
- [19]A. Albarrán, R. Celis, M.C. Hermosín, A. López-Piñeiro y J. Cornejo Instituto de Recursos Naturales y Agrobiología de Sevilla. CSIC. Sevilla Universidad de Extremadura. Badajoz. *Efecto de la adicción de alperujo en la adsorción, lixiviación y biodegradación de Simazina en el suelo*.
- [20]Carbonell, R.; Ordóñez, R.; González, P.; Martínez, G. *La enmienda con alperujo y su efecto como fuente o sumidero de carbono en el suelo, Actas del Simposium Científico-Técnico de EXPOLIVA 2007. Tomo II, pp. 341-352*. ISBN: 978-84-934503-3-5 / 978-84-934503-5-9.
- [21]Inventario para las tecnologías disponibles en España para la lucha contra la desertificación. Ministerio de Medio Ambiente y Medio Rural y Marino. Gobierno de España. *Utilización de alperujo como enmienda para la recuperación de los suelos*.
- [22]Raposo, F. Rincón, B. Borja, R. *Treatment technologies of liquid and solid wastes from two-phase olive oil mills*. Grasas y aceites, Vol. 57, Nº 1, 2006 (Ejemplar dedicado a: Tendencias en el procesado de aceitunas de mesa y aceite de oliva), P. 32-46. ISSN 0017-3495.
- [23]Agencia andaluza de Energía. Consejería de economía, innovación y ciencia. Junta de Andalucía. *La biomasa en Andalucía*. Abril, 2013.

- [24]Béjar Heredia M., *Obtención de aceites de orujo de oliva*. INAK0109. Ed. Cualificación S.L. ISBN: 978-84-16067-28-2.
- [25]Perry, R. H., Green D.H (2008), *Chemical Engineers Handbook*, 8a Ed., Mc Graw Hill, Vol II, 20-20. ISBN: 0-07-142294-3.
- [26]Treybal R.E., (1993), *Operaciones de Transferencia de masa*, 2ª Ed., Mc Graw Hill, Cap. 12.
- [27]Sánchez, M. et al. *Procesos de Elaboración de Alimentos y Bebidas*. Mundi-Prensa, 2003. 504-506.
- [28]McCabe Warren L., Smith Julian C. y Harriot Peter. *Operaciones básicas de Ingeniería Química*, Ed McGraw-Hill. 4ª edición.1991, Cap.24, 834-.
- [29]Torrecilla Velasco, J.A. *Aprovechamiento del alperujo*. 734-737.
- [30]Álvarez de la Puente, J.M. *Estudio sobre las mezclas óptimas de material vegetal para compostaje de alperujos en almazaras ecológicas y caracterización físico química de los compost producidos*. Mayo, 2006.
- [31]Cruz-Peragón F., Palomar J.M, Ortega. A. Escuela Politécnica Superior. Departamento de Ingeniería Mecánica y Minera. Universidad de Jaén. *Ciclo energético integral del sector oleícola en la provincia de Jaén (España)*. Información Tecnológica. Grasas y Aceites, 57 (2). 219-228. Abril-Junio, 2006. ISSN: 0017-3495.
- [32]Almeida R.L. Ravagnani M.A.S.S. Modenes A.N. Soybean oil extraction in belt extractors with miscella recirculation. Chemical Engineering and Processing: Process Intensification. 49 (1996–1005). State University of Maringá, Chemical Engineering Department, Av. Colombo 5790, Maringá – PR 87020-900, Brazil. 2010.
- [1] P.R. Paraiso a, H. Cauneto a, R.J. Zemp b, C.M.G. Andrade a. *Modeling and simulation of the soybean oil meal desolventizing–toasting process*. Journal of Food Engineering 86 (2008) 334–341. Department of Chemical Engineering, State University of Maringa. Department of Chemical Systems Engineering, Faculty of Chemical Engineering, University State of Campinas, Brazil.
- [33]Jiménez Gutiérrez A.; “Diseño de Procesos en Ingeniería Química”; Editorial Reverté; 2003.
- [34]Peters M., Timmerhaus K.D.; “Diseño de Plantas y su Evaluación Económica para Ingenieros Químicos”; Editorial Géminis S.R.L.; 1978.
- [35]Seider W.D., Seader J.D. y Lewin D.R.; “Product & Process Design Principles”; 2da Edición; John Wiley and Sons, Inc.; 2004.
- [36]Página web para consulta de precios de equipos de proceso: www.matche.com

PATENTES CONSULTADAS

- [37]Morales García, I. *Procedimiento y aparato para el secado del orujo de aceituna*. Nº de publicación: ES 2 068 117.

2.5. Requisitos de diseño

2.5.1. Presentación del promotor

La empresa promotora es una de las diecisiete almazaras asociadas a una conocida Sociedad Cooperativa de la Sierra Sur sevillana.

Esta reconocida cooperativa aceitunera se sustenta a partir de más de 5000 olivareros que cultivan alrededor de 52000 hectáreas del olivar, ubicadas principalmente en las provincias de Sevilla y Córdoba, conformando el enclave de la Denominación de Origen Protegida de Estepa.

Por su parte, se ha supuesto una capacidad media de aceituna molturada de 200000 kg/día con una producción media de 2250000 kg/año. Naturalmente, estos valores varían dependiendo de la situación en que se haya desarrollado la campaña.

2.5.2. Situación y emplazamiento

Las instalaciones serán proyectadas en el término municipal de Pedrera, perteneciente a la comarca de la Sierra Sur, y situada a 110 kilómetros de la capital hispalense.

Para la elección de la ubicación de la planta de proceso se han tenido en cuenta una serie de consideraciones básicas:

En primer lugar y condición más importante, se ha considerado que la distancia entre la planta de tratamiento y la almazara debe ser la mínima posible, facilitando así el traslado de materia prima y el biocombustible necesario, al mismo tiempo que se reducen los costes de dicho transporte.

En relación a lo anterior, también pueden ser aprovechadas instalaciones ya existentes de la almazara, así como obtenerse de ella los suministros necesarios.

Por último habrá que tener en cuenta también que las condiciones climáticas de la zona sean las adecuadas para el proceso que va a llevarse a cabo.

Teniendo en cuenta todos los factores se ha decidido situar la planta de tratamiento en la parcela número 148, del Polígono 16 perteneciente al término de “El Cerro”, en el municipio de Pedrera (Sevilla).

La carretera principal que conecta con la carretera de acceso a la zona donde se sitúa la parcela es la carretera regional A-353, con enlace directo a la A-92.

La parcela linda al norte con la propia almazara (Parcela 9000-1); al oeste y al sur con la parcela 27; y al este con la carretera de acceso tanto a la almazara como a las instalaciones.

La superficie total de la parcela son 7262 m².

2.5.3. Capacidad de la planta

La planta dará tratamiento al residuo semisólido que la almazara obtiene, para el cálculo del mismo se ha llevado a cabo un balance de materia tomando como base de cálculo una capacidad aleatoria, protegiendo así los datos reales, atendiendo a Ley Orgánica de Protección de Datos . Finalmente se tratará resultando 6500 kg/h de alpeorujó húmedo a tratar, es decir, aproximadamente 25000 t/año.

2.6. Análisis de soluciones

Como consecuencia de la reducción de efluente líquido (alpechín) en la producción de aceite de oliva, se obtiene este residuo de consistencia semisólida. Ello da lugar a la modificación de las existentes tecnologías de tratamiento y, en todo caso, a la búsqueda de nuevas estrategias de tratamiento y “re-valorización” del subproducto obtenido.

A continuación se hará una descripción de las operaciones a las que puede ser sometido el alpeorujo en España. En base al grado de consolidación de dichas tecnologías se puede decir que las distintas posibilidades son las siguientes:

2.6.1. Secado y extracción de aceite de orujo en extractora

El alpeorujo generado en las almazaras es considerado como un subproducto de las mismas, siendo enviado a las industrias extractoras donde sufre un tratamiento químico por el cual se obtiene aceite de orujo crudo, un residuo seco denominado orujillo y, en ocasiones, el hueso de la aceituna.

Se distinguen tres estados en los que puede encontrarse la materia prima que llega a la extractora procedente de la almazara:

➤ Alperujo u Orujo húmedo

En este caso el residuo semisólido que se obtiene del decanter horizontal de dos fases, es directamente recogido de la tolva de almacenamiento sin recibir ningún tratamiento final, y transportado a la orujera.

➤ Alpeorujo sometido a repaso y/o deshuesado

Cada vez con más frecuencia viene siendo habitual que el residuo reciba una segunda centrifugación, también denominada “repaso”, que consiste en introducirlo de nuevo en el decanter con lo cual se consigue extraer parte del aceite residual que contiene.

Además otra operación frecuente previa al secado es la de la extracción del hueso, que también se puede realizar desde la propia almazara, siendo ella quien lo utiliza, o bien para autoconsumo propio, o bien como subproducto.

➤ Alpeorujo secado en almazara

Cabe la posibilidad de que el alpeorujo sea sometido a secado en la propia almazara, con lo cual se lograrían solventar problemas de transporte a la orujera, puesto que su humedad quedaría reducida al 25-35%. Además el precio percibido por la almazara sería superior a si lo vende en las condiciones normales.

El principal inconveniente a esta alternativa es la fuerte inversión en la instalación de secado.

2.6.1.1. Descripción del proceso de fabricación de la industria de extracción

En la Figura 1 se representa un diagrama de bloques del proceso acometido en una extractora de aceite de orujo, señalando las distintas etapas así como los productos principales que se obtienen.



Figura 13. Obtención de aceite de orujo crudo por método químico

1. Recepción de las materias primas y auxiliares

- Alpeorujo procedente de almazaras
- Disolvente de extracción: hexano u otros disolventes autorizados para uso alimentario.
- Almacenamiento de las materias primas y auxiliares
- Orujos grasos y húmedos:

En hangares, áreas al aire libre o balsas preparados de forma que se evite toda contaminación del medio ambiente por filtración y toda contaminación de dicha materia prima.

- Disolvente

En cisternas aisladas, alejadas de la instalación de secado, preferentemente enterradas, de conformidad con las normas generales de seguridad aplicables a los productos inflamables.

Secado del orujo

Esta etapa tiene como finalidad principal la de detener la fermentación del orujo y que este tenga las condiciones óptimas para facilitar la obtención de un producto de calidad.

Antes de pasar a describir los equipos principalmente utilizados en la industria extractora para llevar a cabo esta etapa se va a tener en cuenta los principios básicos del secado así como una clasificación de etapas y de los distintos tipos existentes.

- Fundamentos del secado de sólidos

El secado es una operación en la cual se separan pequeñas cantidades de agua u otro líquido de un material sólido reduciendo el contenido de líquido residual hasta un valor aceptablemente bajo [26]. El producto final es siempre sólido lo cual diferencia el secado de la evaporación. En esta última, aunque hay eliminación de agua, se parte siempre de un líquido para obtener un concentrado líquido.

El proceso de secado puede realizarse con diversos objetivos en una industria, como son el de favorecer la conservación del producto, reducir su peso o volumen para facilitar empaque y transporte, o para dar un tratamiento final proporcionando diferentes presentaciones para el consumo.

Sin embargo, es posible que el producto sufra alteraciones no deseables durante su secado además de que es una operación que requiere de mucha energía, aumentando el coste del producto una vez

terminado.

Se pueden separar un líquido del sólido de manera mecánica, es decir, haciendo uso de prensas o centrifugas, o bien térmicamente evaporando el componente. Generalmente resulta más económico realizar separaciones mecánicas que térmicas, con lo cual es bastante aconsejable reducir el contenido del líquido lo máximo posible antes de alimentarlo a un secador térmico [26].

- Condiciones generales para el secado

El secado de sólidos incluye dos procesos que ocurren simultáneamente:

- Transferencia de calor para evaporar el líquido.
- Transferencia de materia en forma de líquido o vapor dentro del sólido y como vapor desde la superficie.

Por otro lado existen una serie de variables que se diferencian por ser del propio sólido o externas a él:

- Condiciones externas

Las principales variables externas que comprende cualquier proceso de secado son temperatura, humedad, flujo de aire, estado de subdivisión del sólido, agitación del sólido, etc. Como es lógico no en todas las situaciones aparecerán todos estos parámetros.

- Condiciones internas

La estructura del sólido es determinante para distinguir el mecanismo por el que puede ocurrir la circulación o flujo interno del líquido. El mecanismo puede ser por difusión, en sólidos homogéneos; flujo capilar en sólidos granulados y porosos; flujo por gradiente de concentración y presión; flujo por gravedad u originado por vaporización y condensación.

- Períodos de secado

Una vez secado cualquier sólido experimentalmente, se distinguen una serie de etapas en el proceso. A continuación se describirán dichas fases en función de las gráficas que relacionan la humedad del sólido con el tiempo transcurrido, y la velocidad de secado con el contenido de humedad (en base seca).

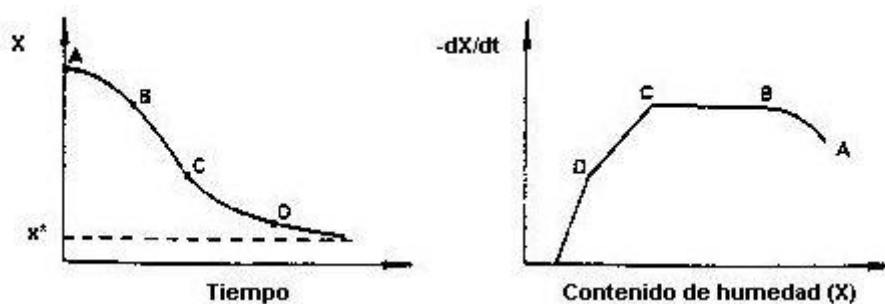


Figura 14. Gráficas experimentales típicas en el proceso de secado[25]

- La etapa A-B es una etapa de calentamiento o enfriamiento inicial, dependiendo del equipo utilizado, del sólido normalmente de poca duración en la cual la evaporación no es significativa por su intensidad ni por su cantidad.
- La etapa B-C corresponde al primer período de secado o período de velocidad de secado constante, donde se evapora la humedad libre o no ligada del material y predominan las condiciones externas. En este período el sólido tiene un comportamiento no higroscópico.

- La etapa C-D es el segundo período de secado o período de velocidad de secado decreciente; donde se evapora la humedad ligada del material y predominan las condiciones internas o las características internas y externas simultáneamente.
- En la etapa D-E la evaporación ocurre desde el interior del sólido y ocurre hasta que no existe secado adicional.

- Clasificación de las operaciones de secado

No es una tarea sencilla clasificar los equipos de secado. Algunos secadores trabajan en continuo mientras que otros lo hacen por cargas; algunos agitan los sólidos y otros no. Es posible que operen a vacío reduciendo la temperatura. Algunos pueden tratar cualquier tipo de material mientras que otros poseen limitaciones específicas.

Según distintos estudios llevados a cabo por diversos autores las clasificaciones de los equipos de secado varían.

Según [28] estos equipos pueden clasificarse de la siguiente forma:

- Secadores directos o adiabáticos, en los que el sólido se expone de manera directa a una corriente de gas caliente, usualmente aire.
- Secadores indirectos o no adiabáticos, en los que el calor se transfiere al sólido desde una fuente externa, por ejemplo vapor de agua condensante. Generalmente, el sólido está en contacto con una superficie metálica que contiene el fluido caloportador.
- Secadores directos-indirectos que son calentados por energía dieléctrica, radiante o de microondas.
- Tratamiento de sólidos en secadores

En este subapartado se distingue entre los diferentes movimientos de las partículas sólidas en función del tipo de secado al que se vean sometidos.

Por un lado, en los secadores adiabáticos los distintos modelos que pueden encontrarse son los siguientes:

Modelo de flujo de gas sobre un lecho estático de sólidos (Figura 3.a); modelo de flujo de gas a través de un lecho de sólidos preformado (Figura 3.b); acción de lluvia en un secador rotatorio (Figura 3.c); lecho fluidizado de sólidos (Figura 3.c); flujo en paralelo gas-sólido en secador súbito de transporte neumático (Figura 3.e).

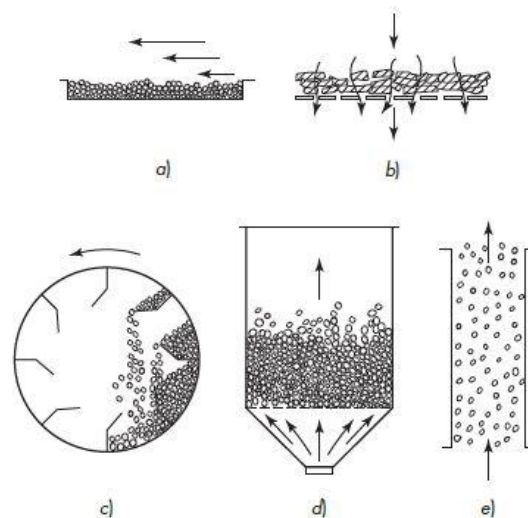


Figura 15. Modelos de flujo de partículas sólidas en secadores industriales

Por otra parte, en los no adiabáticos únicamente en situaciones localizadas se hace circular a través de la unidad pequeñas cantidades de “gas de barrido” (aire o nitrógeno). Entre sí, difieren en la forma en que lo sólidos quedan expuestos a la fuente de calor:

Los sólidos pueden esparcerse sobre una superficie horizontal fija o móvil. Esta superficie se calienta de forma eléctrica o mediante un fluido caloportador. De forma alternativa, el calor puede aplicarse mediante un calentador radiante situado sobre el sólido.

Los sólidos se mueven sobre superficie caliente (cilíndrica), con ayuda de un transportador de tornillo, palas o agitación mecánica.

Los sólidos se deslizan por gravedad sobre una superficie inclinada caliente o bien son transportados en sentido ascendente para luego cambiar de dirección.

- Equipos de secado utilizados en la industria extractora

La elección del equipo que lleve a cabo el secado de la materia prima, así como el número de fases a las que será sometido variará en función de las condiciones en que llegue el orujo graso, las cuales ya fueron detalladas con anterioridad.

El equipo tradicionalmente empleado para el secado de la materia prima es el secadero u horno rotativo (tromel). No obstante existen otras alternativas que pueden sustituirlo con objeto de mejorar la eficiencia del proceso y solventar los inconvenientes que el mismo supone para el proceso de tratamiento.

➤ Secadero rotatorio tipo tromel

Se suele utilizar para el secado de material granular o pulverulento. El trómel consta de un cilindro horizontal que va rotando, está ligeramente inclinado para facilitar el movimiento del producto, produciéndose la descarga en la parte final del mismo. En el interior se da un contacto directo con una corriente de aire caliente que circula de forma paralela o en contracorriente al orujo húmedo. Estos gases de secado deben disponer de una temperatura que oscila entre los 400 y 800°C, con lo cual se da una transferencia de energía que calienta el producto evaporando el exceso de agua que trae consigo. Es posible que sean necesarias varias unidades de secado que se colocarán en serie.

Los componentes principales del secador rotatorio tipo tromel son los siguientes:

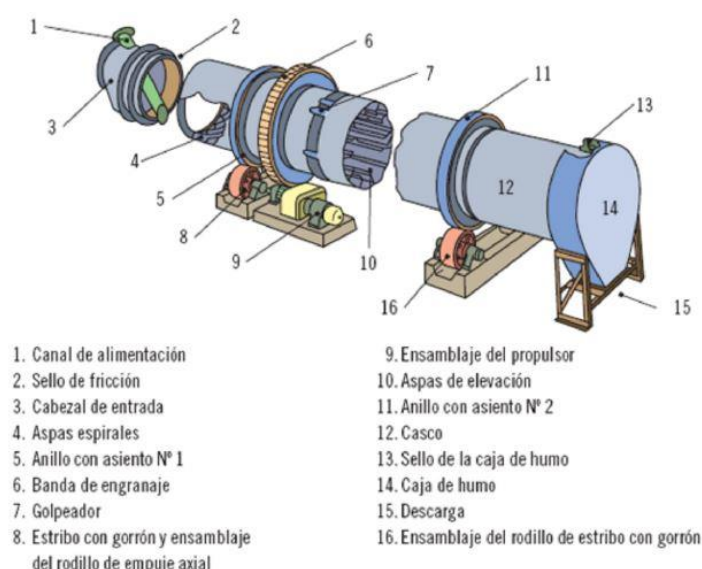


Figura 16. Esquema secador rotatorio tromel

La diferencia principal entre los distintos tipos de secadero está en como se distribuyen los tabiques o aspas en el interior del cilindro, siendo la óptima en este caso aquella que logre la agitación suave del alperujo y favorezca un mayor contacto entre gases y material húmedo.

A continuación, en la Figura 5.a se genera una mayor superficie de contacto gas-sólido, mientras que

en la Figura 5.b dicha distribución favorece mejor el avance del producto por el interior del cuerpo de secado.

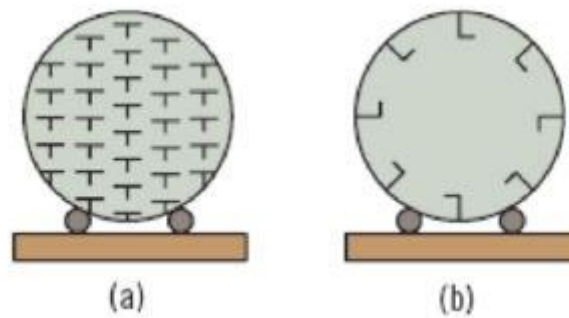


Figura 17. Configuraciones de las diferentes aspás

La finalidad de estas aspás es la de recoger el orujo, mantenerlo en continuo movimiento y dejarlo caer pasando a través del aire caliente.

Es posible que no exista ningún tipo de tabique en el interior del secadero, en este caso se denominan hornos rotatorios, y se caracterizan por requerir temperaturas más elevadas de trabajo.

La temperatura de salida variará dependiendo de diversos factores tales como el flujo de aire utilizado, la temperatura de trabajo y la humedad de entrada, tamaño de equipo y el tiempo de residencia del mismo.

A la salida del secadero se sitúa un ciclón aspirador que proporciona el movimiento del aire en el interior del tubo rotativo, su finalidad principal es la de captar las partículas que arrastra la corriente gaseosa de salida.

Este proceso requiere consecuentemente una alimentación regulada al tubo rotativo de orujo húmedo, efectuándose posteriormente una exposición del orujo a la corriente de gases calientes contando con un movimiento de giro y avance simultáneo realizado en el interior del tubo, el cual cuenta con una salida y un elemento o depósito para la recogida del orujo ya seco, por medio de un sifón.

A la recogida del orujo seco que sale del cuerpo de evaporación se le suma la de las partículas sólidas que se obtienen en el ciclón.

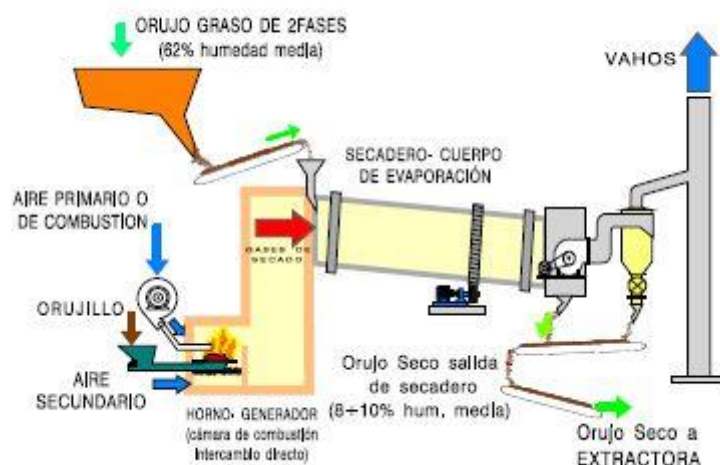


Figura 18. Esquema de secador rotativo tipo tromel (Fuente: Espuny Castelar S.A)

No obstante, el uso de este tipo de instalaciones conlleva también a una serie de inconvenientes que han de ser tenidos en cuenta:

- La posible generación de contaminantes, variable según la fuente utilizada en el proceso de

combustión.

- El gran consumo energético necesario para llevar a cabo el proceso de secado.
- La inversión inicial del equipo así como la obra civil empleada para su construcción.
- Riesgo de combustión de la materia prima por accidente.

- Secadero neumático, de dispersión o “relámpago”

En este sistema el orujo húmedo se mantiene en suspensión debido a la corriente de aire que lo transporta. El producto es transportado a través de conductos de longitud suficiente para mantenerlo el tiempo de residencia necesario para lograr la deshidratación requerida.

Por su parte, el aire de salida se extrae a través de un separador ciclónico que recoge el producto seco, al igual que en el caso anterior, que haya sido arrastrado por la corriente gaseosa.

A continuación se representa un esquema de lo que sería este tipo de instalación desecado.

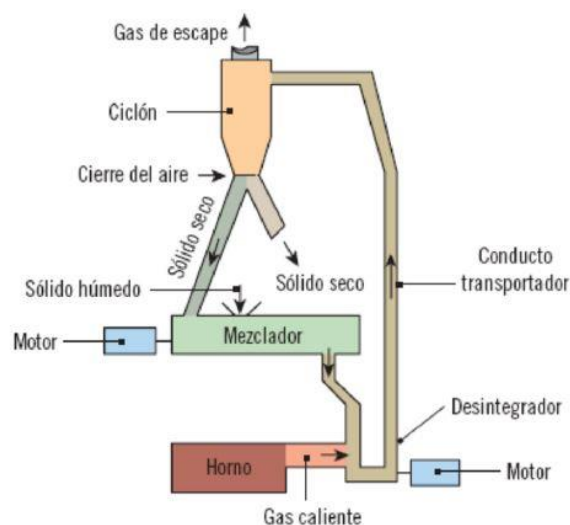


Figura 19. Secadero neumático

La temperatura del aire caliente de entrada es de aproximadamente 750°C manteniendo un tiempo de contacto corto en el que no da lugar a descomposición del sólido. La velocidad aproximada del gas sería de 25 m/s.

No obstante en este caso el materia debería ser previamente disgregado para poder ser transportado neumáticamente, mediante un molino o disgregador, pudiendo mejorar de esta forma la superficie de contacto sólido-gas y consiguiendo un 70% de secado.

- Secadero en lecho fluidizado o móvil

En este caso el aire caliente es forzado a atravesar un lecho de sólidos para que estos queden suspendidos en la corriente de gas, adoptando sus mismas condiciones, es decir, son fluidizados.



Figura 20. Secadero en lecho fluido o móvil

Permite trabajar de forma discontinua o continua. La rejilla que soporta el lecho puede ser placa perforada, mediante chorros de aire, cápsulas de borboteo.

Puede presentar bases vibratorias que permitan el movimiento del producto y según se coloquen los ventiladores se trabajará a presión superior o inferior a la atmosférica.

Extracción de aceite

Una vez secado el alperujo, este es conducido al equipo extractor donde se pondrá en contacto con un disolvente que cumpla los requisitos necesarios, generalmente se utiliza hexano.

- Operaciones de lixiviación y extracción

Estas operaciones comprenden los métodos de separación de un constituyente a partir de un sólido o un líquido por medio de un solvente líquido. La primera de ellas, llamada lixiviación o extracción del sólido, se utiliza para disolver materia soluble a partir de su mezcla con un sólido insoluble. La segunda, llamada extracción del líquido, se emplea para separar dos líquidos miscibles utilizando un disolvente que disuelve preferentemente a uno de ellos. Aunque los dos procesos tienen ciertos fundamentos en común, las diferencias tanto en el equipo como en ciertos aspectos teóricos, justifican un tratamiento por separado.

➤ Lixiviación

La lixiviación es la disolución preferente de uno o más componentes de una mezcla sólida por contacto con un disolvente líquido. Esta técnica difiere poco del lavado o filtrado de sólidos. En la lixiviación, la cantidad de material soluble separado frecuentemente es mayor que en lavado por filtración, y las propiedades de los mismos pueden

En el proceso industrial de extracción pueden considerarse las siguientes etapas:

- Disolución de los constituyentes solubles y separación del sólido inerte.
- Recuperación del disolvente, si es económicamente viable.
- Lavado del sólido inerte para recuperar mayor cantidad de soluto.

- Equipos de lixiviación

Cuando los sólidos conforman una masa permeable, el solvente se percola a través de un lecho no agitado de los mismos. En cambio, cuando los sólidos son impermeables o pueden desintegrarse durante la operación, tras dispersarse en el solvente se separan de él. En general ambos métodos pueden trabajar en continuo o por cargas.

En base a lo anterior, la lixiviación puede darse por percolación a través de un lecho estacionario de sólidos; en un lecho móvil o bien una lixiviación de sólidos dispersos en el disolvente mediante agitación mecánica en un tanque o mezclador de flujo, separándose después el residuo por sedimentación o filtración.

La etapa de extracción de la industria extractora de aceite de orujo consta de tres etapas:

- Macerado de mezcla orujo graso-disolvente.
- Extracción de aceite.
- Desolventización del orujo desengrasado para la recuperación del solvente que haya retenido.

Los extractores son depósitos que pueden ser de tipo fijo discontinuo, en este caso se trata de un reactor vertical donde se alimenta el orujo graso seco y es regado con un flujo de hexano.

El otro tipo de extractor es el denominado de flujo continuo, en el cual el orujo es lavado con una corriente de disolvente que se hace pasar desde la cabeza hasta el fondo del equipo. La distribución de flujos por los extractores puede realizarse en serie y paralelo.

La corriente de fondo contiene una mezcla de disolvente y aceite denominada miscela.

Una vez agotado el aceite de la masa extractada (orujillo), se hace pasar en el mismo sentido que el disolvente una corriente de vapor de agua para eliminar el orujillo, el resto de disolvente que puede quedar impregnado, y que es conducido junto con la miscela anteriormente obtenida, a un depósito de recogida.

Finalmente el equipo de extracción queda abierto y se descarga el orujo extractado u orujillo, siendo el subproducto principal del proceso.

Destilación y recuperación de disolvente

En esta etapa se llevará a cabo la destilación de la miscela, compuesta por la mezcla disolvente-aceite. Esta destilación podrá ser continua, por etapas o mezcla de ambas. Con ello se tratará de eliminar el solvente del aceite extraído.

La corriente de cabeza de la torre se compone por el solvente y agua, los cuales son conducidos a un equipo de condensación que cierra el circuito. Dicho circuito devuelve el hexano al depósito de almacenamiento, el agua contenida se purga manualmente del fondo del mismo.

Finalmente, el aceite crudo obtenido se almacena en tanques aéreos, para ser posteriormente vendido a plantas de refino.

2.6.2. Incineración y cogeneración eléctrica

Otra alternativa para el tratamiento de este residuo es destinarlo a la producción de energía eléctrica. No obstante, la incineración directa requiere el uso de un combustible adicional puesto que, como se vio anteriormente, la humedad del orujo supera el 55%. En base a esta complicación, el orujo se somete a secado reduciendo la humedad hasta un 40% aproximadamente facilitando la combustión. Se estima que en Andalucía aproximadamente un 30% del orujo generado se somete a este proceso [23].

Los equipos industriales que funcionan actualmente en España para generar energía eléctrica a partir de este residuo, están basados fundamentalmente en lechos fluidizados y parrillas inclinadas. Entre sí la diferencia principal está en el tipo de contacto que tiene lugar [29].

Para conseguir que el alperujo tenga las condiciones óptimas para ser utilizado como combustible, una de las alternativas es someterlo al ya comentado “repaso”, obteniéndose los siguientes resultados:

- Se recupera un 30-35 % del aceite contenido si se “repasa” justo después de la primera centrifugación.
- Se recupera hasta un 50% si el alperujo ha permanecido cierto tiempo almacenado. No obstante la calidad del mismo empeora notablemente conforme aumenta el tiempo de almacenamiento.
- Los aceites repasados poseen inferiores características organolépticas.

- El alperujo siguen presentando alta humedad.

Finalmente, se llega a la conclusión de que no es aconsejable la incineración directa del orujo húmedo, por tanto es necesario ser sometido a un proceso de secado previo a ser usado como combustible. Aun así, seguiría conteniendo importantes cantidades de aceite residual aprovechable. En ese sentido, actualmente las industrias extractoras no solo proporcionan un acondicionamiento de este residuo para luego venderlo, extrayendo además el aceite de orujo crudo, sino que incorporan un sistema de cogeneración eléctrica convirtiéndolas en plantas de aprovechamiento integral de alperujo.

2.6.3. Compostaje

Las grandes cantidades de alperujo existentes, unida a la escasez de materia orgánica disponible para incorporarse a suelos de cultivo, han contribuido a iniciativas que utilizan este subproducto como abono, haciendo uso de sus propiedades fertilizantes frente a las alternativas anteriormente citadas como son extracción de aceite de orujo y/o cogeneración eléctrica.

Esta iniciativa se presenta fundamentalmente como solución para situaciones donde la distancia entre la almazara y el lugar de tratamiento para el residuo es muy elevada, pero también han optado por este sistema de tratamiento almazaras de producción ecológica e integrada.

La idea en que se basa es la de restituir el suelo, sin utilizar abonos químicos, consiguiendo que un residuo que genera costes añadidos y riesgos medioambientales, se transforme en una fuente de recursos en fertilización.

La aplicación directa al suelo del alperujo fresco se ve seriamente cuestionada puesto que, presenta las mismas características contaminantes que los alpechines, además de su elevada humedad. Su aplicación directa modifica las propiedades fisicoquímicas y biológicas del terreno provocando un aumento en el contenido de Potasio, Carbono orgánico, Fósforo, Nitrógeno orgánico, C.E y pH del suelo. Asimismo sus altos niveles de fenoles pueden originar síntomas de fitotoxicidad en los cultivos.

Por tanto, resulta de mayor interés utilizar alperujos previamente compostados, es decir, aportar un material estructurante que optimice su manejabilidad, favoreciendo el secado y aireación del producto.

Existen numerosos métodos de compostaje para transformar el orujo húmedo y otros materiales orgánicos, la mayoría se basan en controlar la aireación, lo cual acelera considerablemente el proceso. Los principales métodos se enumeran a continuación:

2.6.3.1. Pilas o montones dinámicos, windrow

Material acumulado en pilas de hasta cuatro metros de altura, cubiertas o no, donde la aireación se produce por convección natural con volteos periódicos. Estos se realizan en favor de controlar el olor, la velocidad de transformación y la acumulación de insectos. Se considera como el método más económico en cuanto al consumo de energía.

2.6.3.2. Pilas estáticas aireadas por insuflación, static pile system

En este caso la pila queda estática y el aire se introduce desde el suelo. Con ello se eliminan condiciones anaerobias, asegurándose un volumen constante de aire. Requiere una inversión y mantenimiento superior, aunque supone un menor coste de mano de obra.

2.6.3.3. Reactores o contenedores, in-vessel system

Se usa este tipo cuando se requieren condiciones estrictamente controladas así como periodos cortos de transformación. Por tanto son sistemas de mayor complejidad, con mayores costes de inversión, operación y mantenimiento.

El sistema de agitación suele permitir aireación y agitación de la masa, y presenta varias modalidades:

- Reactor horizontal rotativo.
- Reactor vertical con platos o estático.
- Reactor rectangular horizontal con volteadores.
- Reactor cilíndrico.

2.6.4. Gasificación del alperujo

Este proceso, a diferencia de la combustión o la pirolisis, es una combustión incompleta del alperujo, en una atmósfera pobre de oxígeno. Con ello se obtiene el denominado gas de síntesis, syngas, junto con un subproducto sólido carbonoso, alquitranes y agua.

Los tipos de gasificadores difieren entre sí dependiendo del contacto entre el sólido y el agente gasificador, distinguiéndose entre lecho fijo (updraft, o downdraft) y lecho fluido (burbujeante o circulante).

No obstante, al igual que en el caso de incineración con cogeneración, la alimentación debe presentar una humedad inferior a la del orujo graso húmedo, por tanto no se entendería sin un proceso de secado y acondicionamiento previo.

Por su parte, la principal ventaja que presenta sería la obtención de un combustible versátil que puede sustituir total o parcialmente a los combustibles fósiles conocidos. Pero para ello, el syngas debe ser sometido a tratamientos previos a la introducción en los motores térmicos, los cuales pueden resultar muy costosos, llegando incluso a hacer inviables este tipo de tecnologías.

2.6.5. Tecnologías de aprovechamiento integral

Con objeto de dar una solución completa a la gestión de este residuo, teniendo en cuenta el impacto ambiental que conlleva, se han implantado en este país novedosas instalaciones que pretenden valorizar de forma completa el subproducto.

Como ejemplo representativo se presentan algunas de ellas a continuación.

La Figura 9 representa el diagrama de proceso de una tecnología de industrialización del residuo semisólido, que consta de las siguientes fases:

- Se lleva a cabo un “repaso” del alperujo mediante una centrifugación de tres fases, en la cual queda separado el orujo (con un 50% de humedad) que podrá ser secado y extractado.
- Se lleva a cabo un filtrado del alpechín graso con lo cual se volverá a obtener agua, un residuo sólido de filtración que irá a secadero y el alpechín desengrasado.
- Se da un tratamiento biológico al alpechín clarificado y un filtrado en tambor rotativo a vacío, usando algún producto especial como precapa. Se obtiene alpechín filtrado, torta de filtración que pasa a secadero.
- El alpechín filtrado pasa a un evaporador múltiple efecto con equipo de depuración incorporado. Finalmente se obtiene un concentrado orgánico con un 55% de materia seca y un restante 45% de ácidos fúlvicos aptos para ser dosificados sobre cultivos.
- Las aguas evaporadas y destiladas deben ser purificadas para que cumplan con normativa exigente.

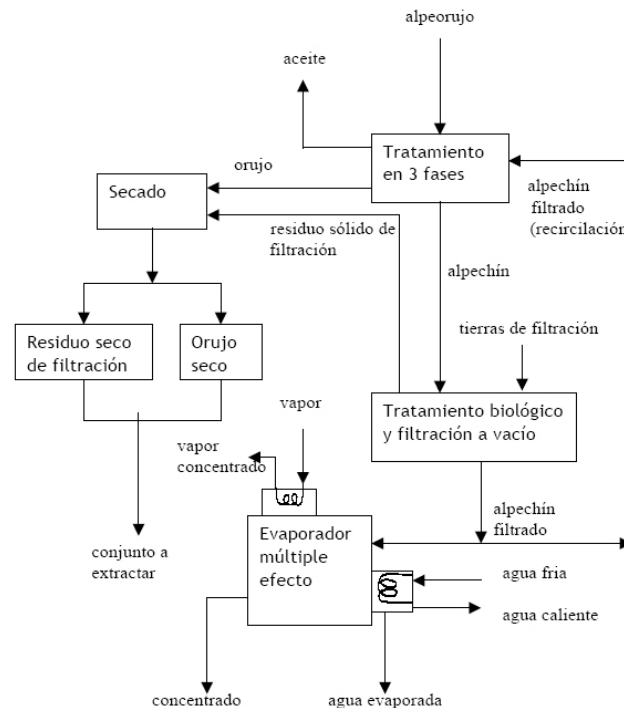


Figura 21. Diagrama de proceso para industrialización de alpechines (Fuente: Condorchem Ibérica S.L)

Por su parte, una de las fuentes energéticas más atractivas actualmente es la biomasa procedente de cultivos vegetales. Dentro de los diferentes grupos, el residuo semisólido de almazara se encuadraría en el de residuos lignocelulósicos.

En la Figura 10, se presenta como ejemplo para la producción de biomasa y posterior uso como combustible para generación de energía eléctrica.

Esta instalación presenta una primera zona de extracción con solvente del aceite de orujo crudo y, una vez obtenido el orujillo se lleva a cabo un segundo tratamiento:

- Combustión del orujo desengrasado y deshuesado en caldera para producir vapor.
- Vapor acciona grupo turbo-generador para producir la energía eléctrica.
- Transformación de corriente generada a la tensión necesaria y transporte hasta el punto de recepción.
- Recogida y venta de cenizas para uso como abono.

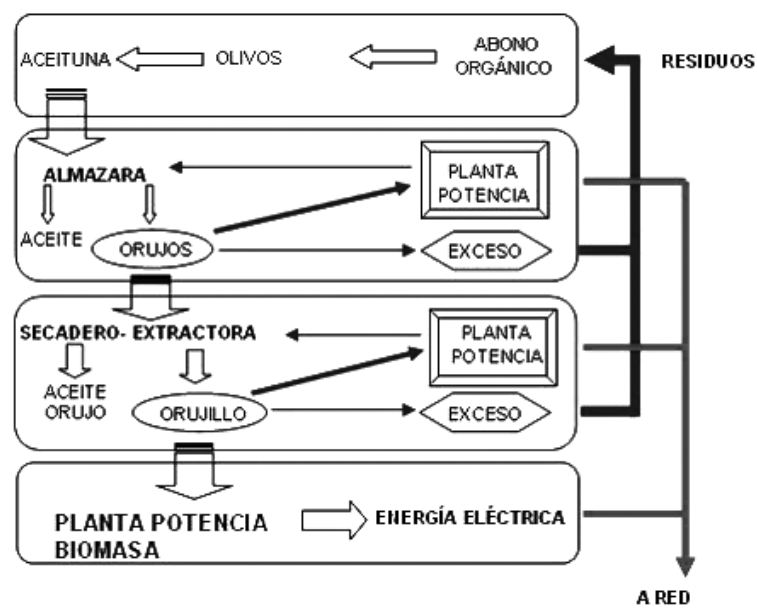


Figura 22. Ciclo energético integral del sector oleícola [31]

2.7. Resultados finales

A continuación se expondrá una descripción del proceso de producción final seleccionado en base al análisis de posibilidades establecido con anterioridad.

La planta está dividida en cuatro secciones principales, en función del proceso llevado a cabo. En la Figura 23 puede observarse el diagrama de bloques principal.

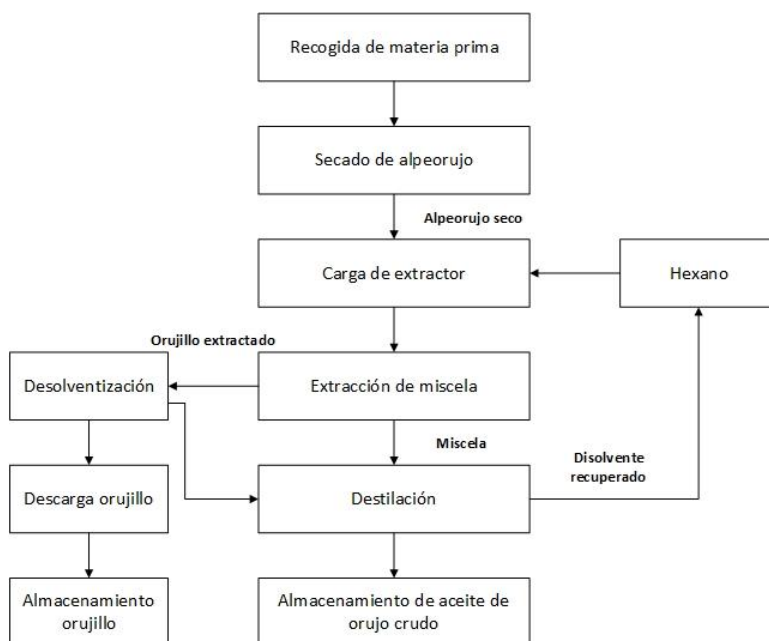


Figura 23. Diagrama de bloques de proceso de extracción de aceite de orujo de oliva crudo (Fuente:Elaboración propia)

2.7.1. Zona de secado

El alpeorujo húmedo procedente de los silos de almacenamiento de la almazara es descargado en cintas transportadoras, mediante las cuales se alimentará la materia prima al secadero rotatorio tipo tromel. Este equipo de secado se encargará de reducir la humedad contenida en el alpeorujo hasta un 12% aproximadamente, utilizándose aire seco a elevada temperatura en contracorriente.

Por otra parte la inclinación del secadero y velocidad de giro facilitará el transporte del producto agilizando el proceso y optimizando el secado.

La corriente de aire será precalentada mediante un intercambiador de calor tipo carcasa y tubo, en contracorriente con los gases de combustión procedentes de un horno de proceso.

Para la combustión en el horno será utilizado el hueso de aceituna obtenido de los equipos de deshuesado de la propia almazara, los cuales serán transportados mediante cintas transportadoras hacia una tolva de alimentación al horno.

2.7.2. Zona de extracción

En esta parte son llevados a cabo dos procesos: en primer lugar una extracción de la miscela, que

será posteriormente separada en una columna de destilación; en segundo lugar una desolventización y tostación del orujillo extractado para ser descargado como subproducto de la planta.

2.7.2.1. Equipo de extracción sólido-líquido

El alpeorujo seco es sometido a una lixiviación utilizando como disolvente hexano procedente de un depósito de almacenamiento. De este modo se tendrá como inerte el alpeorujo procedente del secadero con una parte de hexano y aceite residual, y una disolución de aceite y hexano (miscela).

El proceso de separación sólido-líquido puede realizarse en continuo o por cargas, y el equipo puede ser un lecho estacionario de sólidos, lecho móvil, un tanque de agitación mecánica o equipo de rotación.

Todos los diferentes equipos siguen el mismo principio, es decir, los sólidos se mueven dentro de cámaras o lechos pasando por distintas etapas con baños de solvente y dejan el equipo con una concentración pequeña de aceite residual.

Para este proyecto se ha optado por un equipo continuo de disposición horizontal, con recirculación de la miscela. El lecho de lixiviación contiene una cinta transportadora mediante la cual el producto va pasando por distintas etapas de contacto con solvente, recogiendo la miscela por la parte inferior y siendo recirculada de nuevo a la parte superior donde es devuelta al proceso. De este modo se consigue un contacto en contracorriente, lo cual aumenta notablemente el rendimiento del proceso.

La Figura 24 muestra un esquema de este tipo de extractor industrial. El material sólido entra en el extractor (1), siendo transportado a través de la cinta (5) hasta la salida (6) hacia desolventizador. El solvente es bombeado a través de la primera ducha (7) produciéndose el contacto sólido-líquido. La miscela que cae en las tolvas (8) se irá recirculando y bombeando de nuevo a las duchas (2). Finalmente la miscela saldrá del equipo (6) para ser enviada a destilación.

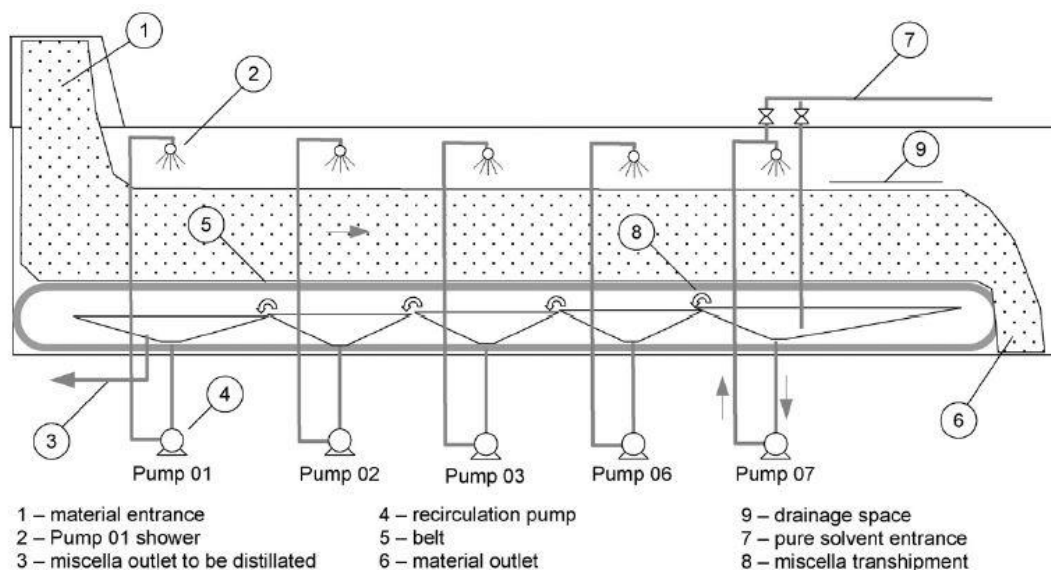


Figura 24. Extractor horizontal, tipo de Smet

Las dimensiones del equipo serán diseñadas para dar el tiempo necesario para que se produzca el contacto íntimo entre el soluto y disolvente, y la penetración y percolación del mismo en la materia prima.

La principal ventaja que tiene este tipo de extractor con respecto a otros, en los cuales no se produzca recirculación de la miscela es que el flujo de solvente en cada ducha es independiente de la cantidad de solvente puro entrante al equipo. Esto es, incluso con baja concentración de solvente recirculando en la miscela, puede ajustarse el mínimo flujo de recirculación en el lecho.

2.7.2.2. Desolventizador-Tostador

Esta importante fase del proceso de tratamiento posee dos objetivos principales. En primer lugar retirar los restos de disolvente contenidos en la corriente de entrada, también conocida como “harina”. Ello es debido a que en el caso de que el orujillo sea utilizado como biocombustible, la presencia de hexano resulta peligrosa, debido a que este posee una inflamabilidad elevada. En este equipo también produce un efecto de tostado, para así reducir los factores no nutricionales que posee y acondicionar el producto.

Como se puede observar en la **Figura**, el D-T es un recipiente cilíndrico-vertical que cuenta con una serie de bandejas horizontales que se disponen a lo largo del mismo. Las láminas extractadas de “harina” son introducidas por la parte superior del mismo y se irá desplazando hacia abajo mediante superficies de agitación procedentes de un eje de rotación central. El calor es aportado mediante la corriente de vapor a una temperatura próxima a la de vaporización del hexano que asciende hacia la parte superior.

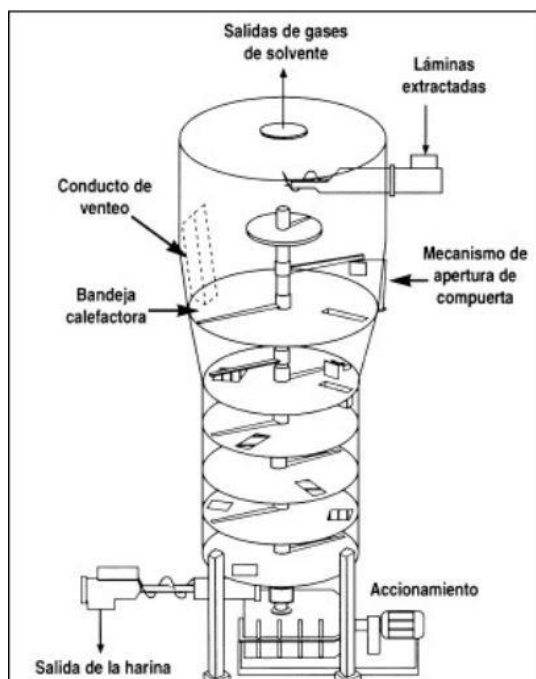


Figura 25. Desolventizador Tostador

En la Figura 25 se representa la configuración del D-T, la cual se compone principalmente por cuatro tipos de bandejas: en la parte superior se encuentra la bandeja de pre-eliminación de disolvente, cuyo propósito principal es el de proporcionar transferencia de calor por conducción al material cargado de disolvente.

El vapor de agua ha de introducirse a una presión de aproximadamente 10 bar, alcanzando una temperatura de aproximadamente 185°C.

El número de bandejas variará en función de la humedad de salida del producto. Estas bandejas han de permitir el paso del vapor ascendente a través de ellas hacia la salida de vapor, que también se encuentra en la parte superior.

A continuación están las bandejas de flujo en contracorriente, las cuales proporcionan calor por conducción a través de la parte superior de la bandeja, calor por convección con las paredes de la parte inferior de la misma además de disponer de aberturas que permiten el paso del flujo directo de vapor ascendente.

El número de bandejas dependerá del tiempo de residencia necesario para el contacto entre la “harina” y la corriente de vapor.

Las bandejas de burbujeo proporcionan un medio uniforme desde donde introducir la corriente de vapor al equipo. Se estima que esta introducción supone aproximadamente el 75% del calor total requerido para la eliminación del disolvente y calentamiento de la “harina”.

Estas bandejas están diseñadas con gran cantidad de aberturas que facilitan la alimentación uniforme a través de la bandeja de la corriente de vapor. La cantidad y dimensiones dependerán de la tasa de vapor requerida, proporcionando caídas de presión de entre 0.35 hasta 0.7 bar.

Finalmente, aparecen las bandejas de secado, con estructura similar a las anteriores y donde se da un secado final al producto antes de su salida.

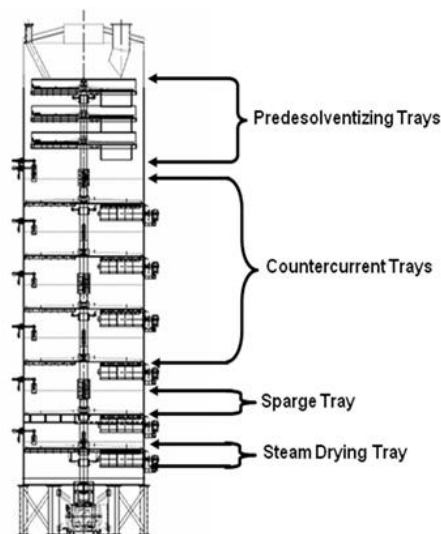


Figura 26. D-T configuración de bandejas

El disolvente vaporizado saldrá por la parte superior del D-T y será conducido hacia el condensador para ser recuperado y devuelto al proceso.

El orujillo desolventizado será descargado por la parte inferior con las condiciones necesarias para ser almacenado.

2.7.2.3. Zona de destilación y recuperación de disolvente

En esta sección tendrá lugar la extracción líquido-líquido de la miscela, compuesta por aceite y disolvente, y posterior recuperación de este último para ser devuelto al depósito de almacenamiento.

La destilación de la miscela tiene como fin el de separar el aceite del resto de componentes, para lo cual se establecerán una serie de condiciones tales como:

- Obtención de un aceite de orujo crudo de calidad, es decir, regido a la normativa que establece los límites de disolvente residual y humedad que permitan una posterior manipulación segura.
- Realizar una recuperación del disolvente lo más eficaz posible, para así poderlo reintroducir al proceso de producción.
- Evitar fugas de vapores del disolvente a la atmósfera, evitando la contaminación medio ambiental, el riesgo de generar atmósferas explosivas, y las pérdidas económicas que ello supondría.

- Estudiar la forma más eficiente de realizar el proceso consumiendo la mínima energía posible.

Una vez conocidos los condicionantes, se procederá a describir el proceso de separación líquido-líquido seleccionado para el presente proyecto.

2.7.2.4. Destilación de la miscela

La miscela que sale del equipo de extracción, ha sido considerada prácticamente exenta de finos, los cuales suponen una concentración de no más del 0,05%. Ello es debido a que la miscela, recirculada en varias etapas, finalmente es impulsada hacia una tolva de disposición vertical, lo cual favorece la deposición de los finos por decantación en el fondo de la misma.

Además el depósito ha de contar con un sistema que asegure que el equipo de impulsión aspire de la parte superior del mismo, evitando así las partículas sólidas del fondo.

Como se ha venido apreciando, la cantidad de disolvente es muy superior al aceite que se ha de separar, lo cual complica el proceso de separación. Es por ello, por lo que se ha de dar un tratamiento previo a la destilación, por el cual se concentre lo máximo posible el aceite, antes de ser sometido a su separación final del disolvente. Para ello existen distintas opciones que dependerán principalmente de la cantidad de producto a tratar:

En industrias de media y gran capacidad, este proceso consiste en una serie de equipos tales como economizadores y evaporadores (múltiple efecto), encargados de retirar gran parte del solvente y agua en forma de vapor, para acabar con equipos de contacto continuo: torre de platos, stripping con vapor.

Primera etapa de concentración de miscela

En esta primera etapa la miscela, que llega procedente del equipo de extracción con una temperatura y composición de aceite aproximado de 49°C y 55% respectivamente, se es introducida en un mezclador de corrientes junto con los vapores del desolventizador, a unos 70°C. La mezcla aumenta su temperatura, lo cual favorece las condiciones de entrada al equipo de destilación flash.

En el tanque flash se produce un vacío de 0,47 bar, con lo cual parte del disolvente y agua se evaporarán, alcanzando la miscela una concentración de aceite de 60-65 %. Dicha miscela, junto con los vapores que hayan condensado serán impulsados al siguiente equipo de concentración.

Por su parte, los vapores que salgan por cabeza pasarán a la fase de recuperación de solvente, para ser condensados.

Segunda etapa de concentración de miscela

La corriente líquida procedente del primer equipo de concentración, es bombeada a un segundo tanque flash a la temperatura y presión de salida del primero. En este segundo equipo la fase líquida se calentará hasta 105°C aproximadamente y a la misma presión. Parte del disolvente será retirado por cabeza, alcanzándose una concentración de miscela de más del 90%.

Tercera etapa de destilación

Se bombea la fase líquida, a una torre de platos, en cuya salida han de cumplirse las siguientes premisas:

- La concentración de hexano en fondo de la columna ha de ser menor de 250 ppm (99,75% de componente ligero en cabeza)
- La humedad en fondo de la columna no ha de superar el 1,5% en peso

Debido a ello la destilación ha de hacerse a vacío, y además ha de aumentarse la temperatura de fondo de la torre.

A la salida de esta fase, el aceite crudo ha de ser almacenado correspondientemente, quedando así listo para la recogida por parte de las industrias de refino del mismo.

Para este proyecto, como se irá detallando en el apartado de Cálculos, se ha llegado a la conclusión de que se requerirán dos etapas de concentración de miscela y evaporación de hexano mediante destilación flash.

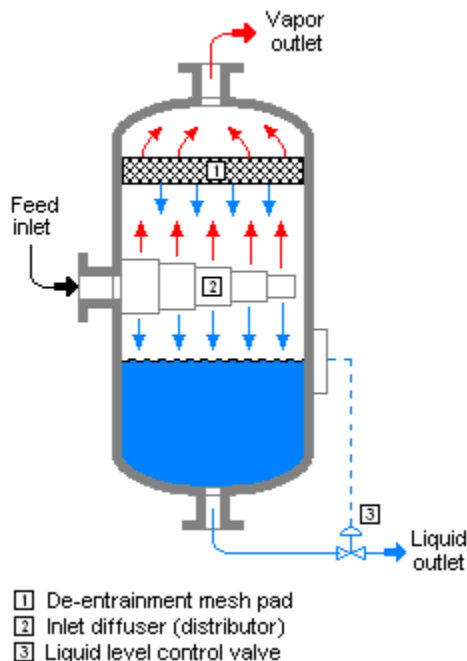


Figura 27. Tanque de destilación Flash

2.7.2.5. Recuperación de solvente

Por su parte, la corriente vapor que salga de las etapas de destilación han de ser condensadas, con objeto de recupera la mayor parte de disolvente, en este caso hexano. Para ello el sistema empleado consiste en equipo de intercambio de calor que condense la corriente gaseosa, que contiene hexano en su mayoría junto con agua y aceite residual, utilizando como fluido caloportador agua de red a 25 °C

Una vez la corriente de proceso será conducida a un equipo separador por decantación, en el cual el fluido de menor densidad, el hexano, mientras que el agua residual quedará en el fondo.

3 ANEXO

En esta sección se expondrán los cálculos que se han llevado a cabo para el diseño y dimensionamiento de los equipos principales. Además ha sido incluido un apartado con los códigos utilizados en el software EES, de aquellos equipos en los que ha sido necesario su utilización.

3.1. Zona de secado de alpeorujo

3.1.1. Datos de partida

Tabla 4. Datos conocidos para el diseño

Corriente de sólido			
Caudal de alpeorujo	F_{sin}	6500	Kg/h
Densidad del sólido	ρ_s	600	Kg/m ³
Humedad entrada	X_{sin}	55	%
Humedad salida	X_{sout}	12	%
Temperatura de entrada	T_{sin}	20	°C
Temperatura de salida	T_{sout}	80	°C
Corriente de aire			
Caudal de aire	F_{gin}	87408	Kg/h
Densidad de aire entrada	ρ_{gin}	0,6655	Kg/m ³
Velocidad permisible del aire	u_p	5	Kg/m ² s
Humedad de entrada	Y_{gin}	0,01	%
Temperatura de entrada	T_{gin}	250	°C
Temperatura de salida	T_{gout}	150	°C
Temperatura del bulbo húmedo	T_w	125	°C
Propiedades termofísicas			
Calor específico del aire	C_{pg}	1,035	kJ/kg°C
Calor específico del agua	C_{pw}	4,183	kJ/kg°C
Calor específico del vapor	C_{pv}	1,99	kJ/kg°C
Calor latente del agua	ΔH_{ev}	2308	kJ/kg
Constantes			
Pérdidas de calor	α	0,0875	
Área libre de paso del aire	j	0,85	
Porcentaje ocupado por sólido	H	0,075	
Tiempo de residencia	τ	0,5	h
Velocidad de giro	N	2	rpm

3.1.2. Cálculos

3.1.2.1. Balance de materia en el secador

En la Figura 28 se resumen los fenómenos de transferencia de masa y calor que tienen lugar dentro del equipo de secado, con los flujos principales de entrada y salida y los calores en los que se empleará la energía, que serán explicados a continuación en los siguientes apartados.

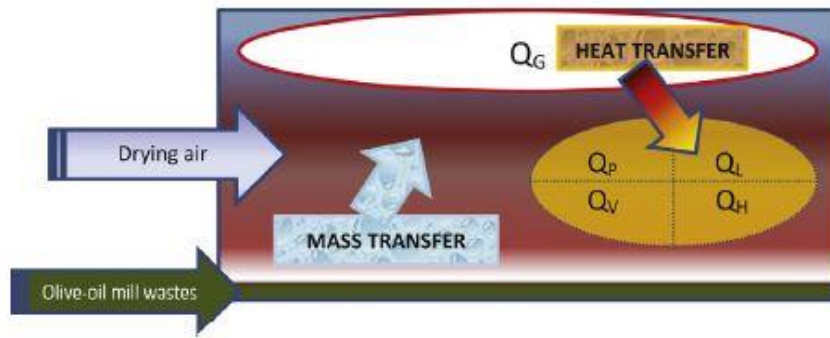


Figura 28. Balance de materia y energía en el secador rotativo

La masa total de sólido que entra al secadero será igual a la de salida, más el agua que se evapore en el proceso, de acuerdo con la siguiente ecuación.

$$F_{sin} = F_{sout} + F_{ev} \quad (1)$$

Además se produce una conservación de la masa de sólido seco que entra al secador rotatorio.

$$F_{sin} \cdot (1 - X_{in}) = F_{sout} \cdot (1 - X_{out}) \quad (2)$$

Por otro lado, se cumplirá que la corriente gaseosa de salida será igual a la de entrada más el agua que se ha evaporado de la corriente sólida.

$$F_{gout} = F_{gin} + F_{ev} \quad (3)$$

3.1.2.2. Balance de energía en el secador

El calor aportado por el aire caliente será para cinco operaciones diferentes:

1. Para calentar agua contenida en la corriente de sólido

$$Q_L = F_{ain} \cdot X_{in} \cdot C_{pL} \cdot (T_{aout} - T_{ain}) \quad (4)$$

2. Para calentar el alpeorujito seco de la corriente de sólido

$$Q_A = F_{ain} \cdot (1 - X_{in}) \cdot C_{ps} \cdot (T_{aout} - T_{ain}) \quad (5)$$

3. Para evaporar parte del agua contenida en el alpeorujito húmedo

$$Q_V = F_{ev} \cdot \Delta H_{ev} \quad (6)$$

4. Para calentar el agua evaporada hasta la temperatura de salida del aire

$$Q_H = F_{ev} \cdot C_{pv} \cdot (T_{gin} - T_{gout}) \quad (7)$$

El calor total transferido al producto viene dado por la suma de todos los anteriores calores.

$$Q_G = (1 + \alpha) \cdot (Q_L + Q_A + Q_V + Q_H) \quad (8)$$

Donde α es un factor que representa las pérdidas de calor debidas a la conducción entre la superficie externa del secador y el aire atmosférico y, especialmente, debido a la radiación. Se estima que estas pérdidas se encuentran comprendidas entre 7.5-10 % del calor total consumido.

La mayor parte de calor es empleado en la evaporación de la humedad contenida en la masa de alpeorujito húmedo.

El flujo másico de aire necesario requerido para transferir suficiente calor para la operación de secado será, por consiguiente:

$$F_{gin} = \frac{Q_G}{Cp_g \cdot (T_{gin} - T_{gout})} \quad (9)$$

Donde T_{gin} y T_{gout} son las temperaturas de entrada y salida del aire, respectivamente, en °C y Cp es el calor específico del aire en kJ/kg °C.

3.1.2.3. Diseño del secador

Para la estimación del diámetro del secador, ϕ (m), se han tenido en cuenta dos factores principales. En primer lugar debe tener el tamaño suficiente para que la velocidad másica del aire u (kg/ m² s) no produzca arrastre de producto, la cual se ha considerado para estas condiciones de 10 kg/m²s; y en segundo lugar, se debe asumir que tan solo un porcentaje de sección de paso del secador representa el área libre para el paso del aire. Esto es, que el caudal de aire solo tendrá una fracción libre por la que acceder a través del equipo. Este porcentaje suele ser considerado por el fabricante de un 85 % ($j= 0,85$). Por consiguiente el diámetro del equipo ha sido calculado mediante la siguiente ecuación.

$$\phi = \sqrt{\frac{4 \cdot F_{gin}}{3600 \cdot \pi \cdot j \cdot u}} \quad (10)$$

Donde 3600 es un factor de conversión y F_{gin} es el caudal de aire a la entrada (kg/h).

El tiempo de retención de los sólidos, τ (h), puede ser calculado mediante correlaciones matemáticas referidas a las características geométricas del secador. No obstante, es aconsejable obtenerlo mediante curvas de secado basadas en distintos ensayos del material en cuestión, puesto que el resultado obtenido suele ajustarse mejor a la realidad.

Por tanto, debido a la falta de datos experimentales del producto que se va a someter a secado, se ha realizado una búsqueda bibliográfica de curvas de secado aplicadas a materiales similares para este tipo de secadores.

Finalmente, la curva de secado que se ha tomado como base para decidir el tiempo de residencia que tendrá el equipo pertenece a un artículo publicado para Journal of Food Engineering (2006), en el cual el alpeorajo estudiado se encuentra en unas condiciones similares al de este proyecto.

En la Figura 29 se muestra dicha curva de secado, realizada para diferentes temperaturas de salida del producto, a 60, 70 y 80 °C. En el eje de ordenadas se representa la humedad del producto, mientras que en el eje abscisas aparece el tiempo de retención de sólidos en el secador.

La humedad del sólido estudiado se encuentra próxima al 55 %. Por tanto entrando en la gráfica, para la curva de 80°C, el tiempo necesario para reducir la humedad al 12% sería de aproximadamente 30 minutos.

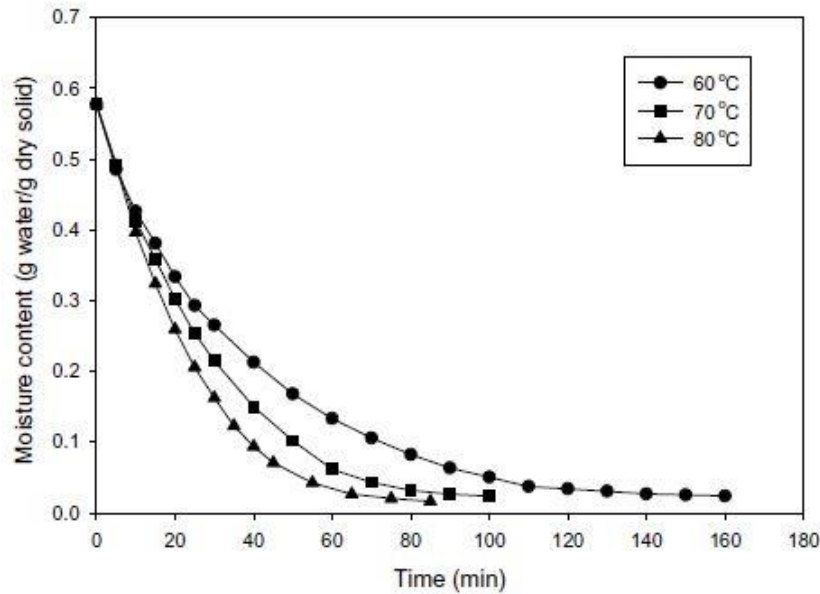


Figura 29. Efecto de la temperatura en la curva de secado de alpeorujos húmedos

El volumen del equipo, V (m^3), se ha calculado teniendo en cuenta el caudal de entrada de alpeorujos (kg/h), la densidad del mismo (kg/m^3), el porcentaje de sólido que ocupa el secador, H , el cual se asume entre el 0,07-0,08 del volumen del secador para secadores industriales, y por último el tiempo de retención de sólido, τ (h).

$$V = \frac{\tau \cdot F_{sin}}{H \cdot \rho_s} \quad (11)$$

Una vez obtenidos el diámetro y volumen del equipo, la longitud, L (m), puede ser calculada también mediante la expresión:

$$L = \frac{4 \cdot V}{\pi \cdot \phi^2} \quad (12)$$

Antes de continuar ha de comprobarse que la relación entre la longitud y diámetro del secador se encuentren entre el rango de 4-10, para una operación óptima del equipo.

Por otra parte, el número de unidades de transferencia, N_T , viene definido por la ecuación:

$$N_T = \ln \frac{T_{gin} - T_w}{T_{gout} - T_w} \quad (13)$$

Donde T_w es la temperatura del bulbo húmedo en ($^{\circ}C$).

El número de unidades de transferencia debe encontrarse entre 1.5-2.5 para que la operación sea eficiente en secadores rotatorios de flujo directo.

La humedad de salida de la corriente gaseosa no debe exceder la cantidad máxima de vapor que el aire puede retener según las condiciones de salida. De esta forma podrá ser calculada según la siguiente ecuación.

$$Y_{gout} = Y_{gin} + \frac{F_{ev}}{F_{gin}} \quad (14)$$

Donde Y_{gin} es la humedad de entrada del aire, F_{ev} el caudal de agua evaporada en kg/h, y F_{gin} el caudal de la corriente gaseosa.

La energía necesaria para que se dé un intercambio entre la corriente de aire y el vapor producido, desde la temperatura atmosférica inicial T_0 (°C) hasta la temperatura de entrada del aire al secador T_{gin} (°C), viene dada por la siguiente expresión.

$$Q_{he} = F_{gin} \cdot C p_g \cdot (T_{gin} - T_0) \quad (15)$$

La eficiencia térmica del secador será la siguiente:

$$\eta_s = \frac{Q_G}{Q_{he}} \quad (16)$$

Para finalizar, conocida la velocidad de giro del equipo, N (rpm), puede ser calculada la inclinación que ha de tener el secador, s (%), para facilitar el transporte de producto permitiendo que no se aglomere el material a las paredes. Para ello se ha optado por la expresión propuesta por Perry y Chilton.

$$\tau = \frac{0.23 \cdot 4 \cdot V}{s \cdot N^{0.9} \cdot \pi \cdot \phi^3} \quad (17)$$

Donde 0,23 es un factor de conversión, V es el volumen en m^3 , s la pendiente, N la velocidad de giro en rpm y ϕ el diámetro en m. Es importante tener en cuenta que el rango de pendiente permisible se encuentra entre 0-0.08 m/m, es decir, 0-8%.

3.1.3. Procedimiento de cálculo

Una vez conocidos los datos de partida y realizados los balances de materia y energía del proceso de secado se procederá a diseñar el equipo para los resultados obtenidos.

En primer lugar, se ha de calcular el diámetro que tendrá el secador, para lo cual se ha utilizado la ecuación 10. Puesto que no se conoce con exactitud la velocidad permisible del gas, u , se supondrá un valor, y una vez hecho los cálculos se comprobará que el flujo de gas no sobrepase dicho valor. En este caso se ha elegido 5,926 kg/m²s, que multiplicado por la densidad del gas supondría una velocidad máxima de 4,8 m/s.

Una vez calculado el diámetro del equipo, se procede a calcular el volumen del recipiente mediante la ecuación 11: El tiempo de retención de sólidos es el que se ha establecido en el apartado anterior, y el porcentaje de volumen ocupado por el sólido se ha supuesto que es el 7.5% del volumen total, es decir, la mitad del rango conocido.

Conocidos volumen y diámetro, con la ecuación 12 se calcula la longitud del equipo, la cual resulta ser de 13,78 m. Llegados a este punto, es importante comprobar que el ratio L/D se encuentre dentro del rango establecido para una eficiencia correcta de secado. En este caso dicho ratio sería de 5,333, encontrándose dentro de los límites.

Una vez calculadas las dimensiones del secador, se ha de comprobar que se cumpla que el flujo de velocidad del aire sea inferior al flujo máximo permisible:

El flujo de gas, G (kg/m²s), resulta de dividir el caudal de aire entre el área de paso del conducto, es decir V/L , resultando ser de 5,037 kg/m²s. Por tanto, al cumplirse la premisa se dan por correctos los resultados.

Para calcular el número de unidades de transferencia, de acuerdo con la ecuación 13, serán necesarias las temperaturas de entrada y salida de aire, que son conocidas, y la temperatura del bulbo húmedo.

Finalmente, para el cálculo de la humedad de salida, eficiencia térmica del proceso e inclinación todos los datos son conocidos, por tanto se pueden calcular mediante las ecuaciones 14, 15, 16 y 17, respectivamente.

3.1.4. Resultados obtenidos para el proceso de diseño

En este apartado se recoge una tabla resumen con los resultados de los cálculos realizados.

Tabla 5. Resultados obtenidos

Especificaciones de producto			
Caudal de alpeorajo salida	F_{sout}	3324	Kg/h
Caudal agua evaporada	F_{ev}	3176	Kg/h
Especificaciones del aire			
Caudal de aire salida	F_{gout}	90584	Kg/h
Flujo de aire	G	5,037	Kg/s·m ²
Densidad de aire salida	P_{gin}	0,8229	Kg/m ³
Humedad de salida	Y_{gout}	3,516	%
Energía			
Energía consumida	Q	2732	kW
Energía de vaporización	Q_v	2036	kW
Energía de recalentamiento	Q_H	175,6	kW
Energía del líquido	Q_L	249,2	kW
Energía del producto sólido	Q_S	50,99	kW
Energía de intercambio aire-vapor	Q_{HE}	6092	kW
Eficiencia térmica	η_s	44,84	%
Número de unidades de transferencia	N_{TU}	1,6	
Datos de diseño			
Diámetro	ϕ	2,583	m
Volumen	V	72,22	m ³
Longitud	L	13,78	m
Ratio L/D	L/D	5,33	
Pendiente	s	2,19	%

3.2. Zona de extracción del orujillo

3.2.1. Datos de partida

Tabla 6. Datos conocidos de entrada al extractor

Corriente de sólido			
Caudal de alpeorujo	M_{sin}	3324	Kg/h
Temperatura de entrada	T_{gin}	80	°C
Humedad de entrada	X_{gin}	12	%

3.2.2. Diseño del equipo de extracción

3.2.2.1. Balance de materia en el equipo de extracción

Para la realización del balance de materia en el equipo extractor han sido consideradas una serie de asunciones:

- Flujo en contracorriente de la corriente de sólido y la de miscela
- Inicialmente el equipo es alimentado por hexano puro, como disolvente
- La temperatura permanece constante y uniforme a lo largo del equipo
- Equilibrio: cada etapa teórica está considerada como un mezclador donde se alcanza el equilibrio
- La miscela que percola en cada etapa lo hace a una velocidad constante
- El inerte, orujillo y agua de constitución, son totalmente inmiscibles en el disolvente y por tanto saldrán por la corriente de sólido.
- Cada etapa es regada únicamente por un flujo de miscela

La Figura 30 muestra un esquema del proceso de extracción con flujos en contracorriente, con i etapas ideales. En ella, los subíndices i , $i+1$ e $i-1$, indican las corrientes de entrada y salida de la etapa i , para cada componente.

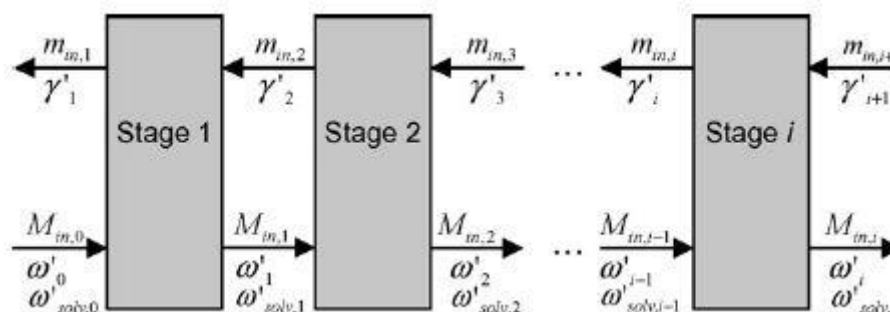


Figura 30. Disposición de flujos en el equipo de extracción

En cada etapa ha de cumplirse el balance de materia global tanto para la corriente de sólido, M (kg/h), como para la de miscela, m (kg/h).

$$m_{in,i+1} \cdot \gamma_{i+1} + M_{in,i-1} \cdot \omega_{i-1} = m_{in,i} \cdot \gamma_i \quad (18)$$

Donde γ y ω son las concentraciones máscas de la corriente sólida y la de miscela, respectivamente.

Puesto que el sólido inerte ha sido asumido completamente inmiscible en el solvente. El flujo másico del mismo, M (kg/h), permanece constante a través de las etapas.

$$M_{in,i-1} = M_{in,i} = M_{in,i} \quad (19)$$

Para simplificar el balance, se ha asumido el ratio de disolución retenida en el sólido, K , permanece constante en la corriente de sólido. Esto es:

$$K = \frac{M_{solut,i} \cdot \omega_{solut,i} + M_{solv,i} \cdot \omega_{solv,i}}{M_{in,i} \cdot \omega_i} \quad (20)$$

De acuerdo con el método de las etapas ideales, las corrientes de salida del equipo alcanzan el equilibrio, es decir, las concentraciones de soluto y disolvente en ambas corrientes han de ser iguales.

$$\frac{M_{in,i-1} \cdot \omega_{i-1}}{K \cdot M_{in}} = \gamma_i \quad (21)$$

Para el cálculo de la longitud del equipo se ha seguido la ecuación de diseño propuesta por Almeida, para extractores tipo de Smet, como el que se utilizará en este proyecto.

$$L = \frac{1}{P \cdot W} \sum_{i=1}^N Q_i \quad (22)$$

Donde, L (m) es la longitud efectiva del equipo, P (m^3/m^2s) el ratio de percolación, W (m) la longitud de cada etapa, y Q_i (m^3/h) el caudal volumétrico de la corriente.

3.2.2.2. Procedimiento de cálculo

Las imposiciones iniciales, para el balance de materia, que se van a considerar son las siguientes:

- Ratio de disolución retenida constante e igual a 0,3 kg disolución/kg de inerte
- Rendimiento global del aceite del 99,5 %, es decir, que por la corriente de orujillo como máximo saldrá un 0,5 % de aceite residual

Conocida la composición de entrada, procedente del secador, y habiendo definido las imposiciones, se tienen dos incógnitas principales: la cantidad de disolvente necesaria para que se lleven a cabo la separación y el número de etapas necesarias para ello, en las condiciones ya definidas.

En primer lugar, se ha de hacer un balance de materia global, es decir, de las corrientes de entrada y salida al proceso para N etapas. Una vez hecho, se comienza a resolver el balance para 2 etapas, y así sucesivamente hasta que las condiciones de salida sean similares a las impuestas, esto es: que se cumpla que la fracción de salida de aceite residual sea igual o inferior al 0,5 % de la que entró al equipo.

3.2.2.3. Resultados obtenidos para el proceso de diseño

A continuación se muestran las tablas obtenidas del balance de materia global, y por cada etapa.

1. Balance de materia global						
	Parámetro	Unidad	L0	V1	Ln	Vn+1
Aceite	Caudal	kg/h	265,9	264,6	1,3	0,0
	x	%	8,0	2,1	0,0	0,0
Hexano	Caudal	kg/h	0,0	12379,9	916,1	13296,0
	x	%	0,0	97,9	23,0	100,0
Orujillo desengrasado	Caudal	kg/h	3058,1	0,0	3058,1	0,0
	x	%	92,0	0,0	76,9	0,0
Total	Caudal	kg/h	3324,0	12644,5	3975,5	13296,0

1. Balance de materia global						
	Parámetro	Unidad	L0	V1	Ln	Vn+1
Aceite	Caudal	kg/h	265,9	264,6	1,3	0,0
	x	%	8,0	2,1	0,0	0,0
Hexano	Caudal	kg/h	0,0	12379,9	916,1	13296,0
	x	%	0,0	97,9	23,0	100,0
Orujillo desengrasado	Caudal	kg/h	3058,1	0,0	3058,1	0,0
	x	%	92,0	0,0	76,9	0,0
Total	Caudal	kg/h	3324,0	12644,5	3975,5	13296,0

1. Balance de materia global						
	Parámetro	Unidad	L0	V1	Ln	Vn+1
Aceite	Caudal	kg/h	265,9	264,6	1,3	0,0
	x	%	8,0	2,1	0,0	0,0
Hexano	Caudal	kg/h	0,0	12379,9	916,1	13296,0
	x	%	0,0	97,9	23,0	100,0
Orujillo desengrasado	Caudal	kg/h	3058,1	0,0	3058,1	0,0
	x	%	92,0	0,0	76,9	0,0
Total	Caudal	kg/h	3324,0	12644,5	3975,5	13296,0

Tabla 7. Balance de materia para 2 etapas ideales

2. Cálculo de etapas de equilibrio								
2 etapas	Parámetro	Ud	M0	m1	M1	m2	M2	m3
Aceite	Caudal	kg/h	265,92	264,59	19,20	17,87	1,23	0,00
	x	%	8,00	2,09	0,48	0,13	0,03	0,00
Hexano	Caudal	kg/h	0,00	12379,91	898,23	13278,13	916,19	13296,10
	x	%	0,00	97,91	22,59	99,87	23,05	100,00
Orujillo desengrasado	Caudal	kg/h	3058,08	0,00	3058,08	0,00	3058,08	0,00
	x	%	92,00	0,00	76,92	0,00	76,92	0,00
Total	Caudal	kg/h	3324,00	12644,50	3975,50	13296,00	3975,50	13296,10

Finalmente resulta que para dos etapas de equilibrio ($i=2$), la composición de salida de aceite residual en el sólido sería de 0,4626 %, según la ecuación 23

$$\omega_{soluta,2} = \frac{1,23}{265,9} \cdot 100 \quad (23)$$

Puesto que este resultado es menor del 0,5%, se llega a la conclusión de que con dos etapas ideales es decir, recirculando la miscela en dos ocasiones, se llegaría al rendimiento deseado. Además, en estas condiciones, la alimentación de hexano puro necesaria es 4 veces la alimentación, $M_{in}/m_{solv,in}=1/4$

Suponiendo una eficacia del 95% del equipo, según la ecuación, el número de etapas reales sería de 3.

$$Nr = \frac{N_{ideales}}{\eta} \quad (24)$$

La referencia que se tiene sobre este ratio, para hexano como disolvente en extractores industriales, es que a partir de ratios de 1:18, el rendimiento apenas varía y, por tanto, no tendría sentido seguir añadiendo disolvente. Con lo cual, el ratio obtenido se encuentra dentro de los límites recomendados.

Para el cálculo de la longitud (m) del extractor se conocen todos los datos de la ecuación 25:

La longitud de cada etapa así como el ratio de percolación, han sido considerados los valores normalmente utilizados por este tipo de equipos industriales, $W=1,2$ m; $P=4$ m³/m²h.

El caudal volumétrico de la etapa sólida ha sido calculado como:

$$Q_i = \frac{3324 \text{ kg/h}}{600 \text{ kg/m}^3} = 5,54 \text{ m}^3/\text{h} \quad (25)$$

Para estos datos, entrando en la ecuación, la longitud efectiva del equipo será de 4 metros aproximadamente.

3.3. Zona de desolventización

3.3.1. Datos de partida

Tabla 8. Datos conocidos de entrada al desolventizador

Corrientes del DT		Alimentación	
Flujo másico	M_{sin}	3975,5	Kg/h
Composición orujillo seco	X_{gin}	69,89	%
Composición de agua	X_{water}	10,03	%
Composición disolvente	X_{dis}	23,05	%
Composición de aceite residual	X_{ac}	0,03	%
Temperatura de entrada	T_{gin}	49	°C

3.3.2. Cálculos para el diseño del desolventizador-tostador

3.3.2.1. Balance de materia en el equipo de extracción

La Figura 31 muestra el perfil de temperatura y de concentración de solvente que se ha tenido en cuenta para la realización del balance de masa. De este modo, en la última bandeja la concentración de disolvente será de no más del 0,025 % del que entró, es decir, de 250 ppm.

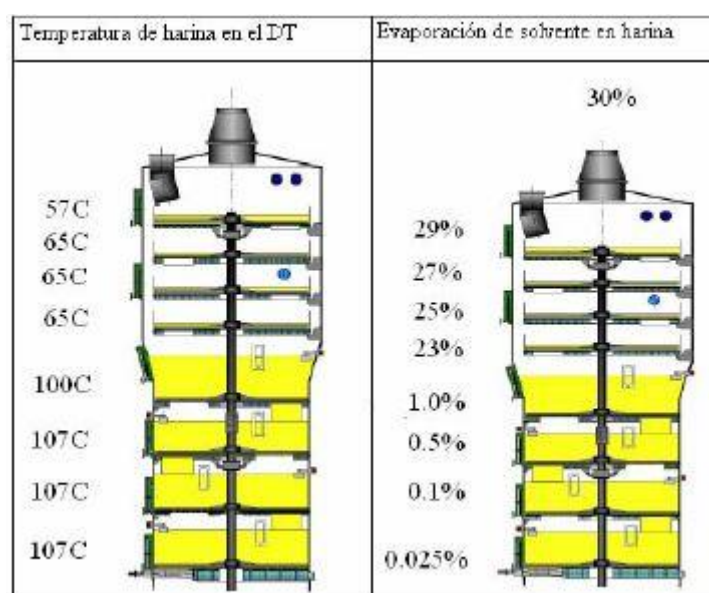


Figura 31. Perfil de temperatura y desolventización del D-T

En la Figura 32 se muestra el esquema general de la columna de desolventización, en la cual se producirá un stripping, es decir, una corriente de vapor procedente de la caldera, G, se encargará de

eliminar en lo posible un componente de la corriente de entrada líquida, F. El contacto será en contracorriente, mejorando así el contacto y optimizando el rendimiento del proceso. Nótese que dicha figura es para la desolventización de la soja. Por el contrario, para el orujillo no será necesario el vapor indirecto en cada plato, de acuerdo con las especificaciones que ha de cumplir el producto de salida.

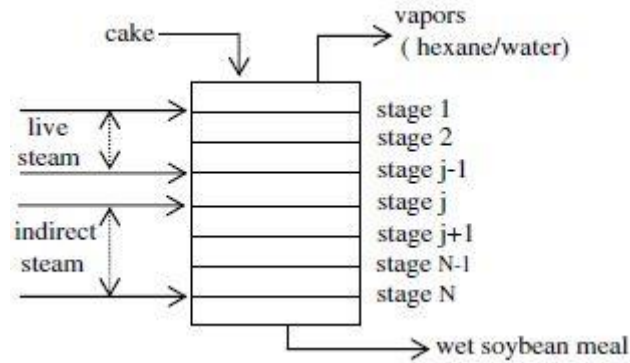


Figura 32. Configuración del D-T

Para la obtención de cada corriente, se ha recurrido a un balance de materia global, de acuerdo con la Figura:

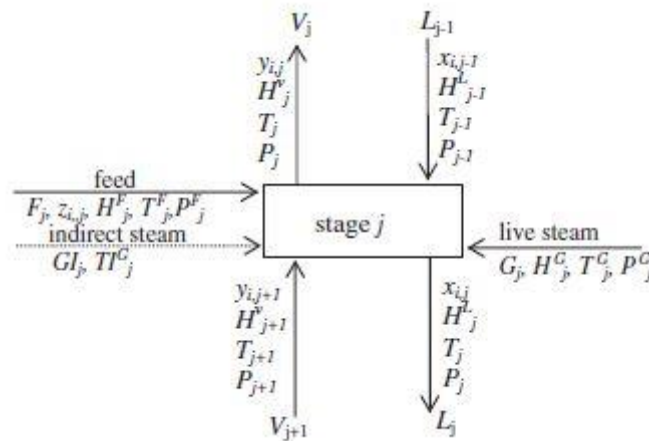


Figura 33. Balance de entradas y salidas en la etapa j del D-T

Se conocen los datos de la corriente de alimentación, F (kg/h), y su composición. Además, como se vio anteriormente, se han impuesto la composición de disolvente y agua a la salida de la corriente L. Con ello se pueden obtener las corrientes L (kg/h) y V (kg/h):

Teniendo en cuenta que el sólido graso de entrada sale en su totalidad por la corriente de orujillo, y que las composiciones de disolvente y agua serán de 250 ppm y 0,08, respectivamente, la corriente de orujillo desolventizado L (kg/h) será:

$$L = \frac{F \cdot (x_{Fs} + x_{Fac})}{1 - x_{Ls} - x_{Lw}} \quad (26)$$

Donde x_{Fs} y x_{Fac} son composición del sólido seco y aceite a la entrada, respectivamente; y x_{Ld} y x_{Lw} las de disolvente y agua, en la corriente L (kg/h) de orujillo desolventizado.

Una vez calculada la corriente L (kg/h) y su composición, y conocida la corriente F, se procede a calcular la corriente de hexano y agua vaporizados que sale por cabeza, V (kg/h). Este cálculo se hará por diferencia.

$$F = L + V \quad (27)$$

Aún queda por conocer la cantidad de vapor directo que será necesario para que se produzca el stripping con las especificaciones deseadas. Para ello será necesario el balance de energía del proceso.

3.3.2.2. Balance de energía

El balance de energía en la columna viene dado por la Ecuación 28:

$$F \cdot H_F + G \cdot H_G = L \cdot H_L + V \cdot H_V \quad (28)$$

Donde H_i (kJ/kg) es la entalpía de la corriente i .

La entalpía de la alimentación H_F , y la de salida de orujillo desolventizado H_L , ha sido calculada mediante la siguiente expresión.

$$H_i = ((x_{FS} + x_{Fac}) \cdot C_{p_a} + x_{Fd} \cdot C_{p_{Fd}} + x_{FW} \cdot C_{p_{FW}}) \cdot (T - T_{ref}) \quad (29)$$

Donde x_i son las composiciones de sólido, aceite disolvente y agua, respectivamente en la corriente de entrada; C_p las capacidades caloríficas; T (°C) la temperatura de entrada y T_{ref} (°C) la de referencia.

La entalpía de la corriente vapor H_V , ha sido calculada de acuerdo con la ecuación 30.

$$H_V = y_{Vd} \cdot [\lambda_{Vd} + C_{p_{Vd}} \cdot (T - T_{ref})] + (1 - y_{Vd}) \cdot [\lambda_{Vw} + C_{p_{Vw}} \cdot (T - T_{ref})] \quad (30)$$

Donde x_i son las composiciones de disolvente y agua, respectivamente en la corriente de vapor; C_p las capacidades caloríficas; T (°C) la temperatura de entrada y T_{ref} (°C) la de referencia.

Finalmente, la entalpía del vapor necesario para el stripping, es la de vaporización a la presión de entrada del vapor, es decir, 10 bares.

3.3.3. Resultados obtenidos para el proceso de diseño

Tabla 9. Resultados del diseño del desolventizador-tostador

Corrientes del DT	Ud.	Alimentación	Orujillo desolventizado	Vapor	Vapor directo
		F	L	V	G
Flujo másico	kg/h	3975,5	3022,20	1073	472,3
Composición orujillo seco	%	69,89	91,94	-	-
Composición de agua	%	10,03	8	14,63	100
Composición disolvente	%	23,05	0,025	85,37	-
Composición de aceite residual	%	0,03	0,035	-	-
Temperatura	° C	49	110	70	
Entalpía	kJ/kg	84,74	128,7	838,5	2015

3.4. Zona de destilación

3.4.1. Datos de partida

La Tabla 10 recoge los datos de entrada al primer tanque flash. Para el porcentaje de ácidos grasos contenidos en la miscela, se ha atendido a la Analítica característica según el Rgto 2568/91 de la Comisión emitida por la ANEO (Asociación Nacional de Empresas de Aceite de Orujo).

Tabla 10. Composición Aceite de Orujo de Oliva Crudo

ACIDEZ: -	ÁCIDOS GRASOS % :
HUMEDAD %: -	-Mirístico: $\leq 0,05$
IMPUREZAS %: -	-Linolénico: $\leq 1,0$
INDICE PERÓXIDOS (mEq O ₂ /kg) : -	-Aráquidico: $\leq 0,6$
CERAS (mg/kg): > 350	-Eicosenoico %: $\leq 0,4$
MONOPALMITATO DE 2-GLICERIDO %: $\leq 1,4$	-Behénico: $\leq 0,3$
ESTIGMASTA-DIENO (mg/kg): -	-Lignocérico: $\leq 0,2$
DIFERENCIA ECN42: $\leq 0,6$	-Palmítico: 7,5 – 20,0
K232: -	-Palmitoléico: 0,3 – 3,5
K270: -	-Heptadecanoico: $\leq 0,3$
Delta-K: -	-Heptadecenoico: $\leq 0,3$
ERITRODIOL+UVAOL %: $> 4,5$	-Esteárico: 0,5 – 5,0
ESTEROLES TOTALES (mg/kg): ≥ 2.500	-Oleico: 55,0 – 83,0
-Colesterol %: $\leq 0,5$	-Linoleico: 3,5 – 21,0
-Brasicasterol %: $\leq 0,2$	SUMA ISOMEROS TRANS %
-Campesterol %: $\leq 4,0$	-Oleicos: $\leq 0,20$
-Estigmasterol %: -	-Linoleico y linolénico: $\leq 0,10$
-Beta-sitosterol %: $\geq 93,0$	Benzo a-Pireno (ppb): 0
-Delta7-estigmastenol %: $\leq 0,5$	

Debido a la gran variedad de ácidos grasos que posee, se ha optado por elegir el Oléico, Palmítico y Linoléico como representativos, ya que suponen más del 90% de su composición.

Tabla 11. Datos conocidos de entrada al tanque flash

Corrientes del DT		Alimentación	
Flujo másico	M_{sin}	14189,8	Kg/h
Composición de agua	X_{water}	4,4	%
Composición disolvente	X_{dis}	93,7	%
Composición de ácido oleico	X_{ol}	1,3	%
Composición de ácido linoléico	X_{li}	0,3	%
Composición de ácido palmítico	X_{pa}	0,2	%
Temperatura de entrada	T_{gin}	54	°C
Presión de entrada	P_{in}	1	bar

3.4.2. Cálculo para el diseño de equipos de destilación

Para llevar a cabo el diseño de los equipos encargados de la extracción líquido-líquido, ha sido necesario utilizar un software de Simulación de Procesos Químicos, en este caso se ha optado por el programa Aspen Plus, en el cual además de la simulación de diagramas de flujo, permite realizar otras tareas tales como la estimación de propiedades de los compuestos, análisis de sensibilidad de las variables, obtención de especificaciones de diseño, entre otras.

3.4.2.1. Posibilidades de diseño tenidas en cuenta

Debido a la gran diferencia de composición entre el solvente y el resto de componentes, inicialmente se contempló la posibilidad de colocar dos columnas de destilación en serie, la primera retiraría el hexano por cabeza, mientras que la segunda separaría la mezcla agua-aceite. No obstante, tras llevar a cabo la simulación, por un lado la separación obtenida se alejaba bastante de la requerida según especificación. Por otro, el número de etapas de equilibrio no era suficiente como para usar dos torres de platos.

Seguidamente se barajó la posibilidad de realizar una etapa previa de concentración de miscela en un tanque flash (que retirara la mayor parte de disolvente posible por cabeza) y seguidamente una columna de destilación en serie que consiguiese separar el resto de solvente haciéndose cumplir especificación a la salida de fondo. Una vez realizada dicha simulación, el aceite de orujo crudo de salida cumplía especificación a costa de una temperatura de salida muy elevada, con lo cual no resultaba factible esta vía puesto que, como se comentó con anterioridad, dicho producto resulta muy susceptible a las altas temperaturas pudiéndose degradar con facilidad.

Teniendo en cuenta los resultados anteriores, se ha optado por simplificar el proceso haciendo uso de varios tanques flash en serie que, en condiciones de operación adecuadas, consigan reunir todas las condiciones necesarias para la obtención de un producto de calidad.

A continuación se detallará el procedimiento de diseño y simulación con Aspen Plus.

3.4.2.2. Selección del modelo termodinámico

En primer lugar se ha seleccionado el modelo termodinámico para la simulación, en función de los compuestos presentes y el rango de presión y temperatura del proceso.

De acuerdo con el árbol de decisión de la Figura 34, debido a la presencia de compuestos polares no electrolíticos, en un rango de presión inferior a 10 bar y con interacción de dos fases líquidas, el método que mejor se ajusta a la separación es el UNIFAC-LL.

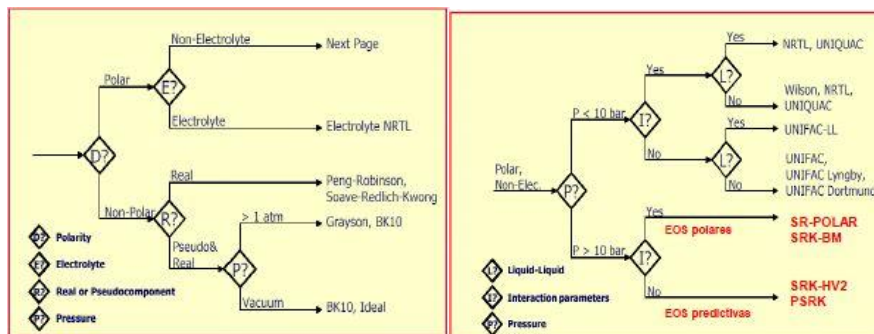


Figura 34. Árboles de decisión

3.4.2.3. Diagrama de flujo y corriente de entrada

Seguidamente se construirá el diagrama de flujo para su correcta simulación, quedando de la siguiente forma:

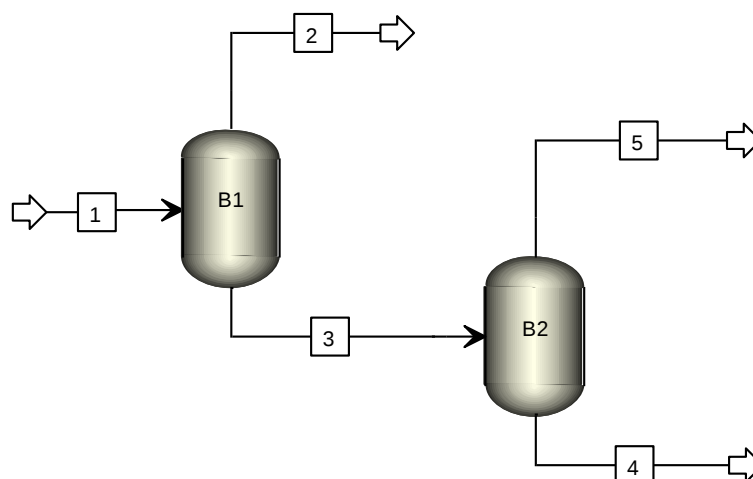


Figura 35. Pantalla Diagrama de Flujo Aspen Plus

Donde B1, B2 son los bloques correspondientes al tanques flash y columna, respectivamente.

Por su parte, la corriente 1 será la alimentación, la cual ha de especificarse en la pestaña *Set Up*.

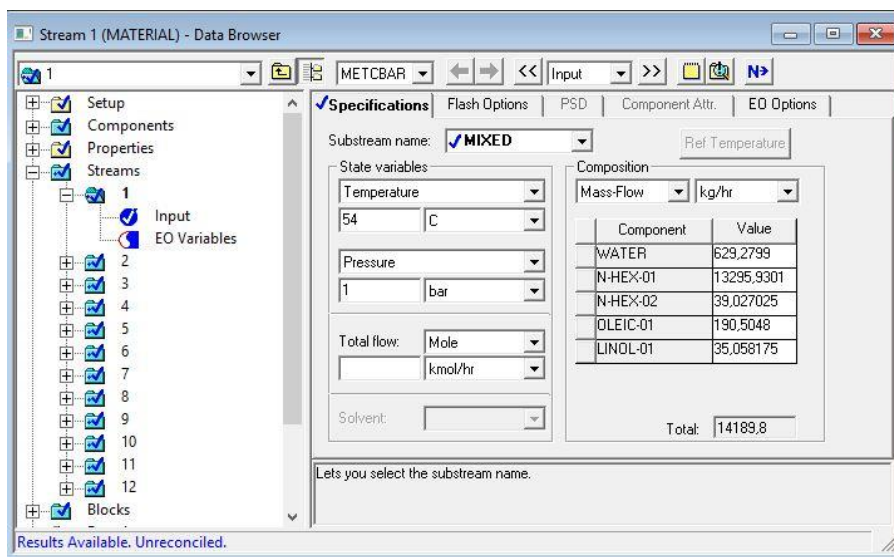


Figura 36. Especificación de alimentación al primer tanque flash

3.4.2.4. Selección de tanque flash

Una vez seleccionados los modelos de tanque flash la librería de Aspen Plus, se han de introducir sus especificaciones:

- Presión y Temperatura Primer tanque: 0,5 bar y 54 °C
- Presión y Temperatura Segundo tanque: 0,005 y 160 °C

3.4.3. Resultados de la simulación

Una vez especificadas corriente de entrada y datos de diseño de los equipos, los resultados arrojados por el programa son los siguientes:

Flash						
Stream ID		1	2	3	4	5
Temperature	C	54.0	54.0	54.0	160.0	160.0
Pressure	bar	1.000	0.500	0.500	0.005	0.005
Vapor Frac		0.483	1.000	0.000	0.000	1.000
Mole Flow	kmol/hr	190.168	187.381	2.787	0.710	2.076
Mass Flow	kg/hr	14189.800	13772.799	417.001	197.790	219.211
Volume Flow	cum/hr	2445.585	10032.873	0.561	0.249	14952.724
Enthalpy	MMkcal/hr	-8.883	-7.936	-0.265	-0.123	-0.101
Mass Flow	kg/hr					
WATER		629.280	627.768	1.512	< 0.001	1.512
N-HEX-01		13295.930	13145.029	150.901	0.044	150.857
N-HEX-02		39.027	< 0.001	39.027	25.391	13.636
OLEIC-01		190.505	0.001	190.504	146.747	43.757
LINOL-01		35.058	< 0.001	35.058	25.609	9.449
Mass Frac						
WATER		0.044	0.046	0.004	377 PPB	0.007
N-HEX-01		0.937	0.954	0.362	221 PPM	0.688
N-HEX-02		0.003	17 PPB	0.094	0.128	0.062
OLEIC-01		0.013	84 PPB	0.457	0.742	0.200
LINOL-01		0.002	20 PPB	0.084	0.129	0.043

Figura 37. Tabla de resultados de corrientes en la sección de separación hexano-aceite

Se comprueba, por tanto, que la corriente de salida de fondos de la segunda columna (Stream ID 4) contiene <250 ppm de hexano y <1% de agua, con lo cual se da por válida la separación.

3.4.3.1. Dimensiones del tanque flash

Para llevar a cabo el dimensionamiento se ha llevado a cabo el siguiente procedimiento:

En primer lugar se determinará la velocidad máxima permisible del gas, siguiendo la ecuación propuesta por Souders-Brown:

$$v_{max} = K_v \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}} \quad (31)$$

Donde K_v es un factor dependiente de las propiedades de las sustancias, y ρ las densidades de la fase líquida y la vapor en las condiciones de operación.

Para determinar el factor K_v , se ha seguido una tabla de valores recomendados según *GPSA Engineering Data Book* para recipientes verticales, con mallas horizontales en la parte superior que eviten posibles arrastres de líquido en la salida del vapor.

Tabla 12. Valores de Kv recomendados versus rango de presión

Rango de presiones (bar)	Kv (m/s)
0-7	0,107
7-21	0,101
21-42	0,092
42-63	0,083
63-105	0,065

En ambos casos el rango de presión será el primero, por tanto Kv resultará de 0,107 m/s.

Una vez obtenida la velocidad máxima permisible del vapor, se procede a calcular la altura del equipo.

$$A = \frac{Qg}{v_{max}} \quad (32)$$

Donde A es área de sección en m² y Qg el caudal volumétrico de la fase vapor, en m³/s.

Obtenida la altura, puede sacarse el diámetro del tanque, ϕ en m.

Finalmente, la altura se ha obtenido teniendo en cuenta las relaciones L/D recomendadas según diferentes presiones de operación:

Tabla 13. Valores de ratio L/D recomendado versus rango de presión

Rango de presiones (bar)	L/D
0-17,25	3
17,26-34,5	4
>34,5	5

Para este caso, se escogería la relación L/D de 3, al ser encontrarse la presión entre el primer rango.

Los resultados de ambos tanques se recogen en el apartado de soluciones obtenidas.

3.4.4. Resultados obtenidos para el proceso de diseño

Tabla 14. Resultados de diseño del tanque Flash 1

Tanque Flash 1			
	ρ_v	kg/m ³	1.373
	ρ_L	kg/m ³	743,317
	Kv	m/s	0,107
	V_{max}	m/s	2,488
	Q_v	m ³ /s	2,787
	A	m ²	1,120
	ϕ	m	1,194
	h	m	3,583

Tabla 15. Resultados de diseño tanque flash 2

Tanque Flash 2			
	ρ_v	kg/m ³	0,01466
	ρ_L	kg/m ³	794,337
	K_v	m/s	0,107
	V_{max}	m/s	24,9
	Q_v	m ³ /s	4,16
	A	m ²	0,51
	ϕ	m	0,46
	h	m	1,38

3.5. Recuperación de solvente

3.5.1. Datos de partida

Tabla 16. Datos conocidos del condensador a la entrada

Fluido: Carcasa			
Caudal	$\dot{m}_f$	1357	Kg/h
Cp	C_p	1,034	kJ/kg
Temperatura de entrada	T_e	25	°C
Temperatura de salida	T_s	250	°C
Fluido: Tubos			
Caudal	$\dot{m}_c$	1842	Kg/h
Cp	C_p	1,091	kJ/kg
Temperatura de entrada	T_e	277	°C

3.5.2. Cálculos para el diseño de los equipos

3.5.2.1. Ecuaciones de diseño

El balance de energía establece que el calor que entrega el fluido caliente para enfriarse ha de ser igual que el del fluido frío al aumentar su temperatura.

$$Q = \dot{m}_f \cdot C_{pf} \cdot (T_{fs} - T_{fe}) \quad (33)$$

$$Q = \dot{m}_c \cdot C_{pc} \cdot (T_{ce} - T_{cs}) \quad (34)$$

Donde Q es el calor en kW; $\dot{m}_i$ los caudales máscicos (kg/s); C_p las capacidades calóricas (kJ/kg°C); y T_i las temperaturas de entrada y salida.

En este caso se conoce la corriente de fluido caliente ya que es la salida de los destiladores flash 1 y 2. No obstante se desconoce la cantidad necesaria de agua de proceso para llevar a cabo la condensación de la mezcla de gases.

Por ello se igualan y se despeja el caudal de agua, $\dot{m}_c$, resultando ser de 100000 kg/h.

Además para adecuar la corriente vapor del flash 2 será necesario un compresor isoterma que aumente la presión hasta la de trabajo, fijada como 0,5 bar (presión de la corriente vapor del flash 1).

Será necesario seguir, por consiguiente, el método de la F-DTLM que consiste en determinar la media logarítmica (Ecuación 35)

$$\Delta_{DTLM} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\log \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} \quad (35)$$

Para el cálculo del factor F, en primer lugar será necesario determinar los parámetros R y S para, seguidamente entrar con ellos en la gráfica (Figura 38) y hallar F gráficamente:

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad (36)$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad (37)$$

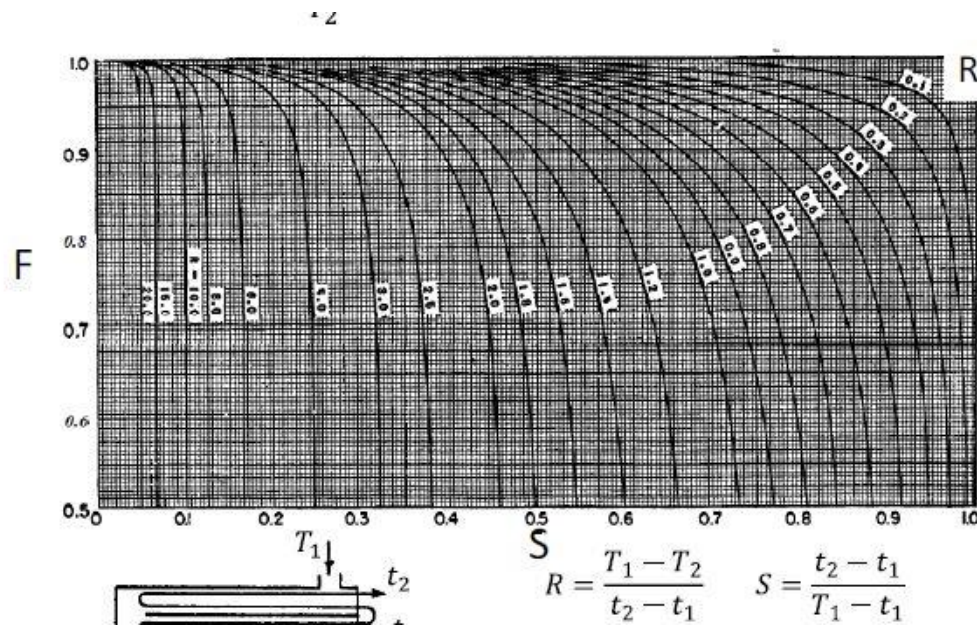


Figura 38. Factor de corrección DTLM para intercambiadores 2-4

R y S resultan ser de 0,642 y 0,823 dando lugar a un factor F de 0,96.

Para la determinación del coeficiente de transferencia global se ha consultado bibliografía especializada. De acuerdo con la Figura 39 el coeficiente recomendado para fluidos condensador vapor orgánico-agua estaría comprendida entre 1000-1500 W/m²K, optándose por un coeficiente intermedio de 1300 W/m²K.

Fluidos que intercambian	U (W/m ² °C)
Agua-agua	850-1700
Agua-aceite	110-350
Gas-gas (P atmosférica)	10-40
Gas-gas (P=200 bar)	100-300
Condensador vapor orgánico-agua	1000-1500
Evaporador vapor/solución acuosa	1000-1500
Evaporador hot oil - hidrocarburo	250-550
Intercambiador de calor de tubos con aletas (agua en tubos, aire en flujo cruzado)	25-50
Vapor con fuel oil ligero	170-340
Vapor con fuel oil pesado	56-170
Intercambiador de calor de tubos con aletas (vapor en tubos, aire en flujo cruzado)	28-280

Figura 39. Coeficientes típicos en transferencia global de calor en intercambiadores tubulares

a. Dimensionamiento de los tubos

Según la norma ANSI de especificación de tubos de acero comercial, las dimensiones elegidas para el intercambiador serán de 3/4 pulgadas de DN SC 40, De 1,05" y Di 0,824"

D _{nom} pulg	De pulg	Cédula	Di pulg
3/4	1,05	40	0,824
		80	0,742
1	1,315	40	1,049
		80	0,957
1 1/4	1,660	40	1,38
		80	1,278
1 1/2	1,900	40	1,61
		80	1,50
2	2,375	40	2,067
		80	1,939
2 1/2	2,875	40	2,469
		80	2,323
3	3,5	40	3,068
		80	2,900
3 1/2	4,0	40	3,548
		80	3,364
4	4,5	40	4,026
		80	3,826
5	5,536	10 S	5,295
		40	5,047
		80	4,813
6	6,625	10 S	6,357
		40	6,065
		80	5,761
8	8,625	10 S	8,329
		30	8,071
		80	7,625
10	10,75	10 S	10,420
		30	10,192
		XX	9,750
12	12,75	10 S	12,39
		30	12,09
		XX	11,75
14	14,0	10	13,5
		Estándar	13,25
		XX	13,00

Figura 40. Especificaciones de tubos para acero comercial según norma ANSI

Con ello, según Figura 40, para Di de 8" de carcasa corresponderían 32 tubos.

Tubos de 3/4 pulg. pitch de 15/16 pulg y arreglo triangular					
8	36	32	26	24	18
10	62	56	47	42	36
12	109	98	86	82	78
13 1/4	127	114	96	90	86
15 1/4	170	160	140	136	128
17 1/4	239	224	194	188	178
19 1/4	301	282	252	244	234
21 1/4	361	342	314	306	290
23 1/4	442	420	386	378	364
25	532	506	468	446	434
27	637	602	550	536	524
29	721	692	640	620	594
31	847	822	766	722	720
33	974	938	878	852	826
35	1102	1068	1004	988	958
37	1240	1200	1144	1104	1072
39	1377	1330	1258	1248	1212

Figura 41. Configuraciones comerciales carcasa y tubo. Tubos 3/4 pulg.

b. Diseño del intercambiador en Aspen Plus

En primer lugar se seleccionan los componentes de las corrientes de proceso (Figura). A continuación se realiza el esquema del equipo (Flowsheet) y se completan los datos de entrada de fluido caloportador, agua de proceso en este caso (Input).

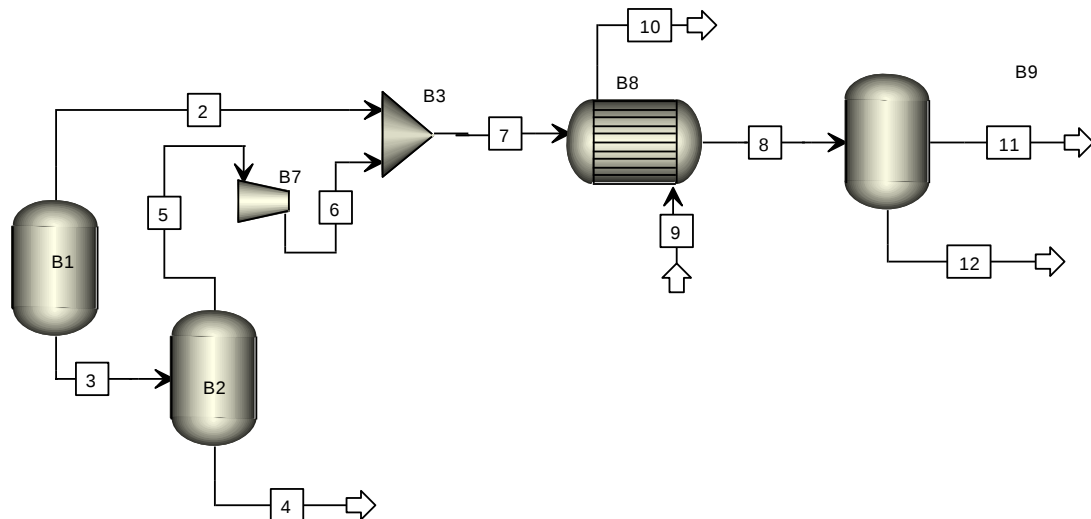


Figura 42. Flowsheet del sistema de extracción L-L y recuperación de solvente

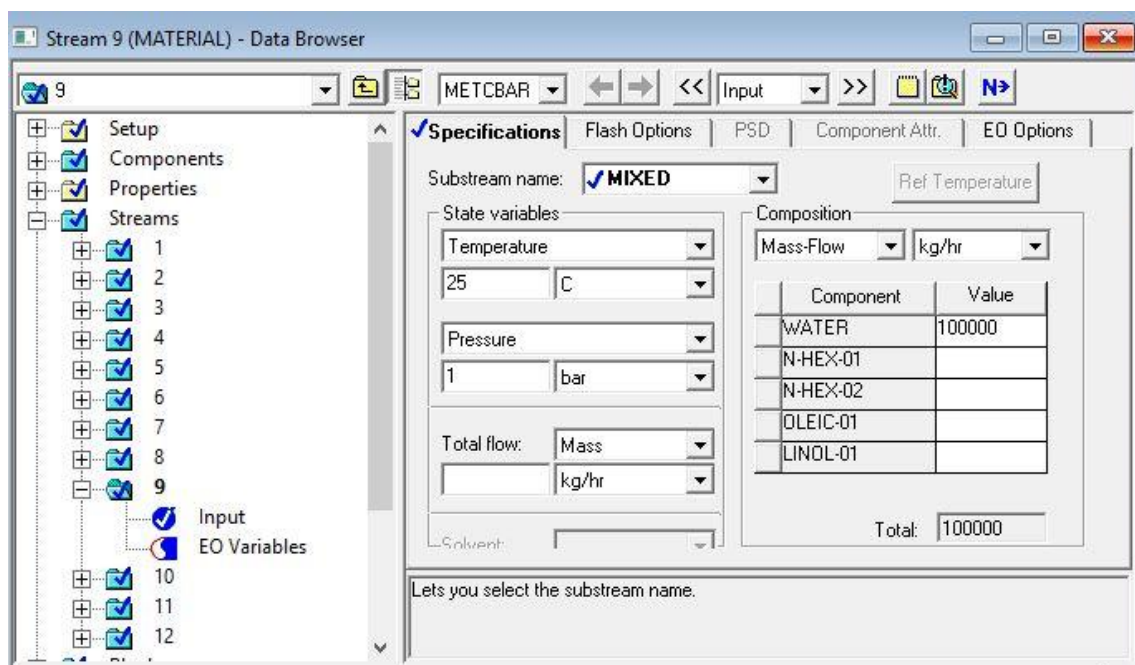


Figura 43. Pantalla Input Aspen Plus

Para poder realizar la simulación se han de completar las especificaciones del equipo:

- Se selecciona el modelo Shortcut, al desconocer la geometría del equipo.
- El tipo de simulación será la de diseño
- La disposición de fluidos en contracorriente.
- Se han determinado como especificaciones de diseño la temperatura de salida del fluido caliente, la mínima para que condense la mezcla, 31 °C
- En el apartado DTLM se completa con los resultados obtenidos en el apartado anterior
- El coeficiente U será el determinado anteriormente como 1300 W/m²K

Una vez especificados todas las condiciones se lleva a cabo la simulación, obteniéndose los siguientes resultados en la pestaña *Results*.

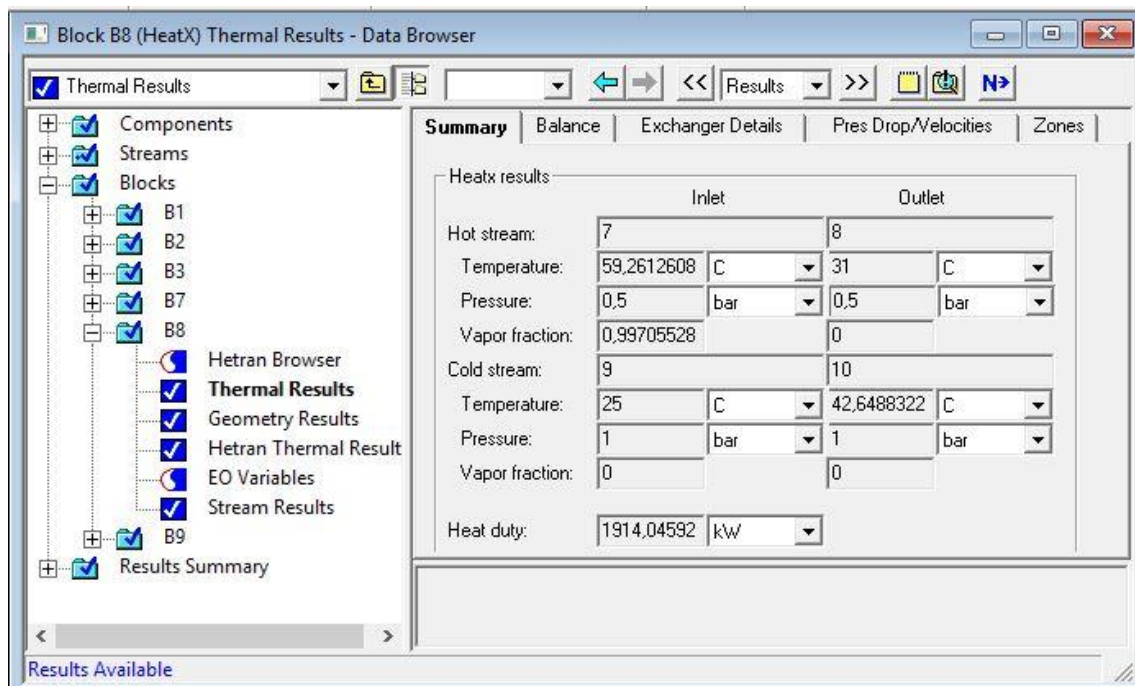


Figura 44. Pantalla "Results": Resumen de resultados

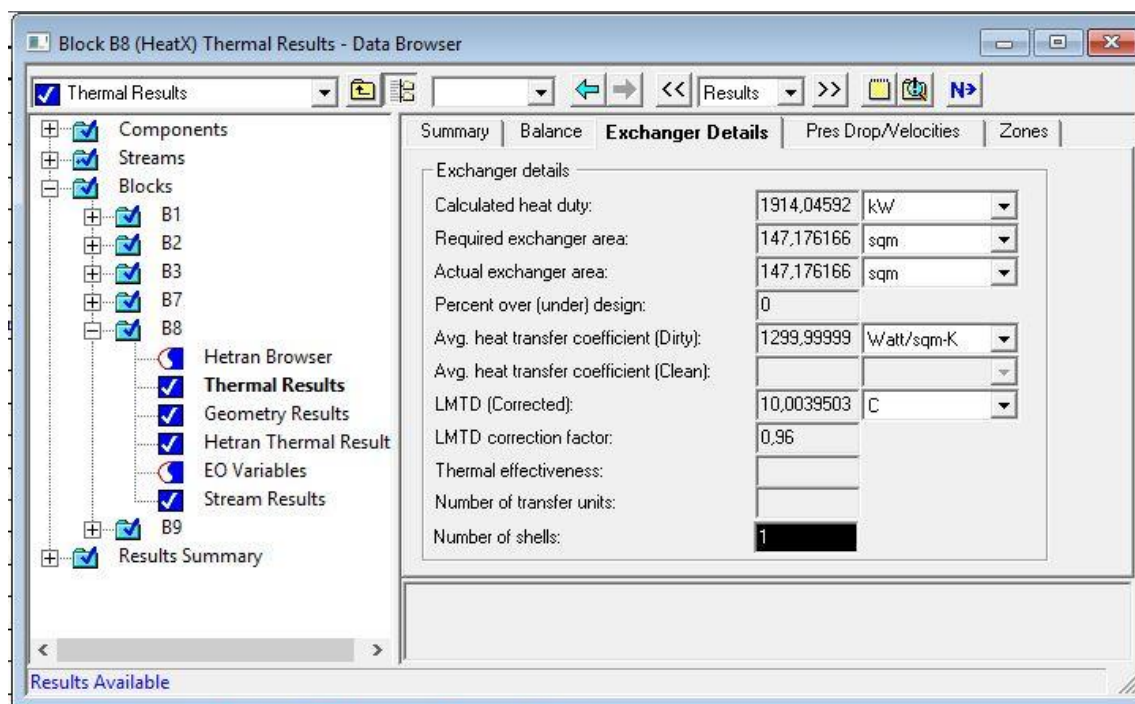


Figura 45. Pantalla "Results": Detalles del intercambiador

De igual manera se obtienen los resultados del compresor y del decantador

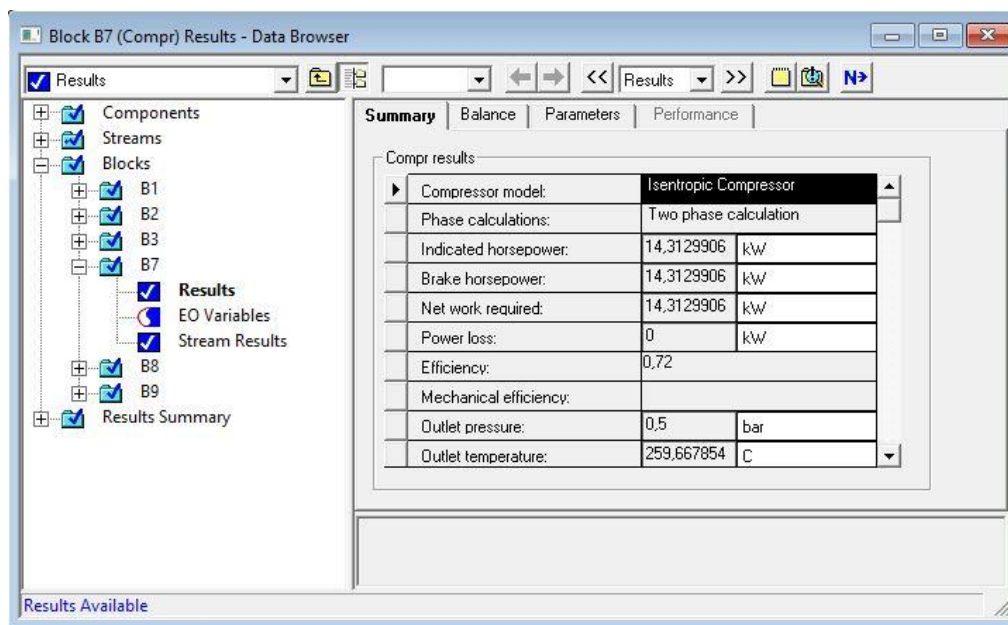


Figura 46. Pantalla "Results": Compresor isentrópico

3.5.3. Resultados obtenidos para el proceso de diseño

Tabla 17. Resultados de diseño del intercambiador de carcasa y tubo

Balance de energía			
Temperatura de salida agua	T_s	42,6	°C
Potencia	Q	1914	kW
Diseño			
Factor R	R	0,823	
Factor S	S	0,64	
Factor diseño	F	0,94	
DTLM	DTLM	20,003	°C
Coeficiente global	U	1300	W/m ² K
Área de intercambio	A	73	m ²

Tabla 18. Resultados obtenidos para equipo de decantación

Caudales			
Caudal de entrada	F_e	13992	kg/h
Densidad	ρ	684,608	kg/m ³
Caudal de disolvente salida	F_{ds}	13365	kg/h
Caudal de agua salida	F_{aguas}	626,94	kg/h
Dimensiones			
Volumen de ocupación	V_o	80	%
Volumen	V	25,54	m ³
Diámetro	ϕ	1,9	m
Longitud	L	9	m
Ratio	L/D	5	

3.6. Caldera de vapor

La caldera ha sido seleccionada del Catálogo Técnico de la marca Ferroli:

Se trata de una caldera de tubos de agua con rejilla móvil, diseñada para combustibles sólidos de acuerdo con la normativa vigente en materia de emisiones.

La Figura 47 muestra un esquema de la caldera indicando sus partes principales.

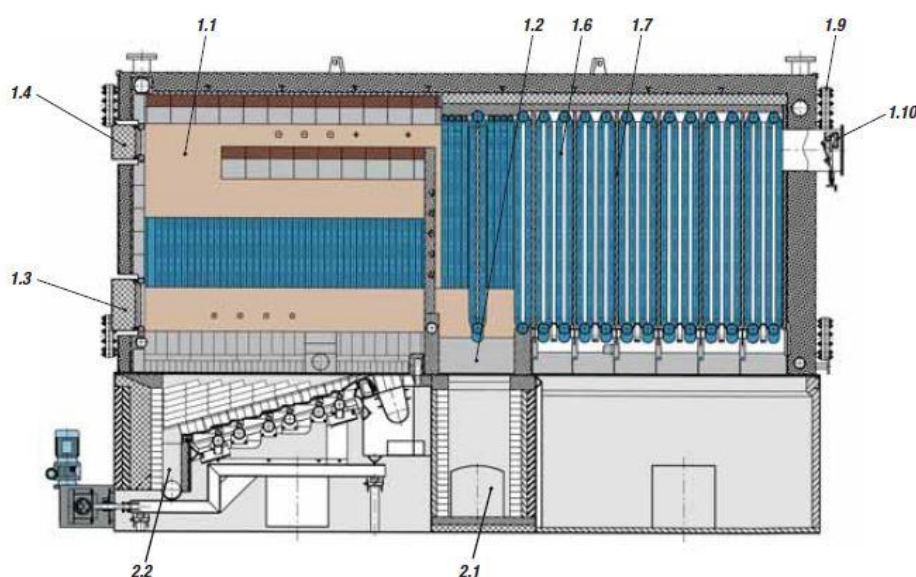


Figura 47. Caldera de vapor “Bi Comb SGM”

Donde 1.1 Cámara de combustión; 1.2 Cámara de Post combustión; 1.3. Puerta de la cámara; 1.4 Puerta de limpieza superior; 1.5 puerta a prueba de explosión; 1.6 Haz tubos; 1.7 Tubos deflectores del gas combustión; 1.8 Ventilador aire secundario 1.9 Pestaña inspección colector; 1.10 Salida Gas combustión; 2.1 Puerta limpieza; 2.2 Ventilador aire primario 3.1 Motor velocidad variable 3.2 Tornillo de alimentación; 3.3 Rejilla de combustión 3.4. Tolva con sistema de control nivel; 3.5 Rascador a motor.

3.6.1. Características principales

- Tornillo de alimentación horno mecánico, diseñado conjuntamente con la caldera.
- Dos etapas de combustión, con rejilla de gasificación y amplio intervalo de proporciones de aire primario/ secundario de acuerdo con el tipo de combustible usado. Aire secundario inyectado por un sistema independiente de alta turbulencia.
- Una muy amplia y alta cámara de combustión, parcialmente enfriada, para la duración correcta del gas de combustión caliente a temperaturas variando entre 100 y 1300°C, dependiendo del combustible usado.

- Post-cámara de combustión posterior, con alta turbulencia gracias al especial sistema de inyección de aire secundario.
- Revestimiento refractario mixto de fundición y ladrillo de alta calidad según la zona ($AL_2O_3 > 62\%$), con la posibilidad de revestimiento refractario específico para combustibles especiales.
- Haz de tubos y la forma del recorrido de los humos garantiza el mínimo de operaciones de limpieza y la total accesibilidad y un total acceso, con un rendimiento superior al 90%.
- Reducción de cargas de calor específico del horno.
- Estructura completamente tubular.
- Menor contenido agua, por lo tanto menos inercia térmica y mayor rapidez en alcanzar condiciones de operación estables.
- Menos peligroso en caso de fugas o explosiones.

3.6.2. Dimensiones y datos técnicos

Una vez elegido el tipo de caldera para la planta, se ha de seleccionar el modelo de acuerdo con las necesidades térmicas calculadas con anterioridad.

La Figura muestra los diferentes modelos de caldera Bi Comb S LP/HP.

BI COMB SGM			800	1000	1200	1600	2000	2500	3000	4000	5000
DIMENSIONES	A	mm	2940	2940	3240	3240	3710	3710	4250	4430	4730
	B	mm	1970	1970	2090	2090	2290	2290	2590	2570	2830
	C	mm	4538	4938	5209	5809	6100	6748	7380	8152	8877
	D	mm	1310	1310	1380	1380	1450	1520	1590	1660	1790
	E	mm	1120	1120	1140	1140	1150	1150	1160	1160	1160
	F	mm	2099	2099	2194	2194	2245	2315	2720	2790	2874
	G	mm	2010	2010	2080	2080	2120	2120	2180	2250	2350
	H	mm	4250	4250	4620	4620	5160	5230	5840	6090	6460
	I	mm	608	608	568	568	548	556	640	524	552
	M	mm	1980	1980	2204	2204	2459	2707	3055	3179	3447
	N	mm	-	-	-	-	-	-	1280	1360	1480
	a1	DN	65	65	80	80	100	100	125	150	150
	a4 Ø máx. dia. punta quemador	mm	170	170	170	170	170	170	170	170	170
	a4 longitud punta quemador	min.-max	330-340	330-340	330-340	330-340	300-360	300-360	300-360	300-360	350-400
	a5	mm	600x300	600x300	700x350	700x350	800x400	800x400	1000x600	1200x600	1500x650
	a6	mm	380x170	380x170	380x170	380x170	380x170	380x170	500x230	500x230	500x230
	a7	mm	300	300	300	300	300	300	300	300	300
Peso caldera			kg	14800	16400	20500	23800	27200	31700	31200	37600
Peso base caldera			kg	7100	7900	9300	10400	11200	13500	14700	20000
Peso tolva			kg	340	340	340	340	340	340	340	340
Horno mecánico Peso			kg	330	330	470	470	680	680	780	780
Peso del tambor de vapor por separado			kg	-	-	-	-	-	4000	5000	6100

DATOS TÉCNICOS

BI COMB SGM			800	1000	1200	1600	2000	2500	3000	4000	5000
producción de vapor 12 bar (el. 65°C)			kg/h	1330	1663	1995	2660	3325	4156	4988	6650
producción de vapor 1 bar (el. 65°C)			kg/h	1375	1719	1990	-	-	-	-	-
Potencia útil			kw	930	1163	1396	1861	2326	2907	3489	4652
Gasto calorífico			kw	1094	1368	1642	2189	2736	3420	4105	5473
Nivel contenido agua			dms	1980	2180	2860	3270	4180	4730	6010	7550
Total contenido agua			dms	2850	3080	4160	4680	6110	6860	9030	11490
Volumen cámara de combustión			m³	4,9	4,9	6,8	6,8	9,5	10,6	13,7	16,4
Volumen cámara de post-combustión			m³	3,8	3,8	4,5	4,5	5,9	6,2	7,5	11,1
Superficie intercambio real			m²	60	74	89	116	145	170	211	265
Pérdida carga lado humos Δp			mbar	4,6	5,6	4,6	5,6	6,6	8,7	8,7	10,7
Energía eléctrica instalada			kW	11,97	12,32	14,07	19,47	21,47	22,27	24,37	32,37

Figura 48. Datos dimensionales y técnicos de la caldera (Fuente: Catálogo Ferroli, 2015)

Comparando los modelos estándar que hay de caldera con los requerimientos que se han calculado para este proyecto, el modelo que más se ajusta a ellos es el BI COMB SGM 1000,

siendo la potencia útil y la producción de vapor algo superior a la requerida, con lo cual se sobredimensiona el equipo asegurando que cubra las necesidades calóricas de la planta.

3.6.3. Datos de partida

Tabla 19. Datos conocidos de entrada a la caldera

Corrientes de la caldera		Alimentación	
Potencia útil	P_u	3975,5	Kg/h
Poder calorífico inferior	PCI	16355,26	kJ/kg
Rendimiento de caldera	η	85	%
Temperatura de entrada	T_{in}	25	°C
Análisis elemental del combustible			
C	X_C	43,10	%
O	X_O	49,9	
N	X_N	0,10	
H	X_H	6,11	
S	X_S	0,011	
Cenizas (P)	X_P	0,78	
Composición cenizas			
SiO ₂	X_{SiO_2}	18,2	%
Al ₂ O ₃	$X_{Al_2O_3}$	2,5	
Fe ₂ O ₃	$X_{Fe_2O_3}$	2,3	
CaO	X_{CaO}	11,9	
MgO	X_{MgO}	7,3	
Na ₂ O	X_{Na_2O}	0,4	
K ₂ O	X_{K_2O}	36,6	
MnO ₂	X_{MnO_2}	0,1	
P ₂ O ₅	$X_{P_2O_5}$	4,7	
Otros	X_{Otros}	16	

3.6.4. Cálculos para el diseño de la caldera de vapor

En primer lugar se hace un cálculo de las necesidades térmicas totales para estimar así la potencia útil que ha de tener la caldera de vapor.

$$P_{\text{útil}} = P_{\text{flash1}} + P_{\text{flash2}} + P_{\text{vapor directo}} \quad (38)$$

Una vez conocida la potencia útil de la caldera, se ha estimado un rendimiento de la misma en función del tipo de combustible utilizado y el tipo de equipo que se va a utilizar.

Con ello, conocido el PCI del combustible se estima una cantidad de combustible, en base a la siguiente ecuación:

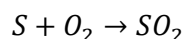
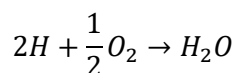
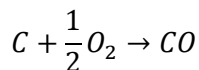
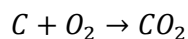
$$\eta_{\text{caldera}} = \frac{P_u}{F_{\text{cble}} \cdot \text{PCI}} \quad (39)$$

Donde $P_{\text{útil}}$ está expresada en kW; F_{cble} en kg/s y PCI en kJ/kg.

3.6.4.1. Balance de materia en la caldera

a. Reacciones ocurridas en la combustión

Las reacciones que tienen lugar en la combustión son las siguientes:



Donde el carbono pasa a dióxido de carbono en su mayoría, y a monóxido de carbono; el hidrógeno a agua y el azufre a dióxido de azufre.

b. Cantidad de aire teórico y real

El aire estequiométrico será el teóricamente necesario para que se dé la combustión completa de carbono del combustible. No obstante, suele introducirse aire en exceso para asegurar una correcta combustión.

En primer lugar se realiza un balance de oxígeno estequiométrico y por ende del aire teórico:

$$N_{Ot} = \left(\frac{a}{12}\right) + \left(\frac{\frac{b}{2}}{12}\right) + \left(\frac{F_S}{32}\right) + \left(\frac{F_H}{4}\right) - \left(\frac{F_O}{32}\right) \quad (40)$$

$$F_{At} = 32 \cdot N_{Ot} + 28 \cdot \left(\frac{79}{21}\right) \cdot N_{Ot} \quad (41)$$

Donde a y b son las cantidades de Carbono (kg/h) que pasan a CO₂ y CO, respectivamente; Fi los caudales másicos y Ni los caudales molares.

Seguidamente se calcula el exceso de aire del proceso, e (%) y el coeficiente de exceso, n:

$$e = \frac{F_{Ar} - F_{At}}{F_{Ar}} \quad (42)$$

$$n = \frac{F_{Ar}}{F_{At}} \quad (43)$$

Con ello puede obtenerse la cantidad de Oxígeno, F_{Ar} , Nitrógeno, F_{Nr} y aire real F_{Ar} introducido:

$$N_{Oi} = n \cdot F_{Ot} \quad (44)$$

$$F_{Oi} = 32 \cdot N_{Oi} \quad (45)$$

c. Balance de gases a la salida

Balance de dióxido de carbono y monóxido en los humos:

$$F_{CO2} = 44 \cdot \frac{a}{12} \quad (46)$$

$$F_{CO} = 28 \cdot \frac{b}{12} \quad (47)$$

Balance de dióxido de azufre en los humos:

$$F_{SO_2} = 2 \cdot F_S$$

Balance de oxígeno y nitrógeno a la salida:

$$F_{O_2} = \left((n-1) \cdot N_{Ot} + \frac{b}{12} + \frac{c_r}{12} \right) \cdot 32 \quad (48)$$

$$F_{N_2} = \frac{28}{21} \cdot 79 \cdot n \cdot N_{Ot} \quad (49)$$

La suma de todos ellos daría lugar al caudal de gases secos. Para hallar el caudal de gases húmedos se le añade el agua:

$$F_{H_2O} = 9 \cdot F_H \quad (50)$$

3.6.4.2. Balance de energía

El balance de energía en la caldera viene dado por la Ecuación 51:

$$Q_{cble} + Q_{aire} = Q_{gc} + Q_{vapor} + Q_p \quad (51)$$

Donde Qi son los calores de cada corriente de entrada y salida de la caldera, en kW:

$$Q_{cble} = PCI \cdot F_{cble} \quad (52)$$

$$Q_{aire} = F_{Ar} \cdot c_{pAr} \cdot (T_{en} - T_{ref}) \quad (53)$$

$$Q_{gc} = \sum_{i=1}^n F_i \cdot C_{pi} \cdot (T_{sal} - T_{ref}) \quad (54)$$

$$Q_{vap} = F_{vap} \cdot \Delta H_{vap}(P) \quad (55)$$

$$Q_p = \sum_{i=1}^n F_i \cdot C_{pi} \cdot (T_{sal} - T_{ref}) \quad (56)$$

Donde Fi (kg/s) son los caudales másicos de cada compuesto, y Cpi las capacidades caloríficas (kJ/kg°C), calculadas en las condiciones de salida.

3.6.5. Resultados obtenidos para el proceso de diseño

Tabla 20. Resultados para el diseño de la caldera

Balance de materia				
		Entrada	Salida	
Combustible	F _{cble}	262,6	-	kg/h
Agua	F _{agua}	1812	1812	
Aire	F _{aire}	1947	-	
Gases combustión	F _{gc}	-	2209	
Cenizas	F _p	2,048	2,048	
Exceso	e	34,4		%
Tª salida gases	T _{sal}	277,8		°C

Balance de energía			
Combustible	P_{cble}	1193	kW
Aire	P_{aire}	11,41	
Gases combustión	P_{gc}	193,1	
Cenizas	P_p	0,0009739	
Potencia útil	P_u	1014	

3.6.6. Intercambiador de calor gases de combustión-aire

Se ha optado por un intercambiador de calor de carcasa y tubo. Antes de pasar al diseño del mismo se han de tener en cuenta una serie de consideraciones o condiciones básicas que sustentan este modelo propuesto.

- El intercambiador opera en estado estacionario.
- Pérdidas de calor a los alrededores despreciables.
- No hay fuentes de calor dentro del equipo.
- La capacidad calorífica de cada fluido permanece constante.
- La velocidad y la temperatura de los fluidos a la entrada del intercambiador son uniformes.
- U es constante a través del equipo.
- El área de transferencia de calor está distribuida uniformemente sobre cada fluido.
- Se supone que no ocurre cambio de fase en los fluidos involucrados
- En cuanto a la disposición de los fluidos: En flujo paralelo y en flujo contracorriente: T es uniforme en una sección transversal (dA) del equipo (Si el equipo de de múltiples pasos se aplicará el concepto a cada paso, dependiendo de su disposición).
- El flujo másico de cada fluido está distribuido uniformemente a través del equipo dentro de cada paso. No hay estratificación, bypass, ni derrames de fluido.
- La conducción axial en el fluido y en las paredes del equipo son despreciables.
- Los cambios de energía cinética y potencial que sufren los fluidos son despreciables.

3.6.6.1. Localización de los fluidos

En primer lugar se ha de decidir qué fluido será conducido a través de los tubos, y cual por la carcasa. Para ello la Figura 49 se tomará como base para dicha elección, puesto que recoge los criterios básicos de elección.

Para el diseño de este equipo se ha hecho uso del software de diseño de procesos químicos Aspen Plus. A continuación se detallarán los datos necesarios para llevar a cabo la simulación, así como las ecuaciones necesarias para el balance de materia y energía.

Viscosidad:	Fluidos tóxicos y/o letales:	Flujo volumétrico:	Corrosión:	Ensuciamiento:	Temperatura y presión:	Caída de presión:
Por lo general se obtienen mayores flujos de calor cuando se hace pasar el fluido más viscoso por la coraza.	Se deben pasar por los tubos y emplear una doble placa de tubos para evitar posibles fugas o derrames.	Usualmente, para que el diseño resulte más económico, se debe pasar el fluido de menor flujo volumétrico por la coraza. Esto se debe a que en la coraza se alcanza un grado de turbulencia mayor a números de Reynolds más pequeños que dentro de los tubos.	Si se coloca el fluido corrosivo por los tubos, se requiere menor cantidad de materiales especiales a la hora de construir el equipo, lo que lo hace mucho más económico.	Colocando el fluido con mayor factor de ensuciamiento por los tubos, se minimiza la limpieza del equipo. Además, incrementando la velocidad del fluido tiende a reducirse el ensuciamiento. Si se tiene acceso a los tubos y éstos son rectos, pueden limpiarse por medios mecánicos sin problema. Sin embargo, por la parte externa de los tubos, del lado de la coraza, por lo general se requieren métodos químicos, en especial, si el arreglo es triangular o los tubos están aleteados externamente.	Cuando se trabaja a altas temperaturas o presiones, se requiere de materiales especiales, por lo tanto, si el fluido con alguna de estas características se hace pasar por los tubos, se minimiza el uso de estos materiales, con la consecuente disminución de costos del equipo.	Para una misma caída de presión, se obtienen coeficientes de transferencia de calor mayores del lado de los tubos que del lado de la carcasa. Por lo tanto, se recomienda colocar por los tubos el fluido que tenga una menor caída de presión permitida.
SE RECOMIENDA POR LOS TUBOS...						
Fluidos corrosivos o un fluido propenso al depósito de coque, sedimentos y otros sólidos, Agua de enfriamiento, Fluidos con alto factor de ensuciamiento y el menos viscoso de los dos fluidos. Fluido a mayor presión. Para presiones extremadamente altas, 6.900 kPa (1.000 psi) manométricas, para que el diseño sea económico, esta característica debería colocarse de primera en esta lista. El fluido más caliente. El líquido de menor volumen.						
EXCEPCIONES...						
a) Los vapores condensables se pasan, por lo general, a través de la carcasa. b) El vapor de agua se pasa, usualmente, por los tubos. c) Si la variación de temperatura de un fluido es muy grande (300-350 °F) y se requiere de un equipo con más de un paso de tubos, entonces este fluido es pasado, usualmente por la carcasa. Esto minimiza los problemas por efectos de expansión térmica.						

Figura 49. Criterios generales de selección de fluido por tubos o por carcasa

Atendiendo a todos los puntos se ha decidido colocar los gases de combustión en los tubos y el aire a calentar en la carcasa.

3.6.6.2. Datos de partida

Tabla 21. Datos conocidos de entrada a la caldera

Fluido: Carcasa			
Caudal	$\dot{m}_f$	1357	Kg/h
Cp	C_p	1,034	kJ/kg
Temperatura de entrada	T_e	25	°C
Temperatura de salida	T_s	250	°C
Fluido: Tubos			
Caudal	$\dot{m}_c$	1842	Kg/h
Cp	C_p	1,091	kJ/kg
Temperatura de entrada	T_e	277	°C

3.6.6.3. Ecuaciones de diseño

El balance de energía establece que el calor que entrega el fluido caliente para enfriarse ha de ser igual que el del fluido frío al aumentar su temperatura.

$$Q = \dot{m}_f \cdot C_{pf} \cdot (T_{fs} - T_{fe}) \quad (57)$$

$$Q = \dot{m}_c \cdot C_{pc} \cdot (T_{ce} - T_{cs}) \quad (58)$$

Donde Q es el calor en kW; $\dot{m}$ los caudales máscicos (kg/s); Cp las capacidades calóricas (kJ/kg°C); y Ti las temperaturas de entrada y salida.

Además la ecuación de diseño de un intercambiador será la ecuación de transferencia global de energía.

$$Q = U \cdot A \cdot F \cdot DTLM \quad (59)$$

Donde U es el coeficiente global de transferencia (kW/m²°C), DTLM la diferencia media logarítmica entre ambas corrientes (°C), y F su factor de diseño que representa la variación de la DTLM cuando hay múltiples pasos.

Será necesario seguir, por consiguiente, el método de la F-DTLM que consiste en determinar la media logarítmica.

$$\Delta_{DTLM} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\log \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} \quad (60)$$

Para el cálculo del factor F, en primer lugar será necesario determinar los parámetros R y S para, seguidamente entrar con ellos en la gráfica (Figura 50) y hallar F gráficamente:

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad (61)$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad (62)$$

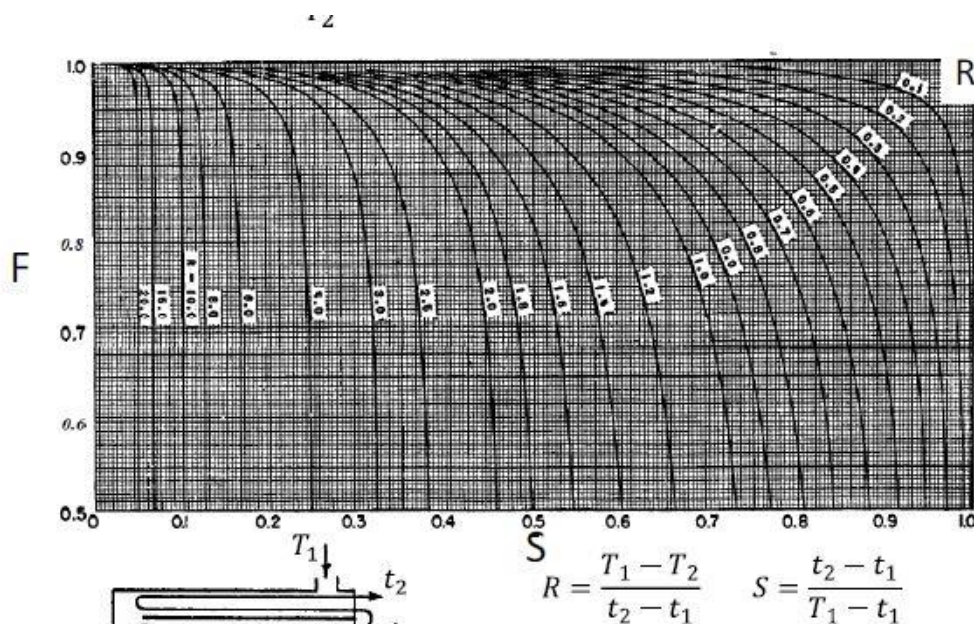


Figura 50. Factor de corrección DTLM para intercambiadores 2-4

R y S resultan ser de 0,82 y 0,603 dando lugar a un factor F de 0,95.

Para la determinación del coeficiente de transferencia global se ha consultado bibliografía especializada. De acuerdo con la Figura siguiente el coeficiente recomendado para fluidos gas-gas estaría comprendida entre 10-60 W/m²K, optándose por un coeficiente intermedio de 40 W/m²K.

Fluido caliente	Fluido frío	U (W/m ² K)
Agua	Agua	1300-2500
Amoniaco	Agua	1000-2500
Gas	Agua	10-250
Gas	Gas	10-60
Gas	Orgánico liviano	20-100
Gas	Orgánico pesado	20-60
Orgánico liviano (< 0,5 cP)	Gas	20-100
Orgánico pesado (> 1 cP)	Gas	20-60
Agua	Aire comprimido	50-70
Agua	Aceite lubricante	110-340
Orgánico liviano	Agua	370-750
Orgánico mediano (0,5-1 cP)	Agua	240-650
Orgánico pesado	Aceite lubricante	25-400
Vapor	Agua	2200-3500
Vapor	Amoniaco	1000-3400
Agua	Amoniaco (condensación)	850-1500
Agua	Freón-13 (ebullición)	280-1000
Vapor	Gases	25-240
Vapor	Orgánicos livianos	490-1000
Vapor	Orgánicos medianos	250-500
Vapor	Orgánicos pesados	30-300
Orgánicos livianos	Orgánicos livianos	200-350
Orgánicos medianos	Orgánicos medianos	100-300
Orgánicos pesados	Orgánicos pesados	50-200
Orgánicos livianos	Orgánicos pesados	50-200
Orgánicos pesados	Orgánicos livianos	150-300
Petróleo	Gasóleo	130-320
Vapor (Evaporador)	Agua	1500-6000
Vapor (Evaporador)	Otros fluidos	300-2000
Evaporador de refrigeración		300-1000
Vapor (Condensador)	Agua	1000-4000
Vapor (Condensador)	Otros fluidos	300-1000

Figura 51. Coeficientes típicos en transferencia global de calor en intercambiadores tubulares

3.6.6.4. Dimensionamiento de los tubos

Según la norma ANSI de especificación de tubos de acero comercial, las dimensiones elegidas para el intercambiador serán de $\frac{3}{4}$ pulgadas de DN SC 40, De 1,05" y Di 0,824"

D _{nom} pulg	De pulg	Cédula	Di pulg
3/4	1,05	40	0,824
		80	0,742
1	1,315	40	1,049
		80	0,957
1 1/4	1,660	40	1,38
		80	1,278
1 1/2	1,900	40	1,61
		80	1,50
2	2,375	40	2,067
		80	1,939
2 1/2	2,875	40	2,469
		80	2,323
3	3,5	40	3,068
		80	2,900
3 1/2	4,0	40	3,548
		80	3,364
4	4,5	40	4,026
		80	3,826
5	5,536	10 S	5,295
		40	5,047
		80	4,813
6	6,625	10 S	6,357
		40	6,065
		80	5,761
8	8,625	10 S	8,329
		30	8,071
		80	7,625
10	10,75	10 S	10,420
		30	10,192
		XX	9,750
12	12,75	10 S	12,39
		30	12,09
		XX	11,75
14	14,0	10	13,5
		Estándar	13,25
		XX	13,00
16	16,0	40	15,50

Figura 52. Especificaciones de tubos para acero comercial según norma ANSI

Con ello, según Figura 33, para Di de 8" de carcasa corresponderían 32 tubos.

Tubos de 3/4 pulg. pitch de 15/16 pulg y arreglo triangular					
8	36	32	26	24	18
10	62	56	47	42	36
12	109	98	86	82	78
13 1/4	127	114	96	90	86
15 1/4	170	160	140	136	128
17 1/4	239	224	194	188	178
19 1/4	301	282	252	244	234
21 1/4	361	342	314	306	290
23 1/4	442	420	386	378	364
25	532	506	468	446	434
27	637	602	550	536	524
29	721	692	640	620	594
31	847	822	766	722	720
33	974	938	878	852	826
35	1102	1068	1004	988	958
37	1240	1200	1144	1104	1072
39	1377	1330	1258	1248	1212

Figura 53. Configuraciones comerciales carcasa y tubo. Tubos 3/4 pulg.

3.6.6.5. Diseño del intercambiador en Aspen Plus

En primer lugar se seleccionan los componentes de las corrientes de proceso (Figura). A continuación se realiza el esquema del equipo (Flowsheet) y se completan los datos de entrada (Input).

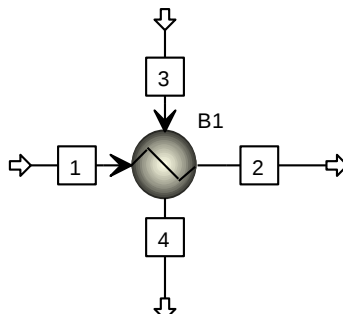


Figura 54. Flowsheet del intercambiador

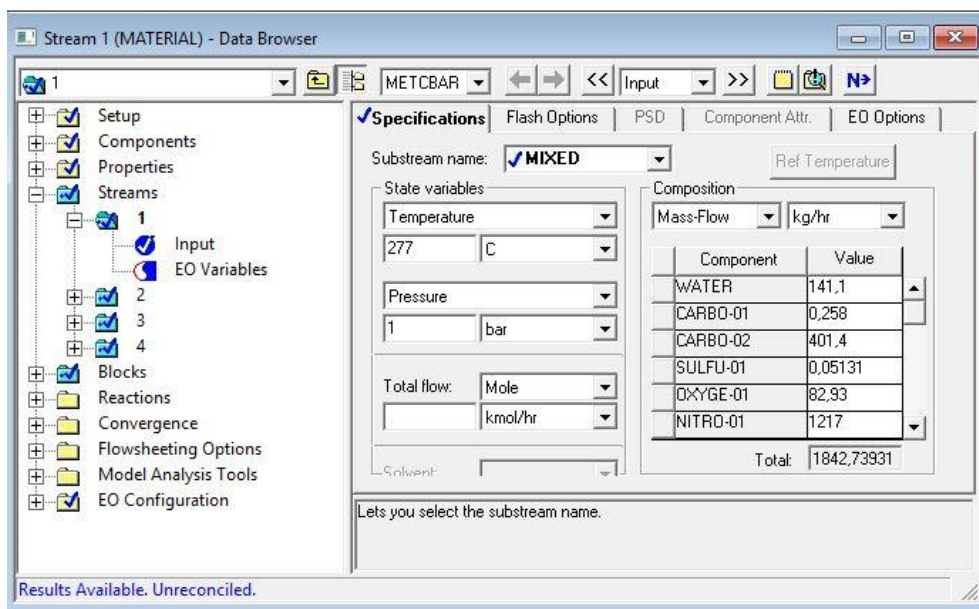


Figura 55. Pantalla Input Aspen Plus

Para poder realizar la simulación se han de completar las especificaciones del equipo:

- Se selecciona el modelo Shortcut, al desconocer la geometría del equipo.
- El tipo de simulación será la de diseño
- La disposición de fluidos en contracorriente.
- Se han determinado como especificaciones de diseño la temperatura de salida del fluido frío puesto que es conocida (entrada al secadero) e igual a 250 °C
- En el apartado DTLM se completa con los resultados obtenidos en el apartado anterior
- El coeficiente U será el determinado anteriormente como 40 W/m²K

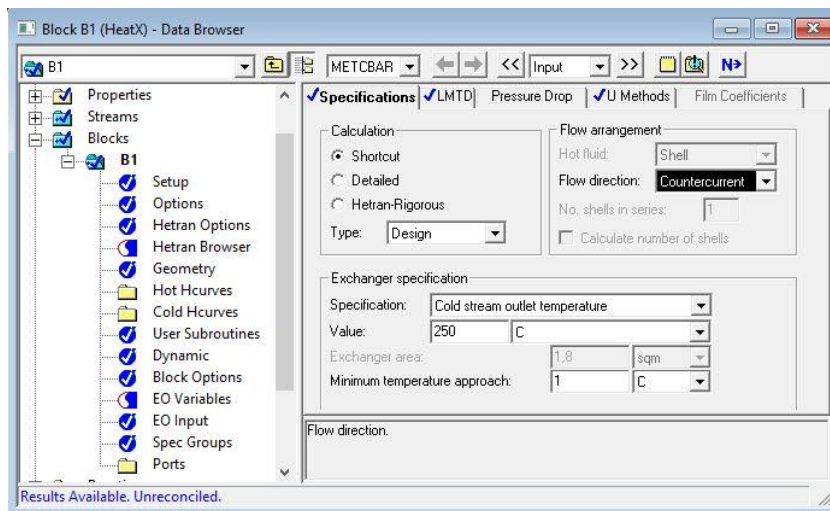


Figura 56. Pantalla especificaciones de equipo

Una vez especificados todas las condiciones se lleva a cabo la simulación, obteniéndose los siguientes resultados en la pestaña *Results*.

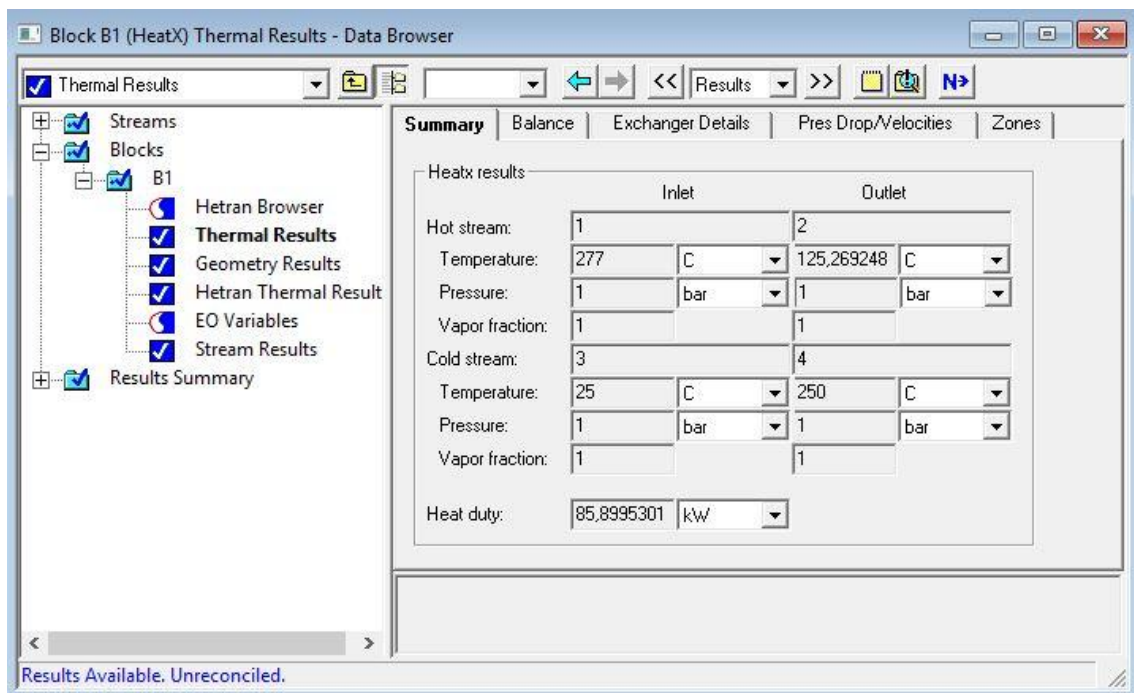


Figura 57. Pantalla "Results": Resumen de resultados

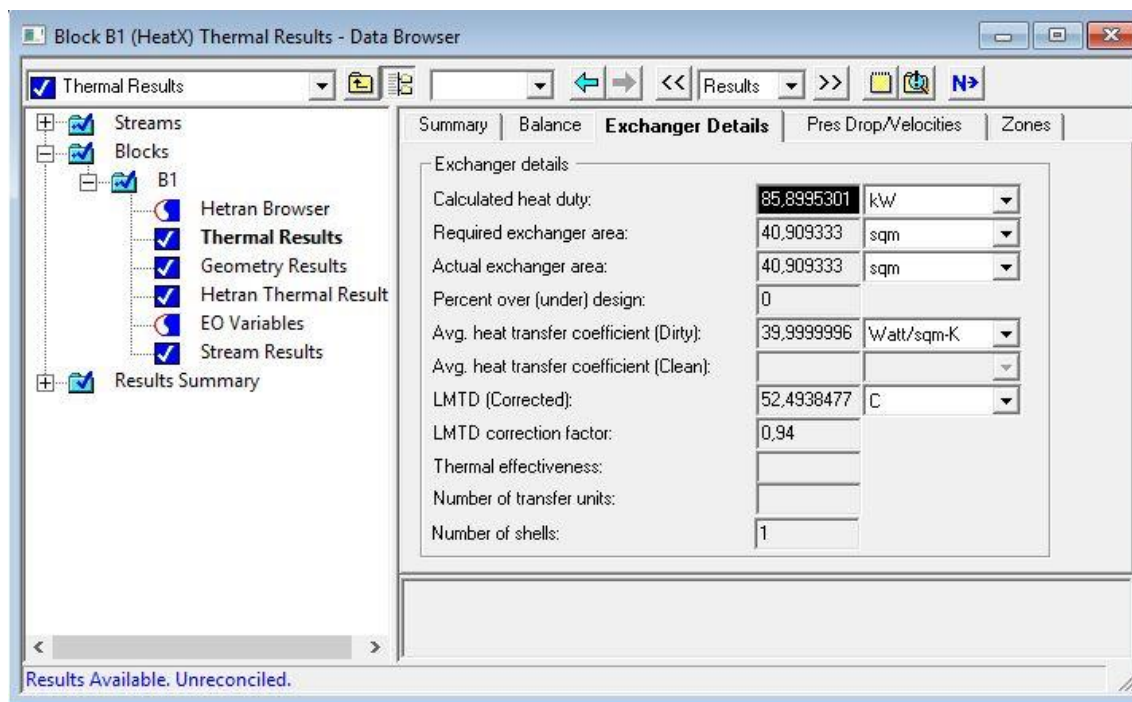


Figura 58. Pantalla “Results”: Detalles del intercambiador

3.6.6.6. Resultados obtenidos para el proceso de diseño

Tabla 22. Resultados de diseño del intercambiador de carcasa y tubo

Balance de energía			
Temperatura de salida	T_s	125,2	°C
Potencia	P	85	kW
Diseño	T_e	25	°C
Factor R	R	0,82	
Factor S	S	0,603	
Factor diseño	F	0,94	
DTLM	DTLM	85,89	°C
Coeficiente global	U	40	W/m²K
Área de intercambio	A	40,9	m²

3.7. Desempolvado de gases

3.7.1. Separador ciclónico a la salida de desolventización

3.7.1.1. Datos de partida

En el problema de diseño de un ciclón se fija la eficacia global a alcanzar mediante la especificación de D_{50} o la eficacia global, y la máxima pérdida de carga admisible. Son datos: el caudal de gas a tratar, la carga de partículas y su distribución granulométrica.

En la Figura se muestran la fracción en peso acumulativo, en porcentaje, en función del tamaño de partícula de distintas muestras de sólidos, en la cual se distingue dos muestras de orujillo diferentes. Se ha optado por tomar la granulometría de aquella cuya humedad coincide con la que en este proyecto posee el orujillo a la salida del desolventizador, así como con el rango de tamaño que va entre 0-5 mm. Es, por consiguiente, la curva correspondiente a la muestra de Orujillo #2, la que se tomará como base para el diseño del equipo de desempolvado de gases.

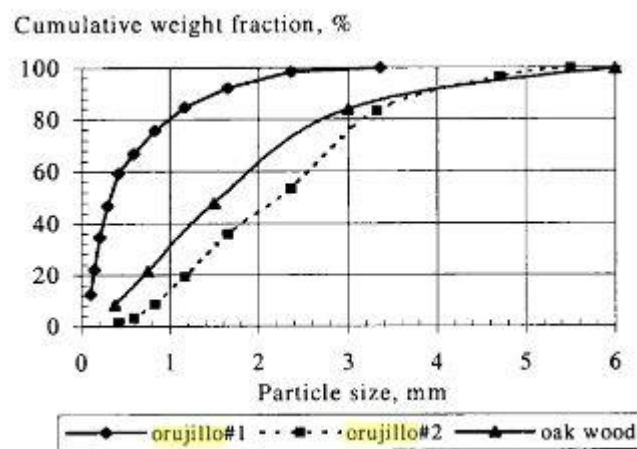


Figura 59. Fracción en peso acumulada de biocombustibles

Así mismo, en la Figura aparecen las densidades aparentes de los distintos biocombustibles anteriormente mencionados.

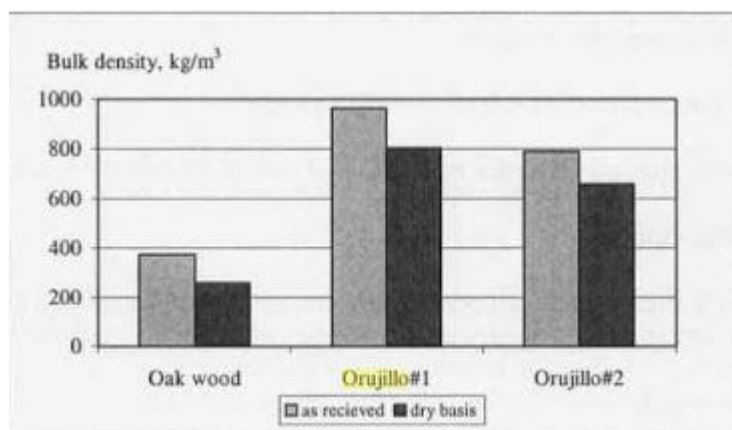


Figura 60. Densidades aparentes de las muestras de biocombustibles

Tabla 23. Datos conocidos de entrada al equipo de separación gas-sólido

Corriente de entrada			
Caudal de entrada	M_{sin}	1546,3	Kg/h
Temperatura de entrada	T_{gin}	70	°C
Densidad de partícula	ρ_p	800	Kg/m³

3.7.2. Diseño del equipo ciclónico

El tamaño de partículas captadas con un 50% de eficacia, es decir, el D_{50} , se calcula entrando en la gráfica de la Figura 60, con un 50% en el eje de ordenadas, obteniéndose un tamaño de 2,2 mm.

A continuación se procederá al cálculo del diámetro del ciclón, D_c , mediante la siguiente ecuación

$$D_c = \frac{14 \cdot V_g \cdot (\rho_p - \rho) \cdot D_{50}^2}{\mu} \quad (63)$$

Donde V_g , ρ_p , ρ , y μ son: velocidad del gas a la entrada, densidad de partícula, densidad del gas y viscosidad, respectivamente.

Inicialmente se supondrá una velocidad permisible del gas a tratar a la entrada, con lo cual se conocen todos los parámetros de la ecuación. Obtenido el diámetro D_c , se procederá al cálculo de las dimensiones del equipo, según la Figura

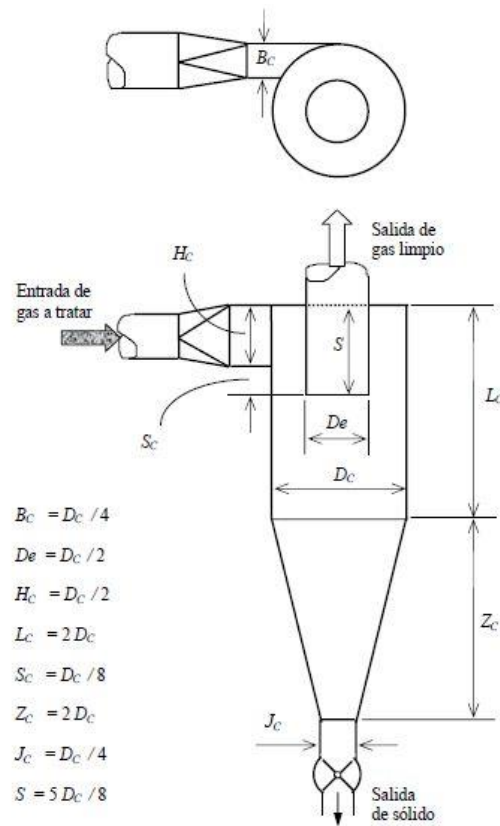


Figura 61. Dimensionado del equipo ciclónico

A continuación se calcula la altura del ducto de entrada, H, según la ecuación 64

$$H_c = \frac{Q}{B_c \cdot V_g} \quad (64)$$

Donde H es la altura en m; Q el caudal de entrada en m³/s; B_c el diámetro de entrada en m; y V_g la velocidad permisible del gas en m/s.

Una vez calculada la altura, se ha de cumplir que dicha altura ha de ser del orden de la mitad del diámetro:

$$H_c \cong \frac{D_c}{2} \quad (65)$$

De ser así, se puede dar por válida la velocidad del gas supuesta inicialmente. De lo contrario ha de modificarse dicho valor, comenzando así un proceso iterativo hasta que se cumpla la premisa establecida.

Una vez establecido diámetro y demás dimensiones, se calculará la eficacia real del equipo entrando en la gráfica de la Figura 35, dando lugar a una eficiencia de prácticamente un 96 %.

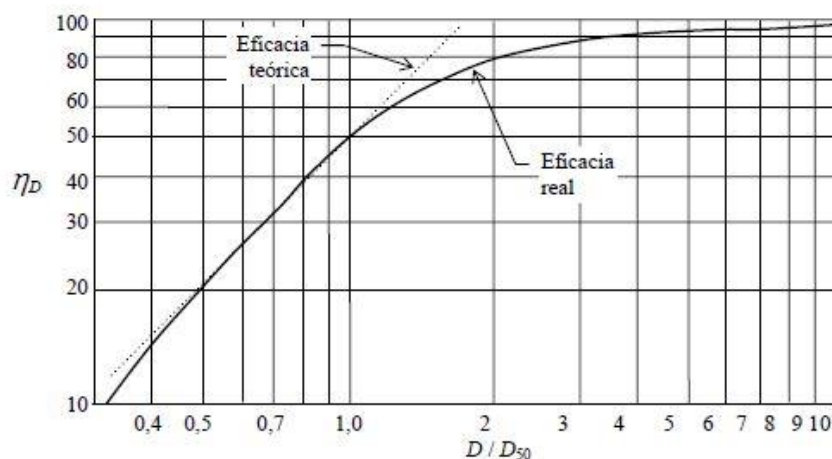


Figura 62. Eficacia real de un ciclón estándar

Finalmente, la pérdida de energía mecánica o pérdida de carga en un ciclón es otro factor importante a considerar además de la eficacia. Generalmente se alcanzan mayores eficacias incrementando la velocidad de gas a través del ciclón. Sin embargo, ello se consigue a costa de una mayor pérdida de carga; a muy altas velocidades ($V_g > 30$ m/s), la turbulencia en el interior del ciclón favorece la reintegración de sólido particulado y la eficacia disminuye. De aquí que exista una velocidad óptima que suele estar entorno a los 15 m/s.

La bibliografía especializada presenta una gran cantidad de modelos empíricos para el cálculo de la pérdida de carga, entre los que está el de Sheperd y Lapple, muy simple de aplicar y tan preciso como otros mucho más complejos. La ecuación correspondiente a este modelo es la siguiente:

$$H_v = \frac{K \cdot H_c \cdot B_c}{D_c^2} \quad (66)$$

Donde H_v es la pérdida de carga en carga de velocidad, y K un factor de diseño de ciclones convencionales que oscila entre 12-18, siendo recomendado tomar un valor de 16.

La pérdida de carga en J/m^3 es:

$$\Delta p = \frac{1}{2} \cdot V_g^2 \cdot \rho_g \cdot H_v \quad (67)$$

O bien en kW:

$$P = \Delta p \cdot Q \cdot 10^{-3} \quad (68)$$

3.7.2.1. Procedimiento de cálculo

Tabla 24. Datos iniciales

Corriente de entrada			
Caudal de entrada	Q	0,2067	m ³ /s
Viscosidad	μ	70	Kg/m·s
Densidad del gas	ρ		kg/m ³

Para comenzar se supone una velocidad del gas igual a 10 m/s, obteniéndose los siguientes resultados:

Dimensiones			
Diámetro	Dc	2,15	m
Diámetro del ducto entrada	Bc	0,5375	m
Altura del ducto entrada	Hc	0,0385	m
Radio	Dc/2	1,075	m
Condición de diseño			
$Hc \cong Dc/2$		$Hc < Dc/2$	

Como no se cumple la condición de diseño se realiza una primera iteración reduciendo la velocidad de entrada a 7,5 m/s:

Dimensiones			
Diámetro	Dc	1,612	m
Diámetro del ducto entrada	Bc	0,403	m
Altura del ducto entrada	Hc	0,086	m
Radio	Dc/2	0,806	m
Condición de diseño			
$Hc \cong Dc/2$		$Hc < Dc/2$	

De nuevo no se cumple la premisa, con lo cual se realiza una segunda iteración, para una velocidad de 5 m/s, la cual arrojará resultados de mayor concordancia.

Dimensiones			
Diámetro	Dc	1,074	m
Diámetro del ducto entrada	Bc	0,269	m
Altura del ducto entrada	Hc	0,410	m
Radio	Dc/2	0,5	m
Condición de diseño			
$Hc \cong Dc/2$			

3.7.3. Separador ciclónico a la salida de secado

3.7.3.1. Datos de partida

En el problema de diseño de un ciclón se fija la eficacia global a alcanzar mediante la especificación de D_{50} o la eficacia global, y la máxima pérdida de carga admisible. Son datos: el caudal de gas a tratar, la carga de partículas y su distribución granulométrica.

En la Figura se muestran la fracción en peso acumulativo, en porcentaje, en función del tamaño de partícula de distintas muestras de sólidos, en la cual se distingue dos muestras de orujillo diferentes. Se ha optado por tomar la granulometría de aquella cuya humedad coincide con la que en este proyecto posee el orujillo a la salida del desolventizador, así como con el rango de tamaño que va entre 0-5 mm. Es, por consiguiente, la curva correspondiente a la muestra de Orujillo #2, la que se tomará como base para el diseño del equipo de despolvado de gases.

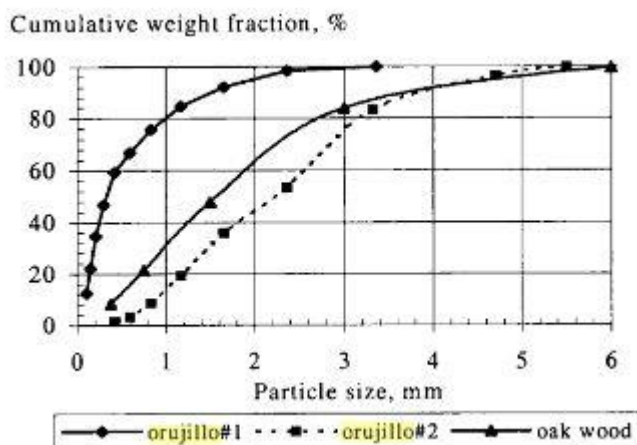


Figura 63. Fracción en peso acumulada de biocombustibles

Así mismo, en la Figura aparecen las densidades aparentes de los distintos biocombustibles anteriormente mencionados.

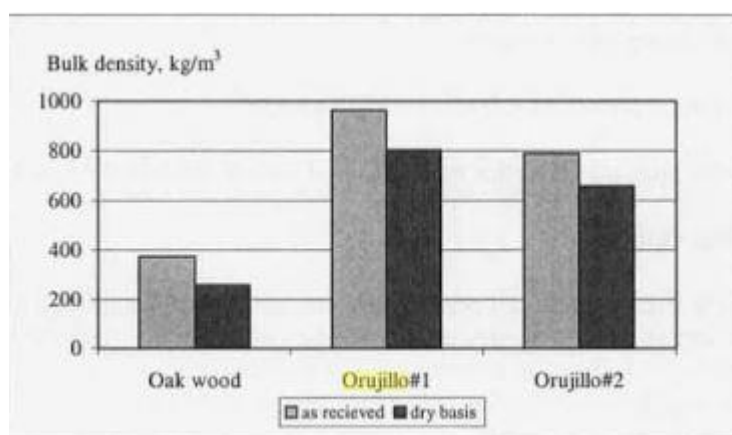


Figura 64. Densidades aparentes de las muestras de biocombustibles

Corriente de entrada			
Caudal de aire entrada	F_{gin}	90584	Kg/h
Temperatura de entrada	T_{gin}	70	°C
Densidad del aire	ρ_g	0,8229	Kg/m³

3.7.3.2. Procedimiento de cálculo

Corriente de entrada			
Caudal de entrada	Q	1546,3	m³/h
Viscosidad del gas	μ	$2,403 \cdot 10^{-5}$	Kg/m·s
Densidad del gas	ρ	0,8229	kg/m³

Para comenzar se supone una velocidad del gas igual a 10 m/s, obteniéndose los siguientes resultados:

Dimensiones			
Diámetro	Dc	1,60	m
Diámetro del ducto entrada	Bc	0,5375	m
Altura del ducto entrada	Hc	7,599	m
Radio	Dc/2	0,805	m
Condición de diseño			
	$Hc \cong Dc/2$	$Hc > Dc/2$	

Como no se cumple la condición de diseño se realiza una primera iteración aumentando la velocidad de entrada a 15 m/s:

Tabla 25. Iteraciones para el diseño del ciclón

1ª Iteración			
Velocidad del gas	Vg	10,48	m/s
Diámetro	Dc	1,77	m
Altura del ducto entrada	Hc	0,92	m
Radio	Dc/2	0,8853	m
Condición de diseño	$Hc \cong Dc/2$	$Hc > Dc/2$	
2ª Iteración			
Velocidad del gas	Vg	10,57	m/s
Diámetro	Dc	1,786	m
Altura del ducto entrada	Hc	0,9085	m
Radio	Dc/2	0,8952	m
Condición de diseño	$Hc \cong Dc/2$	$Hc > Dc/2$	
3ª Iteración			
Velocidad del gas	Vg	10,5	m/s
Diámetro	Dc	1,9	m
Altura del ducto entrada	Hc	0,888	m
Radio	Dc/2	0,91	m
Condición de diseño	$Hc \cong Dc/2$	$Hc < Dc/2$	
4ª Iteración			
Velocidad del gas	Vg	10,64	m/s
Diámetro	Dc	1,79	m
Altura del ducto entrada	Hc	0,8966	m
Radio	Dc/2	0,899	m
Condición de diseño	$Hc \cong Dc/2$	$Hc \cong Dc/2$	

3.7.4. Equipo ciclónico salida caldera de vapor

3.7.4.1. Datos de partida

Corriente de entrada			
Caudal de entrada	M_{sin}	0,909	m^3/s
Temperatura de entrada	T_{gin}	277	$^{\circ}C$
Densidad de partícula	ρ_p	764	Kg/m^3
Densidad gas	ρ_g	0,675	Kg/m^3
Viscosidad		0,000027	Kg/ms
	D50	0,0012	m

3.7.4.2. Procedimiento de cálculo

Dimensiones			
Diámetro	D_c	0,7451	m
Diámetro del ducto entrada	B_c	0,1863	m
Altura del ducto entrada	H_c	0,3733	m
Radio	$D_c/2$	0,3726	m
Condición de diseño			
	$H_c \cong D_c/2$	$H_c = D_c/2$	

3.8. Depósitos de almacenamiento

3.8.1. Tolva de recepción de alpeorujo húmedo

3.8.1.1. Datos de partida

Corriente de sólido			
Caudal de alpeorujo	M_{sin}	6500	Kg/h
Densidad			
Temperatura de entrada	T_{gin}	80	°C
Humedad de entrada	X_{gin}	12	%
Tiempo de retención	t	4	h

3.8.1.2. Dimensionamiento del equipo

La tolva de recepción se utiliza para recibir la materia prima procedente de la almazara, sirviendo así como tolva pulmón para el equipo de secado.

Para un tiempo de residencia máximo del sólido en la tolva de 4 h, la capacidad de dicha tolva sería de 32500 kg. Además se ha sobredimensionado el equipo en un 15%, es decir, tomando un factor de seguridad de 1,15.

Según fabricante (Figura) el modelo estándar que más se ajusta a las especificaciones es el de capacidad igual a 30833 kg.

MEDIDAS EN mm.						CAPACIDADES	
A	B	C	D	H1	H2	Kgs.	
3.000	3.000	800/500	3.150	2.000	2.500	30.833	
3.500	3.500	800/500	3.650	2.000	2.700	42.500	
4.000	4.000	800/500	4.150	2.000	2.700	54.835	
4.750	4.750	800/500	4.900	2.000	3.010	79.409	
5.000	5.000	800/500	5.100	2.000	3.100	86.955	

Figura 65. Dimensiones estándar de tolva de almacenaje de alpeorujo

3.8.2. Tolva de almacenamiento de hueso de aceituna

3.8.2.1. Datos de partida

Tras diseñar la caldera de vapor, el modelo elegido (Tabla 65) sugería una tolva con capacidad de 340 kg de combustible.

Corriente de sólido			
Caudal de hueso	M_{sin}	260	Kg/h

Densidad	ρ	764	
Temperatura de entrada	T_{gin}	25	°C
Humedad de entrada	X_{gin}	12	%
Tiempo de retención	t	8	h

3.8.2.2. Cálculos para diseño

Para un tiempo máximo de almacenamiento de 8 horas, la capacidad total del silo será de 2080 kg.

El volumen total del silo, en m³ será su capacidad entre la densidad del combustible:

$$V = \frac{C}{\rho}$$

Suponiendo altura inicial de 3 m, la superficie sería:

$$S = \frac{V}{h}$$

Con ello se calcula el lado:

$$L = \sqrt{S}$$

Una vez calculado el lado, si cumple la relación h/d de 1,5 se da por válido el diseño

3.8.2.3. Resultados obtenidos

Dimensiones	1ª iteración	2ª iteración
Capacidad	2080	2080
Volumen	2,73	2,73
Altura	3	1,9
Superficie	0,91	1,43
Lado	0,95	1,2
Relación	3,15	1,5

La tolva resultante resulta ser de 1,2x1,2x1,9, con la base cónica formando ángulo de 45 ° la cual favorece el sobredimensionamiento del equipo, evitando que la ocupación de sólido supere el 90% de la capacidad total.

3.8.3. Tolva de almacenamiento de orujillo seco

3.8.3.1. Datos de partida

Corriente de sólido			
Caudal de orujillo	M_{sin}	3022	Kg/h
Tiempo de retención	t	3	días

3.8.3.2. Cálculos realizados

Para un tiempo máximo de almacenamiento de 24 h se ha utilizado una tolva de capacidad igual a 150 m³. En caso de acumular varios días el producto se dispone de una zona de apilamiento adecuada.

3.8.4. Depósito de almacenamiento de hexano

3.8.4.1. Datos de partida

Corriente de entrada			
Caudal de hexano	F_{in}	13300	Kg/h

Densidad de hexano	ρ	655	Kg/m ³
Recuperación de hexano			%
Tiempo de retención	t	2	h

3.8.4.2. Cálculos realizados

La cantidad de hexano necesaria será de 13300 kg/h. Puesto que la mayor parte del mismo será recuperado y devuelto al tanque de almacenamiento, se ha determinado un tiempo máximo de operación de la planta, que servirá como base de diseño de dicho tanque.

Considerando que el depósito solo se llena en un 80%, habría que diseñar un depósito de 76,15 m³, con disposición vertical.

Para el cálculo del diámetro y altura del tanque se ha escogido una relación L/D de 1,5, así pues, se relacionan con el volumen anteriormente establecido:

$$V = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot 1,5 \cdot D()$$

3.8.4.3. Resultados obtenidos

Dimensiones			
Volumen de ocupación	V _o	80	%
Volumen	V	51	m ³
Diámetro	ϕ	3,5	m
Longitud	L	5,3	m
Ratio	L/D	1,5	

3.8.5. Depósito de almacenamiento de miscela

3.8.5.1. Datos de partida

Corriente de entrada			
Caudal de miscela	F _{in}	12644,5	Kg/h
Densidad de miscela	ρ	643,88	Kg/m ³
Tiempo de retención	t	2	h

3.8.5.2. Resultados obtenidos

Dimensiones			
Volumen de ocupación	V _o	80	%
Volumen	V	49	m ³
Diámetro	ϕ	3,5	m
Longitud	L	5,1	m
Ratio	L/D	1,5	

3.8.6. Depósito de almacenamiento de aceite de orujo crudo

3.8.6.1. Datos de partida

Corriente de entrada			
Caudal de aceite	F _{in}	200	Kg/h
Densidad de aceite	ρ	794,33	Kg/m ³
Tiempo de almacenamiento	t	7	días

3.8.6.2. Cálculos realizados

Teniendo en cuenta que el tiempo que puede permanecer el aceite almacenado sin que se vean alteradas sus propiedades son de aproximadamente una semana, se dispondrá de una zona provista de depósitos para una semana de almacenamiento. Ello supondrá una capacidad total de 54 m³, teniendo en cuenta que han de llenarse al 80%. Por ello se ha decidido poner dos depósitos, cada uno de 27 m³.

3.8.6.3. Resultados obtenidos

Dimensiones			
Volumen de ocupación	V _o	80	%
Volumen	V	27	m ³
Número de equipos	N	2	
Diámetro	φ	2,8	m
Longitud	L	4,26	m
Ratio	L/D	1,5	

3.9. Códigos EES

3.9.1. Caldera de vapor

"Cálculo de la potencia útil de la caldera"

1014=F_agua*enthalpy_vaporization(Water;P=10)

F_water=F_agua*3600 "[kg/h]"

PCI=16355,26

"kJ/kg" {PCI del hueso de aceituna en base

húmeda}

eta=(F_water*enthalpy_vaporization(Water;P=10))/(F_cble*PCI)

eta=0,85

T_sat=t_sat(Water;P=10)

"1. BALANCE DE MATERIA"

"1.1. Composición elemental del combustible a la entrada"

F_C=0,4310*F_cble

"[kg/h]"

F_O=0,4990*F_cble

"[kg/h]"

F_N=0,0010*F_cble

"[kg/h]"

F_H=0,0611*F_cble

"[kg/h]"

F_S=0,0001*F_cble

"[kg/h]"

F_H2O=0*F_cble

"[kg/h]"

F_P=0,0078*F_cble

"[kg/h]" {Cenizas}

"1.2. Exceso de aire"

e=((F_Ar-F_At)/F_Ar)*100

"[%]"

n=F_Ar/F_At

{Coeficiente de exceso de aire}

F_At=32*N_Ot+28*(79/21)*N_Ot

{Caudal de aire teórico}"[kg/h]"

"1.3. Balance de oxígeno"

N_Ot=(a/12)+((b/2)/12)+(F_S/32)+(F_H/4)-(F_O/32)

{Oxígeno teórico}

"[kmol/h]"

N_Oi=n*F_At

{Oxígeno real introducido}

"[kmol/h]"

"1.4. Balance de aire introducido"

F_Oi=32*N_Oi

{Oxígeno real introducido}

"[kg/h]"

F_Ni=m_N2

{Nitrógeno real introducido}

"[kg/h]"

F_Ar=F_Oi+F_Ni

{Aire real introducido}

"[kg/h]"

"1.5. Balance de carbono"

a=F_C*0,99

b=F_C*0,01

$F_C = a + b + C_r$
 carbono quemado}

"[kg/h]" {a: carbono a CO₂; b: carbono a CO; Cr:

"1.6. Balance gases de salida"

$m_g = m_{CO_2} + m_{CO} + m_{SO_2} + m_{O_2} + m_{N_2}$
 $m_{CO_2} = (44 \cdot a) / 12$
 $m_{CO} = (28 \cdot b) / 12$
 $m_{SO_2} = 2 \cdot F_S$
 $m_{O_2} = ((n-1) \cdot N_{Ot} + ((b/2)/12) + (C_r/12)) \cdot 32$
 $m_{N_2} = 28 \cdot (79 \cdot n \cdot N_{Ot}) / 21$

"[kg/h]" {Caudal de gas seco}

"[kg/h]"

"[kg/h]"

"[kg/h]"

"[kg/h]"

"[kg/h]"

$m_{gh} = m_g + m_{vapor}$
 $m_{vapor} = 9 \cdot F_H + F_{H_2O}$
 Hidrógeno y del agua de entrada}

"[kg/h]" {Caudal de gas húmedo}

"[kg/h]" {Caudal de agua procedente de

"Análisis gases de salida"

$v_{CO_2} = m_{CO_2} / m_{gh}$
 $v_{CO} = m_{CO} / m_{gh}$
 $v_{SO_2} = m_{SO_2} / m_{gh}$
 $v_{O_2} = m_{O_2} / m_{gh}$
 $v_{N_2} = m_{N_2} / m_{gh}$
 $v_{H_2O} = m_{vapor} / m_{gh}$

"[%]"

"Análisis de cenizas"

$v_{SiO_2} = 0,182 \cdot 0,0078$
 $v_{Al_2O_3} = 0,025 \cdot 0,0078$
 $v_{Fe_2O_3} = 0,023 \cdot 0,0078$
 $v_{CaO} = 0,119 \cdot 0,0078$
 $v_{MgO} = 0,073 \cdot 0,0078$
 $v_{Na_2O} = 0,004 \cdot 0,0078$
 $v_{K_2O} = 0,366 \cdot 0,0078$
 $v_{MnO_2} = 0,001 \cdot 0,0078$
 $v_{P_2O_5} = 0,047 \cdot 0,0078$
 $v_{TiO_2} = 0$
 $v_{SO_3} = 0$
 $v_{otros} = 0,16 \cdot 0,0078$

"[%]"

"2. BALANCE DE ENERGÍA"

"2.1. Corriente de entrada al horno"

$T_{en} = 25$
 aire}
 $P = 10$

[°C] {T^a de entrada al horno de combustible y

"2.2. Corriente de salida del horno"

{ $T_{sal} = 300$ { $t_{sat}(Water; P=10)$ }}
 horno, y de entrada de los mismos al secadero}

"[°C]" {Temperatura de salida de los gases del

"2.2.1. Propiedades termodinámicas"

$Cp_{Ar} = cp(Air_{ha}; T=T_{sal}; P=P)$

"[kJ/kgK]" {Capacidad calorífica del aire}

$cp_{CO_2} = cp(CarbonDioxide; T=T_{sal}; P=P)$
 salida de gases T_{sal} }

{Capacidades caloríficas a la Temperatura de

$cp_{CO} = cp(CarbonMonoxide; T=T_{sal}; P=P)$

$cp_{SO_2} = cp(SulfurDioxide; T=T_{sal}; P=P)$

$cp_{H_2O} = cp(Water; T=T_{sal}; P=P)$

$cp_{N_2} = cp(Nitrogen; T=T_{sal}; P=P)$

$cp_{O_2} = cp(Oxygen; T=T_{sal}; P=P)$

$cp_{SiO_2}=44,4/60,06$ "[kJ/kgK]" {Capacidades caloríficas de los
 componentes de las cenizas}
 $cp_{Al_2O_3}=79/102$
 $cp_{Fe_2O_3}=103,9/159,7$
 $cp_{CaO}=42/56,08$
 $cp_{MgO}=37,2/40,3$
 $cp_{Na_2O}=61,9/62$
 $cp_{K_2O}=84,53/94,2$
 $cp_{MnO_2}=54,1/86,9$
 $cp_{P_2O_5}=0$
 $cp_{TiO_2}=55/79,9$
 $cp_{SO_3}=50,7/80,06$

$cp_P=(v_{SiO_2}*cp_{SiO_2}+v_{Al_2O_3}*cp_{Al_2O_3}+v_{Fe_2O_3}*cp_{Fe_2O_3}+v_{CaO}*cp_{CaO}+v_{MgO}*cp_{MgO}+v_{Na_2O}*cp_{Na_2O}+v_{K_2O}*cp_{K_2O}+v_{MnO_2}*cp_{MnO_2}+v_{P_2O_5}*cp_{P_2O_5})*1,20$ "[kJ/kgK]"

"2.2.2. Calor a la salida del horno"

$Q_2_{CO_2}=m_{CO_2}*cp_{CO_2}*(T_{sal})$ "[kJ/h]"
 $Q_2_{CO}=m_{CO}*cp_{CO}*(T_{sal})$
 $Q_2_{SO_2}=m_{SO_2}*cp_{SO_2}*(T_{sal})$
 $Q_2_{H_2O}=mvapor*cp_{H_2O}*(T_{sal})$
 $Q_2_O=m_{O_2}*cp_{O_2}*(T_{sal})$
 $Q_2_N=m_{N_2}*cp_{N_2}*(T_{sal})$
 $Q_{gc}=Q_2_{CO_2}+Q_2_{CO}+Q_2_{SO_2}+Q_2_{H_2O}+Q_2_O+Q_2_N$

"2.3. Balance de energía"

$Q_{cble}=PCI*F_{cble}$
 $Q_{aire}=F_{Ar}*cp_{Ar}*(T_{en})$
 $Q_p=F_P*cp_P*(T_{sal})$
 $Q_{cble}+Q_{aire}=Q_{gc}+Q_p+Q_{agua}$
 $Q_{agua}=F_{water}*enthalpy_vaporization(Water;P=10)$ "[kW]"
 $P_{cble}=Q_{cble}/3600$
 $P_{gc}=Q_{gc}/3600$
 $P_{agua}=Q_{agua}/3600$
 $P_{aire}=Q_{aire}/3600$
 $P_p=Q_p/3600$

4 PLIEGO DE CONDICIONES

En esta sección se llevará a cabo un replanteo de la distribución que tendrá la planta, dividiéndola en sus distintas zonas y calculando las necesidades que cada una requiere de espacio, en función del tamaño de los equipos que la ocupan. Finalmente se añadirá un cuadro de resumen y medición de equipos.

4.1. Organización de la planta

La planta de tratamiento contará con una zona de recepción de materia prima, una nave dedicada a la parte operacional, una bodega de almacenamiento de los productos principales y, por último, una zona de oficinas y aparcamiento de acceso al personal de las instalaciones.

4.1.1. Espacio dedicado a cada zona

En primer lugar se ha de calcular cuales son los requerimientos de cada equipo para poder realizar un correcto emplazamiento. Por tanto, para establecer la superficie mínima que requerirá cada zona se tendrán en cuenta dos factores, además de las dimensiones que posea cada uno.

Por un lado, se tendrá en cuenta un factor de operabilidad (F1) del equipo o zona, es decir, el espacio óptimo para facilitar la maniobra de los operarios; y el factor de Limpieza y reglajes (F2) dedicado al espacio para accesibilidad para montaje, mantenimiento e inspección.

Finalmente, una vez calculada la superficie de cada equipo por separado, se añadirá un factor de accesibilidad sobre cada zona de la planta, la cual tendrá en cuenta el acceso por parte de personal o vehículos especializados.

4.1.1.1. Tolva de recogida de alpeorujó

Dimensiones			
Lado	L	3	m
Ancho	W	3	m
Operabilidad	F1	0,45	m
Limpieza y reglajes	F2	0,6	m
Superficie	S	22,48	m ²

4.1.1.2. Tolva de recogida de hueso

Dimensiones			
Lado	L	1,2	m
Ancho	W	1,2	m
Operabilidad	F1	0,45	m
Limpieza y reglajes	F2	0,6	m
Superficie	S	4,725	m ²

4.1.1.3. Secador rotatorio

Dimensiones			
Lado	L	14	m
Ancho	W	2,5	m
Operabilidad	F1	0,45	m
Limpieza y reglajes	F2	0,6	m
Superficie	S	48,5	m ²

4.1.1.4. Equipo ciclónico

Dimensiones			
Diámetro	ϕ	1,07	m
Operabilidad	F1	0,45	m
Limpieza y reglajes	F2	0,6	m
Superficie	S	3,895	m ²

4.1.1.5. Equipo de extracción

Dimensiones			
Lado	L	4	m
Ancho	W	2,5	m
Operabilidad	F1	0,45	m
Limpieza y reglajes	F2	0,6	m
Superficie	S	17,17	m ²

4.1.1.6. Desolventizador tostador

Dimensiones			
Diámetro	ϕ	1,5	m
Operabilidad	F1	0,45	m
Limpieza y reglajes	F2	0,6	m
Superficie	S	6,12	m ²

4.1.1.7. Equipo ciclónico

Dimensiones			
Diámetro	ϕ	1,6	m
Operabilidad	F1	0,45	m
Limpieza y reglajes	F2	0,6	m
Superficie	S	6,625	m ²

4.1.1.8. Tolva de recogida de orujillo

Dimensiones			
Lado	L	4	m
Ancho	W	2,5	m
Operabilidad	F1	0,45	m
Limpieza y reglajes	F2	0,6	m
Superficie	S	17,17	m ²

4.1.1.9. Tanque de miscela

Dimensiones			
Diámetro	φ	3,5	m
Operabilidad	F1	0,45	m
Limpieza y reglajes	F2	0,6	m
Superficie	S	20,02	m ²

4.1.1.10. Tanque de hexano

Dimensiones			
Diámetro	φ	3,5	m
Operabilidad	F1	0,45	m
Limpieza y reglajes	F2	0,6	m
Superficie	S	20,02	m ²

4.1.1.11. Tanque flash 1

Dimensiones			
Diámetro	φ	1,2	m
Operabilidad	F1	0,45	m
Limpieza y reglajes	F2	0,6	m
Superficie	S	4,725	m ²

4.1.1.12. Tanque flash 2

Dimensiones			
Diámetro	φ	0,6	m
Operabilidad	F1	0,45	m
Limpieza y reglajes	F2	0,6	m
Superficie	S	2,475	m ²

4.1.1.13. Condensador

Dimensiones			
Lado	L	6	m
Ancho	W	2,5	m
Operabilidad	F1	0,45	m
Limpieza y reglajes	F2	0,6	m
Superficie	S	19	m ²

4.1.1.14. Decantador

Dimensiones			
Lado	L	9	m
Ancho	W	1,9	m
Operabilidad	F1	0,45	m
Limpieza y reglajes	F2	0,6	m
Superficie	S	28,14	m ²

4.1.1.15. Tanque de almacenamiento de aceite crudo

Dimensiones			
Diámetro	φ	2,8	m
Operabilidad	F1	0,45	m
Limpieza y reglajes	F2	0,6	m
Superficie	S	14,25	m ²

4.1.1.16. Caldera de vapor

Dimensiones			
Lado	L	4,9	m
Ancho	W	1,9	m
Operabilidad	F1	0,45	m
Limpieza y reglajes	F2	0,6	m
Superficie	S	16,66	m ²

4.1.1.17. Equipo ciclónico

Dimensiones			
Diámetro	φ	0,74	m
Operabilidad	F1	0,45	m
Limpieza y reglajes	F2	0,6	m
Superficie	S	2,936	m ²

4.1.1.18. Intercambiador de calor

Dimensiones			
Lado	L	5	m
Ancho	W	2	m
Operabilidad	F1	0,45	m
Limpieza y reglajes	F2	0,6	m
Superficie	S	17	m ²

4.1.2. Resumen de la superficie requerida por los equipos

Zona	Superficie	Factor accesibilidad	Superficie ocupada	
Recepción	27,21	1,5	40,815	m ²
Secado	52,4	1,5	78,6	m ²
Extracción	47,09	1,5	70,7	m ²
Destilación	94,38	1,5	141,57	m ²
Sala caldera	36,6	1,5	54,9	m ²

4.1.3. Distribución final de la planta de tratamiento

Una vez calculada la superficie mínima que requiere cada zona de la planta, con sus correspondientes factores, ha de tenerse en cuenta la distancia mínima que han de tener unos equipos con respecto a otros, lo cual es muy variable y dependerá principalmente de una serie de factores tales como:

- Tipo de almacenamiento
- Peligrosidad e inflamabilidad de la sustancia
- Zona de entrada y salida de vehículos especiales
- Riesgo de incendio y explosión

Como base para realizar una correcta separación de los equipos principales, se ha seguido el diagrama de separación de seguridad entre equipos de trabajo recogida en R.D. 1215/97 18 de Julio.

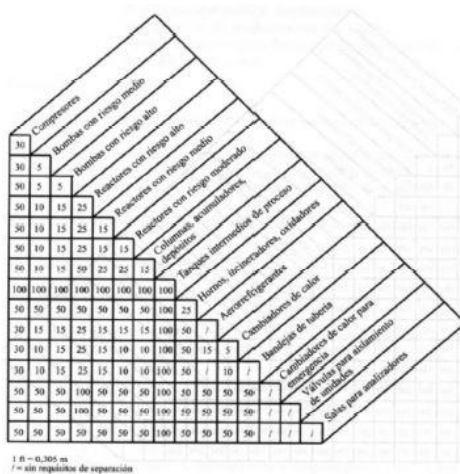


Figura 66. Distancia de seguridad mínima entre equipos de proces

Zona	Superficie final	
Recepción	140	m ²
Secado	260	
Extracción	240	
Destilación	450,3	
Sala caldera	90	
Zona de control	30	
Bodega	80	
Nave	1290,3	m ²
Gerencia y oficinas	100	
Aparcamientos	100	
Total	1500	m ²

4.2. Lista de equipos

REF	EQUIPO	UD	RESUMEN	MODELO
	TOLVA DE RECEPCIÓN DE ALPEORUJO			
	1 Ud Tolva de recepción de alpeorujo. Capacidad: 32500 kg. Fabricada de chapa de acero inoxidable AISI 304. Forma trono piramidal invertido. Modelo: DAF INGENIEROS			
	TOLVA DE RECEPCIÓN DE COMBUSTIBLE			
	1 Ud Tolva de recepción de biomasa. Capacidad 2100 kg. Fabricada de chapa de acero inoxidable al carbono. Forma tronco piramidal invertido. Modelo: DAF INGENIEROS			
	TOLVA DE ALMACENAMIENTO DE ORUJILLO			
	1 Ud Tolva de recepción de alpeorujo. Capacidad: 72500 kg. Fabricada de chapa de acero inoxidable AISI 304. Forma tronco piramidal invertido. Modelo: DAF INGENIEROS			
	DEPÓSITO DE ALMACENAMIENTO DE HEXANO			
	1 Ud. Depósito cilíndrico, con cabezal superior e inferior apoyado sobre tres patas. Fabricado con recubrimiento de fibra de vidrio. Capacidad: 51000 L. Modelo: JHEN TEN.			
	DEPÓSITO INTERMEDIO DE MISCELA			
	1 Ud. Depósito cilíndrico. Capacidad, con cabezal superior e inferior apoyado sobre tres patas. Fabricado con recubrimiento de fibra de vidrio. Capacidad: 49000 L. Modelo: AIQSA			
	DEPÓSITO DE ALMACENAMIENTO DE ACEITE CRUDO			
	2 Ud. Depósito cilíndrico de capacidad. Fabricado con acero inoxidable AISI 304. Capacidad: 27000 L. Modelo: AIQSA.			
	SECADOR ROTATORIO			
	1 Ud. Equipo de secado rotatorio tipo "trommel". Fabricado en acero inoxidable 316 L. Capacidad: hasta 1 t/h. Potencia: 70 kW. Consumo eléctrico: 75.5 kW/h. Modelo: PIERALISI S-1000			
	CALDERA DE VAPOR			
	1 Ud. Caldera tubo agua diseñada específicamente para combustibles sólidos, con estructura en forma de tubo para satisfacer los requisitos específicos de fácil limpieza y correcta combustión. Peso: 16400 kg. Dimensiones 1,9x4,9 m. Modelo: FERROLI BI COMB SGM LP7HP 1000			

EQUIPO DE EXTRACCIÓN

1 Ud. Extractor rotatorio tipo "Belt". Fabricado de acero inoxidable. Longitud: 5m.
Modelo: TROIKA

DESOLVENTIZADOR-TOSTADOR

1 Ud. Columna cilíndrica de arrastre con vapor. Dimensiones: 2x5. Nºplatos 4. Modelo: TROIKA

TANQUE FLASH

2 Ud. Equipo de destilación flash compuesto por un depósito cilíndrico con boiler de vapor, de acero inoxidable AISI 304. Dimensiones 1,2x3,6. Modelo: WESSELS COMPANY

DECANTADOR

1 Ud. Equipo de separación fases líquidas, depósito de disposición horizontal, con recubrimiento de fibra de vidrio. Modelo: PIERALISI

INTERCAMBIADOR DE CALOR

1 Ud. Equipo de intercambio de calor tipo carcasa y tubo. Fabricado de acero al carbono. Modelo: FUNKE

CONDENSADOR

1 Ud. Equipo de condensación de tipo carcasa y tubo. Fabricado de Acero Inoxidable AISI 304. Modelo: FUNKE

EQUIPOS DE BOMBEO

8 Ud. Bomba centrífuga con cuerpo fabricado en acero inoxidable y estator en goma alimentaria. Modelo: KSB

EQUIPOS DE IMPULSIÓN DE AIRE

2 Ud. Ventilador centrífugo. Modelo: AIRTECNICS

DESEMPOLVADO DE GASES

3 Ud. Equipo ciclónico de separación mecánica gas-sólido. Forma cilíndrica con base tronco cónico. Fabricados en acero al carbono. Modelo: TAMA AERNOVA.

5 PLANOS

6 PRESUPUESTO

En esta sección se llevará a cabo un estudio económico del desembolso inicial necesario para la planta de tratamiento. El coste tenido en cuenta en el estudio será, por tanto, el capital de inversión fijo.

6.1. Estimación del presupuesto general

El presupuesto general de la planta ha sido calculado en base a bibliografía específica sobre estimación de costes de inversión en plantas químicas.

En primer lugar se han calculado los precios de los equipos principales y auxiliares involucrados en este proyecto. Algunos de ellos se han obtenido mediante correlaciones y otros en una página web especializadas en coste de los equipos. Para ello ha sido imprescindible aportar diferentes variables, en función del equipo al que se desee estimar el coste: material de fabricación, potencia, volumen, dimensiones, etc.

El precio aportado por la plataforma viene expresada en dólares estadounidenses (\$) del año 2014, con lo cual ha sido necesario recalcularlo teniendo en cuenta el cambio de moneda y su devaluación.

Una vez obtenido el coste total de la maquinaria, la cual se supone de alto porcentaje en el total, el resto de partidas han sido obtenidas mediante correlaciones específicas en función de dicho coste calculado inicialmente.

A continuación se expondrán las diferentes partidas obtenidas separadas en capítulos así como un resumen final de cada uno de ellos, obteniéndose el presupuesto general del proceso.

REF	NOMBRE	CANTIDAD	UNIDAD	PRECIO UNITARIO	IMPORTE TOTAL
CAPÍTULO 01. COSTE DE TERRENO					
	Coste del suelo		m2	150000	150000,00
	Hacienda y registro	8,00	%	12000	12000,00
	TOTAL CAPÍTULO 01				162000,00
CAPÍTULO 02. ESTRUCTURA Y OBRA CIVIL					
	Mejora del terreno				9182,65
	Cimentación				34894,06
	Estructura				47749,76
	Cubierta y aislamientos				84480,35
	Materiales y suministros				7346,12
	TOTAL CAPÍTULO 02				183652,94
CAPÍTULO 03. URBANIZACIÓN					
	Pavimentación				69053,50
	Cerramiento. Malla galvanizada				2938,45
	Puerta. Cancela				1469,22
	TOTAL CAPÍTULO 03				73461,18
CAPÍTULO 04. INSTALACIÓN ELÉCTRICA					
	Distribución de electricidad				36730,59
	Subestación eléctrica				73461,18
	TOTAL CAPÍTULO 04				110191,76
CAPÍTULO 05. MAQUINARIA					
	Tolva de recepción de alpeorujo	54	m3	25387,39	25387,39
	Instalación	20	%		
	Tolva de recepción de combustible	3		4632,00	4632,00
	Instalación	20	%		
	Tolva de almacenamiento orujillo	76,2	m3	30822,77	30822,77
	Instalación	20	%		
	Depósito de almacenamiento de hexano	50	m3	40000,00	40105,85
	Instalación	20	%		
	Depósito de almacenamiento de miscela	40	m3	30000,00	30200,50
	Instalación	20	%		
	Depósito de almacenamiento de aceite crudo	27	m3	20250,00	20250,74
	Instalación	20	%		
	Secador rotativo tipo trommel	74	m3	170207,6	170207,60
	Instalación	40	%		
	Caldera de vapor	1014	kW	110844,1	110844,12
	Instalación	20	%		
	Equipo de extracción	4	m	270000	270000,00
	Instalación	40	%		
	Desolventizador-Tostador	2	m	300000	300000,00
	Instalación	40	%		
	Tanque flash 1	1,2	m	30334,70	30334,70
	Instalación	40	%		

REF	NOMBRE	CANTIDAD	UNIDAD	PRECIO UNITARIO	IMPORTE TOTAL
	Tanque flash 2	1	m	28197,31	28197,31
	Instalación	40	%		
	Decantador	25,54	m3	176193,33	176193,33
	Instalación	20	%		
	Intercambiador de calor	50	m2	25830,23	25830,23
	Instalación	15	%		
	Condensador	73	m2	51816,33	51816,33
	Instalación	15	%		
	Equipos de bombeo	8	ud	-	48250,46
	Instalación	15	%		
	Equipos impulsión de aire	2	ud	12000,00	12350,85
	Instalación	15	%		
	Equipos de despolvado de gases	3	ud	57068,74	57068,74
	Instalación	15	%		
TOTAL CAPÍTULO 05					1432492,92
CAPÍTULO 06. INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL					
	Equipos de instrumentación y materiales auxiliares	3	%	110191,76	110191,76
TOTAL CAPÍTULO 06					110191,76
CAPÍTULO 07. INSTALACIONES DE SERVICIO					
	Generación de vapor	3	%	110191,76	110191,76
	Distribución de vapor	1	%	36730,59	36730,59
	Abastecimiento de agua, enfriamiento y bombeo	1,9	%	69788,12	69788,12
	Tratamiento del agua	0,8	%	29384,47	29384,47
	Distribución del agua	0,9	%	33057,53	33057,53
	Abastecimiento y distribución del gas	0,4	%	14692,24	14692,24
	Compresión de aire y distribución	1	%	36730,59	36730,59
	Eliminación de efluentes del proceso	1,2	%	44076,71	44076,71
	Sistema de protección contra incendios	0,8	%	29384,47	29384,47
TOTAL CAPÍTULO 07					404036,46
CAPÍTULO 08. TUBERÍAS Y CAÑERÍAS					
	Tuberías y cañerías			135168,56	135168,56
	Válvulas, caños, tubos y soportes			85214,96	85214,96
	Aislación			73461,18	73461,18
TOTAL CAPÍTULO 08					293844,70
CAPÍTULO 09. GASTOS DE CONSTRUCCIÓN					
	Herramientas de construcción y arrendamiento	4	%	146922,35	146922,35
	Oficinas del personal de campo	1,1	%	40403,65	40403,65
	Licencia y permiso de obras	1,6	%	58768,94	58768,94
	Impuestos y seguros	2	%	73461,18	73461,18
	Materiales y mano de obra para puesta en marcha	1,3	%	47749,76	47749,76
		10			367305,88

TOTAL CAPÍTULO 09	367305,88
--------------------------	------------------

REF	NOMBRE	CANTIDAD	UNIDAD	PRECIO UNITARIO	IMPORTE TOTAL
CAPÍTULO 10. HONORARIOS DEL CONTRATISTA					
TOTAL CAPÍTULO 10					73461,18
CAPÍTULO 11. GASTOS DE PUESTA EN MARCHA					
TOTAL CAPÍTULO 11					293844,70
CAPÍTULO 12. INGENIERÍA Y SUPERVISIÓN					
	Ingeniería	2,3	%	84480,35	84480,35
	Confección, trazado de planos	4	%	146922,35	146922,4
	Compras	0,675	%	24793,15	24793,15
	Contabilidad, ingeniería de costos	0,675	%	24793,15	24793,15
	Viajes y gastos de alimentación y vivienda	0,675	%	24793,15	24793,15
	Reproducciones y comunicaciones	0,675	%	24793,15	24793,15
TOTAL CAPÍTULO 12					330575,3

RESUMEN DE PRESUPUESTO			
CAPÍTULO	RESUMEN	EUROS	%
1	COSTE DEL TERRENO	162000,00	4
2	ESTRUCTURA Y OBRA CIVIL	183652,94	5
3	URBANIZACIÓN	73461,18	2
4	INSTALACIÓN ELÉCTRICA	110191,76	3
5	MAQUINARIA	1432492,92	37
6	INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL	110191,76	3
7	INSTALACIONES DE SERVICIO	404036,46	11
8	TUBERÍAS Y CAÑERÍAS	293844,70	8
9	GASTOS DE CONSTRUCCIÓN	367305,88	10
10	HONORARIOS DEL CONTRATISTA	73461,18	2
11	GASTOS DE PUESTA EN MARCHA	293844,70	8
12	INGENIERÍA Y SUPERVISIÓN	330575,29	9
		3835058,756	100
	CONTINGENCIAS (20%)	767011,75	
	TOTAL PRESUPUESTO GENERAL	4602070,51	

7. EVALUACIÓN DE EMISIONES

En esta sección se identificarán los residuos obtenidos a lo largo del proceso de tratamiento, posteriormente se clasificarán según los focos emisores de los mismos y se concretará su modo de tratamiento, dependiendo de diferentes factores.

7.1. Clasificación de emisiones canalizadas

La instalación cuenta con cuatro focos canalizados de emisiones a la atmósfera. A continuación se clasifican dichos focos según el proceso asociado:

7.1.1. Foco PG1

Secador rotatorio tipo tromel, al que se vehiculan las emisiones de partículas que la corriente de aire arrastra a su paso por el secador. Se instalará, por tanto un equipo de despolvado de gases (Ciclón) que se encarga de retirar en su mayoría los residuos sólidos y los devuelve al proceso.

7.1.2 Foco PG2

Caldera de vapor, donde se producen emisiones sólidas y gaseosas:

Por un lado las cenizas procedentes de la combustión de biomasa, cuyo caudal de 2,1 kg/h supone una producción diaria de 50 kg, con lo cual se recogen mediante el colector de cenizas y se almacenan en big bags especializados en el ensacado de este tipo de residuos. Finalmente de su tratamiento se encargará una empresa gestora de residuos.

Por otro, los gases de combustión a la salida de la caldera de biomasa, los cuales se utilizan como fluido caloportador en un intercambiador de calor de carcasa y tubo que contribuyen a elevar la temperatura del aire de entrada a secadero. La concentración de SO₂ en dichos gases se encuentra dentro de los valores límites de emisión, considerando la biomasa como combustible empleado.

$$1,347 \frac{kg}{Nm^3} g.c \times 0,00002377 kg \frac{SO_2}{kg g.c} = 32,02 \frac{mg}{Nm^3 g.c}$$

7.1.3. Foco PG3

Decantador horizontal, donde se separa la corriente líquida de mayor densidad (agua residual en su mayoría) por fondo del depósito. La composición de dicha corriente contiene 626 kg/h de agua junto con trazas de disolvente y de fracción orgánica. Por tanto ha de ser sometida a un tratamiento especial, del cual se hará cargo una empresa de aguas residuales.

PLANO 1. Situación geográfica de la parcela

PLANO 2. Datos identificativos de la parcela

PLANO 3. Diagrama de flujo del proceso

PLANO 4. Zonas de la planta de tratamiento

PLANO 5. Plano de implantación

PLANO 6. Tanque Flash

PLANO 7. Secador rotativo tipo tromel

PLANO 8. Desolventizador-Tostador

PLANO 9. Equipo de extracción sólido-líquido “De Smet”

PLANO 10. Intercambiador de calor

PLANO 11. Desempolvado de gases

PLANO 12. Tolla de producto