

# Trabajo Fin de Grado

## Grado en Ingeniería Química

### Estudio comparativo de las diferentes opciones de revalorización de la naranja

Autora: Ana Isabel Pérez López

Tutora: Maria Custodia Fernández Baco

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

Sevilla, 2020





Proyecto Fin de Grado  
Ingeniería Química

# **Estudio comparativo de las diferentes opciones de re-valorización de la naranja**

Autora:

Ana Isabel Pérez López

Tutora:

Maria Custodia Fernández Baco

Profesora Colaboradora

Dpto. de Ingeniería Química y Ambiental

Escuela Técnica Superior de Ingeniería

Universidad de Sevilla

Sevilla, 2020



*A mi familia*

*A mis maestros*



# Agradecimientos

---

Agradecer a los profesores del departamento por su trabajo diario en las clases y fuera de ellas, para que sigan investigando, enseñando tecnología sostenible necesaria al mundo y transmitiéndolo a muchos alumnos más.

Siéntanse orgullosos de educar a los que seremos los siguientes en descubrir y contribuir al mundo de la ingeniería química con nuestro conocimiento y actitud. Entre ellos me gustaría mencionar a Mónica, profesora y casi compañera, agradecerle por todo el tiempo que nos dedica, consejos y ánimos que nos da. A mi tutora Custodia, que ha sabido guiarme y motivarme durante la realización del proyecto. Sin su ayuda no habría sido lo mismo. Admiro muchísimo su actitud, conocimientos y trabajo en la escuela. Es una maestra ejemplar, pasional y, ante todo, una persona excepcional.

A mi familia, base fundamental para hacer de esta trayectoria no solo un periodo de estudio intenso, sino también una de las más bonitas, aunque a la vez retantes de mi vida. A mi abuela Ana por convivir conmigo, dejarme conocerla y sorprenderme con toda la energía y vitalidad que desprende; mi hermano Miguel, por ser mi mejor amigo, aliado y mi principal fuente de alegría diaria; mi madre Ana, que me ha enseñado que la constancia y la buena voluntad siempre suman, por su forma de ilusionarse, luchar por lo que quiere y transmitírnoslo siempre; mi padre Miguel, que me ha enseñado sobre todo a disfrutar del proceso, a romper los estereotipos de vez en cuando y ser quien me ha inspirado para este proyecto; Roni, por la compañía y tranquilidad que nos da; mis tios Toñi y Luis por esas noches de tertulia y comida para llevar; mis abuelos Manuel y Enriqueta por su cariño y sabiduría; mis tíos y primos pacenses, los Vicente, que son “mu salaos”; y mis tios y primos sevillanos, por todas las reuniones realizadas y abrirme las puertas de su casa. Este periodo me ha servido para unirme más a la familia al estar más cerca de ella.

Muchas gracias a todos, os quiero muchísimo.

A mis amigas de siempre, de La Línea, Algeciras y Sabinillas, que sacan mi parte más loca y despreocupada, me han enseñado, sin saberlo, que el hogar también existe fuera de casa, y que avanzar incluye estar conectado con tus raíces. A todos aquellos que conocí en estos años universitarios. Persona clave durante esta etapa, mi amiga Noelia, mi gran compañera desde mi primer contacto sevillano. A mis compañeros que se volvieron amigos, como una segunda familia, tantas horas en la ETSI se agradecen ahora, pero también las que pasamos fuera de ella. Paulina, Patricia, Margarita, Esperanza, Iago, Micaela y muchos más, gracias se queda corto con vosotros. A mi familia Erasmus, uno de los años más intensos y lleno de descubrimientos, experiencias inolvidables y grandes amigos que siguen y seguirán siendo parte de mi por siempre.

Gracias por haber permanecido a mi lado, por haberme inspirado y seguido hasta hoy.

Me siento feliz de haber finalizado lo que tan solo es el comienzo de una vida para contribuir y aportar mejoras al mundo, tal y como ha hecho siempre conmigo.



# Resumen

---

La principal fuente de inspiración para este proyecto es la problemática existente en el sector agrario con respecto a los resultados poco satisfactorios que han estado obteniendo sus productos. En Andalucía, como en muchas otras regiones de España, cada vez hay más demanda de productos y competencia en las ventas, traduciéndose en unos menores beneficios sobre todo para las pequeñas empresas locales. El objetivo de este Trabajo de Fin de Grado es solventar este problema, animando a las empresas a adaptarse y actuar frente a los cambios que se han experimentado en los últimos años mediante transformaciones e industrialización del proceso productivo.

Se estudian las soluciones que se le pueden dar a un producto agrario como la naranja, pudiéndose realizar el mismo estudio para cualquier otro producto de características similares, para lograr un aprovechamiento íntegro de sus componentes.

El objetivo de este documento es doble, crear un ciclo sostenible aprovechando todos los componentes que nos ofrece el producto escogido y establecer un proceso productivo eficiente.



# Abstract

---

The main source of inspiration for this project is the existing problem in the agrarian sector regarding the unsatisfactory results that they had been obtaining from their products. In Andalusia, as in many other areas of Spain, there is increasing demand for products and competition in sales, consequently less benefits, especially for small local companies. The goal of this Final Grade Project will be to solve this problem, encouraging them to adapt to the changes that have been experienced in recent years using transformation and industrialization of the production process.

The possible solutions to be found for an agricultural product such as orange will be examined, and the same study can be carried out for any other product with similar characteristics, to achieve a full use of its components.

The aim of this document is twofold, which will be create a sustainable cycle taking advantage of all the components offered by the chosen product and also establish an efficient production process.



# Índice

---

<b>Agradecimientos</b>	<b>vii</b>
<b>Resumen</b>	<b>ix</b>
<b>Abstract</b>	<b>xi</b>
<b>Índice</b>	<b>xiii</b>
<b>Índice de Tablas</b>	<b>xv</b>
<b>Notación</b>	<b>xvii</b>
<b>1 Introducción</b>	<b>1</b>
1.1. <i>Situación Actual</i>	1
1.1.1. Características y reseña histórica	1
1.1.2. Proceso productivo del cultivo de la naranja	2
1.1.3. Mercado Andalucía, Nacional y europeo.	4
1.2. <i>Nuevos mercados</i>	6
1.2.1. Productos ecológicos	6
1.2.2. Agricultura integrada	7
1.2.3. Revalorización de residuos	8
1.3. <i>Principales productos extraíbles</i>	8
1.3.1. Productos extraíbles de la parte comestible	9
1.3.2. Productos extraíbles del residuo	10
1.3.3. Combinaciones bajo estudio	13
<b>2 Objetivos y alcance</b>	<b>17</b>
2.1. <i>Objetivos del proyecto</i>	17
2.2. <i>Alcance del proyecto</i>	17
<b>3 Descripción del proceso</b>	<b>19</b>
3.1. <i>Planta extractora de zumo</i>	19
3.1.1. Proceso de obtención	20
3.1.1.1. Tratamientos previos	21
3.1.1.2. Extracción del zumo	21
3.1.1.3. Tamizado	22
3.1.1.4. Pasteurización y enfriamiento	22
3.1.1.5. Almacenamiento	22
3.1.1.6. Envasado y transporte	23
3.1.2. Métodos de conservación	23
3.2. <i>Planta extractora de aceites esenciales</i>	23
3.2.1. Proceso de obtención	24
3.2.2. Métodos de conservación	25
3.3. <i>Planta tratamiento de corrientes residuales</i>	25
3.3.1. Digestión anaerobia	25

3.3.1.1.	Características del biogás	26
3.3.1.2.	Fundamentos de la digestión anaerobia	27
3.3.1.3.	Vías de obtención y parámetros de diseño	27
3.3.1.4.	Ventajas y desventajas	29
3.3.1.5.	Tipos de digestores anaerobios	29
3.3.1.6.	Elección del digestor	31
3.3.2.	Reactor UASB	32
3.3.3.	Descripción del proceso	34
3.3.3.1.	Utilidades de las corrientes de salida	35
3.3.3.2.	Diagrama de flujo del proceso	36
<b>4</b>	<b>Memoria de calculo</b>	<b>39</b>
4.1.	<i>Datos de partida</i>	39
4.2.	<i>Balance planta de zumo</i>	40
4.3.	<i>Balance planta de aceites esenciales</i>	41
4.4.	<i>Balance del biogás</i>	43
<b>5</b>	<b>Diseño de equipos</b>	<b>39</b>
5.1.	<i>Tanque agitado (TK-101)</i>	49
5.2.	<i>Bomba (P-101)</i>	50
5.3.	<i>Intercambiador (E-101)</i>	52
5.4.	<i>Reactor UASB (R-101)</i>	56
5.5.	<i>Tanque almacenamiento (TK-102)</i>	59
5.6.	<i>Bomba fango (P-102)</i>	60
5.7.	<i>Tanque almacenamiento efluente líquido (TK-103)</i>	61
5.8.	<i>Bomba (P-103)</i>	61
5.9.	<i>Gasómetro (TK-104)</i>	62
5.10.	<i>Antorcha (TH-101)</i>	63
5.11.	<i>Turbina (C-101)</i>	63
<b>6</b>	<b>Análisis económico preliminar</b>	<b>65</b>
6.1.	<i>Coste Total de Inversión</i>	65
6.1.1.	<i>Coste de la planta de zumo</i>	65
6.1.2.	<i>Coste de la planta de extracción de aceites</i>	67
6.1.3.	<i>Coste equipos planta biogás</i>	67
6.2.	<i>Coste Total de Producción</i>	69
6.3.	<i>Análisis de la inversión</i>	70
6.4.	<i>Variantes</i>	74
<b>7</b>	<b>Hojas especificaciones</b>	<b>79</b>
7.1.	<i>Tanques de almacenamiento</i>	79
7.2.	<i>Bombas</i>	83
7.3.	<i>Intercambiadores</i>	86
7.4.	<i>Otros</i>	87
<b>Anexos</b>		<b>89</b>
	<i>Anexo I: propiedades termofísicas de la materia</i>	89
	<i>Anexo II: Flujo de fluidos</i>	90
	<i>Anexo III: Cálculo intercambiador</i>	93
	<i>Anexo IV: Parámetros de cálculo de adquisición de equipos mediante correlaciones</i>	96
<b>Referencias</b>		<b>101</b>
<b>Bibliografía</b>		<b>103</b>
<b>Glosario</b>		<b>105</b>

# ÍNDICE DE TABLAS

---

Tabla 1: Tabla adaptada de datos de encuestas realizadas al sector agrario, correspondiente a una explotación de naranjo con una superficie media de 10 hectáreas y una edad media de 22 años, con un rendimiento medio de 35.893 kg/ha.	3
Tabla 2: Principales datos de la naranja andaluza.	4
Tabla 3: Valor de la producción y precio medio de las naranjas.	4
Tabla 4: Composición general del zumo de naranja [15].	20
Tabla 5: Comparación diferentes tipos de digestores	31
Tabla 6: Propiedades de las corrientes globales de la planta de extracción de zumo.	41
Tabla 7: Balance global del proceso de extracción de Aceites Esenciales (AE).	42
Tabla 8: Balance de materia y energía corrientes 1-10.	46
Tabla 9: Balance de materia y energía corrientes 11-20.	47
Tabla 10: Balance de materia y energía corrientes 21-30.	48
Tabla 11: Semejanzas geométricas impulsor tipo hélice [26].	49
Tabla 12: Resultados de los parámetros, en metros.	50
Tabla 13: Resultados bomba P-101	52
Tabla 14: Datos de partida	53
Tabla 15: Resultados de los poderes caloríficos.	54
Tabla 16: Resultado número de unidades de transferencia	54
Tabla 17: Propiedades del fluido y resultados previos al $h_{int}$ .	55
Tabla 18: Resultados diseño intercambiador E-101.	56
Tabla 19: Cargas volumétricas recomendadas para reactores UASB a 30°C para alcanzar remoniciones del 85 al 95% (Metcalf & Eddy. 2003) [27].	57
Tabla 20: Resultados diseño campana	59
Tabla 21: Dimensiones de un tanque.	60
Tabla 22: Propiedades del fluido de entrada	60
Tabla 23: Dimensiones tanque TK-103	61
Tabla 24: Coste planta de zumo base [16].	66
Tabla 25: Resultados costes equipos, en \$.	68
Tabla 26: Resultados Costes Totales de Inversión, en \$	69
Tabla 27: Resultados CTP, con cambio monetario de dólar a euro.	70
Tabla 28: Flujos de caja primera parte del periodo, en \$.	71
Tabla 29: Flujos de caja segunda parte del periodo, en \$.	72
Tabla 30: Comparación de rentabilidades para diferentes capacidades de proyecto.	74



# Notación

---

.	Separador por mil
,	Separador decimal
atm	atmósferas
°C	Grados centígrados
K	Kelvin
E	Exponente
kPa	Kilopascales
kcal	Kilocalorías
kJ	Kilojulios
kW	Kilovatios
$\rho$	densidad
·	Multiplicador
/	Divisor
+	Suma
-	resta
$\Delta$	incremento



# 1 INTRODUCCIÓN

---

*No es el más fuerte ni el más inteligente el que sobrevive, sino aquel que más se adapta*

*- Charles Darwin -*

Este proyecto pretende estudiar el aprovechamiento de unas producciones agrarias *saludables para el cuerpo y de deleite sensorial, como son esas preseas que por llamarse frutas se dice de quien las saborea las “disfruta”* [1], la naranja en concreto, producto agrario común de la provincia de Andalucía. En el sector productor de naranjas existe una preocupación debido a que las ganancias no compensan los procesos de elaboración empleados, por los cambios que ha sufrido el mercado.

Se dirige a quienes se encargan de su cultivo y producción, para realizar cambios y revalorizar estos frutos sin perder las virtudes que poseen. Se analizan los mercados donde la naranja es el producto final como tal, donde existen diferentes procesos de implementación y, además, otro tipo en el que se explote el potencial de la naranja como materia prima para la obtención de productos derivados, como subproductos o energía.

Para ello, se propone la industrialización del proceso como una alternativa, suponiendo una inversión notoria que se analiza y se compara su viabilidad económica con respecto al mercado directo de la naranja. También se tiene en cuenta la búsqueda de sostenibilidad en la empresa, en términos económicos, sociales y ambientales, acercándose a convertirse en biofactoría.

## 1.1. Situación Actual

A continuación, se describe la situación actual del mercado de la naranja, incluyendo la descripción del fruto como tal, antecedentes, situación económica y proceso productivo tradicional empleado en el sector.

### 1.1.1. Características y reseña histórica

La naranja es el fruto obtenido del naranjo dulce, amargo y otras variedades, de la familia de los cítricos. Es un fruto carnoso de cascara dura y gruesa y su pulpa mantiene el jugo ordenado en dosis de menor tamaño, conocidos como gajos. Las partes de la naranja son, de externa a interna, el exocarpo o flavedo, mesocarpo y endocarpo, además de contener semillas en su interior.

- Exocarpo: es la capa de color naranja de células epidérmicas con una gruesa cutícula que contiene los estomas, y debajo de ésta se encuentra el epicarpio o flavedo una capa rica en cloroplastos y sacos de aceite esencial.
- Mesocarpo: capa de color blanca y esponjosa, conocida como albedo. Ésta capa absorbe el aceite liberado de los sacos, por lo que dificulta su extracción posterior. Puede tratarse de entre un 20 y 60% de la totalidad del fruto, con un contenido en agua del 75-80%.

- Endocarpio: porción tras las capas anteriores, que consiste en segmentos(gajos) distribuidos alrededor de un eje central de la misma composición del albedo. Los azúcares son los que constituyen la principal porción de los sólidos, alrededor de un 15%.



Ilustración 1: Partes de la naranja [2].

Las dos primeras conforman a su vez el epicarpio, conocido vulgarmente como la corteza, mientras que la última se refiere a la pulpa o parte interior, donde se encuentra la parte directamente comestible del fruto. Su valor nutricional por cada 100 gramos será de 47 kcal, equivalente a 197 kJ, y cabe destacar que más del 85% del fruto es agua; un 12 % carbohidratos, de los cuales un 10 % aproximadamente serán azúcares y el resto, en gran minoría, proteínas y grasas. Sus componentes serán sobretodo potasio, vitamina C, calcio, fósforo, flavonoides, limonoides y aceites esenciales. Es una fruta ácida, con un pH entre 3 y 4, que dependerá de la madurez, tamaño y variedad de cada pieza.

De origen asiático, se cultivaba como árbol ornamental y para obtener fragancias de sus frutos, hasta que se expandió su cultivo y comenzaron a comercializar. Existe una amplia variedad de naranjas, pero las más comunes en España son los grupos de naranjas Navel, con variedades como las Navelinas y Washington Thomson, y del grupo Blancas, que incluye la Salustiana, Cadenera o la naranja Valencia [2]. Tendrán diferentes fechas de recolecta según el tipo de naranjas, siendo las más tempranas las variedades Navel, en concreto la Navelina, empezando en octubre hasta principios de febrero, mientras que las más tardías pertenecerán al grupo Blancas, siendo la Valencia late la más tardía, desde abril hasta mediados de junio [4], pudiendo llegar a una producción continua de naranjas de casi 9 meses.

### 1.1.2. Proceso productivo del cultivo de la naranja

La producción de estos frutos se realiza comúnmente por el método de agricultura convencional. La primera parte del proceso consiste en el cultivo de los árboles, utilizando el abono y riego adecuados y necesarios a las condiciones climáticas presentes, además de métodos fitosanitarios para combatir plagas y asegurar una buena condición del árbol. Las fases del cultivo serán tres; la primera, el inicio de brotación y floración, comprendida en los meses entre febrero y abril; le sigue la fase de cuajado de mayo a junio; y por último la fase de engorde, donde la fruta fijada engorda hasta su maduración, teniendo lugar en los meses restantes.

El proceso de recolección se realiza con la mano de obra y/o la maquinaria necesaria en la estación del año correspondiente, al final de la etapa de maduración (aproximadamente los meses de diciembre y enero). Se procede a la recepción, lavado, pesado para la posterior selección, inspección y calibrado. Será imprescindible la total participación e interacción de todos los participantes del sector, es decir, producción, transporte, almacenamiento, industria, distribución, etc., con objeto de mantener el producto en condiciones favorables para su comercialización [7].

Un resumen de los costes de producción queda reportado en la siguiente tabla, con datos obtenidos a partir de entrevistas personales realizadas al sector de cítricos en diciembre de 2018 con respecto a la campaña 2017/18, recopiladas por el observatorio de precios y mercados de la Junta de Andalucía, donde el 42% de las encuestas corresponden a plantaciones localizadas en la provincia de Sevilla.

Tabla 1: Tabla adaptada de datos de encuestas realizadas al sector agrario, correspondiente a una explotación de naranja con una superficie media de 10 hectáreas y una edad media de 22 años, con un rendimiento medio de 35.893 kg/ha.

<b>1. COSTES DIRECTOS MEDIOS</b>	<b>Coste insumos (€/ha)</b>	<b>Coste MO (€/ha)</b>
<i>Fertilización</i>	605,6	-
<i>Fitosanitarios</i>	392,5	145,2
<i>Herbicidas</i>	181,6	74,0
<i>Labores</i>	-	246,3
<i>Poda</i>	-	783,0
<i>Recolección</i>	-	1.959,4
<i>Transporte</i>	-	47,1
<i>Suministros de la explotación</i>	733,5	-
<i>Gestión de la producción</i>	-	240,2
SUMA CDM	1.913,1	3.495,2
<i>Mantenimiento maquinaria</i>		183,5
TOTAL CDM		5.591,8
<b>2. COSTES INDIRECTOS MEDIOS</b>		
<i>Amortización/mantenimiento</i>		257,5
<i>Amortización de la plantación</i>		99,6
TOTAL CIM		357,1
<b>3. COSTES GENERALES MEDIOS</b>		
<i>Asesoría y gestoría</i>		64,0
<i>Seguros agrarios y no agrarios</i>		209,5
<i>Impuestos de bienes inmuebles (IBI)</i>		78,8
TOTAL CGM		352,4
<b>TOTAL COSTES MEDIOS DE PRODUCCIÓN</b>		<b>6.301,3</b>

Por otro lado, la agricultura tiene un gran impacto en el medio ambiente mediante la huella de carbono, el uso de la tierra y agua limpia, la eutrofización de las aguas y residuos generados. Según datos provenientes del proyecto de Our World in Data, una organización registrada de Inglaterra y Gales [8], el 26% de las emisiones de carbono provienen de la producción de comida: la agricultura utiliza un 70% del total de agua limpia, un 50%

de la tierra habitable, y provoca el 78% de la eutroficiación total de los océanos y contaminación del agua. De ahí la tendencia hoy en día de implementar la siembra de frutas y hortalizas de manera orgánica, donde su principal objetivo será buscar una concienciación con el medioambiente y la salud de los consumidores.

### 1.1.3. Mercado Andalucía, Nacional y europeo.

Empezando por la región andaluza, la Conserjería de Agricultura, Pesca y Desarrollo rural de la Junta de Andalucía es la encargada de realizar una previsión de aforo de cítricos anual, además de revisar los resultados de la presente campaña. Se reúnen en la llamada mesa de cítricos, donde se analizan las cotizaciones de los cítricos, producción y comercialización en centro de manipulación, además de medidas de apoyo al sector por la caída en los precios. Los principales datos de la naranja andaluza se reportan en las siguientes tablas, adaptadas del informe de Datos básicos de la naranja [6], donde se especifica el rendimiento obtenido según la producción y superficie utilizada en las últimas ocho campañas, y el valor de la producción y precio medio de la naranja en los dos últimos años.

Tabla 2: Principales datos de la naranja andaluza.

<i>Campaña</i>	2011/12	2012/13	2013/14	2014/15	2015/16	2016/17	2017/18	2018/19
<i>Superficie (ha)</i>	58.404	58.778	58.707	58.596	58.378	57.244	57.205	55.407
<i>Producción (t)</i>	1.147.814	1.291.507	1.553.911	1.379.046	1.329.972	1.581.220	1.609.854	1.784.449
<i>Rendimiento (kg/ha)</i>	19.653	21.973	26.469	23.535	22.782	27.622	28.142	32.206

Tabla 3: Valor de la producción y precio medio de las naranjas.

<b>Valor de la producción Naranja 2017 (mills. €)</b>	<b>Valor de la producción Naranja 2018 (mills. €)</b>	<b>Precio medio Naranja en origen 2018/19 (€/kg)</b>	<b>Precio medio Naranja manipulada 2018/19 (€/kg)</b>
594.97	601.04	0.18	0.49

En la Tabla 2 se observa como existe una tendencia negativa de la superficie de naranja andaluza, al contrario de su rendimiento y producción. En la Tabla 3 en cambio se visualiza como aumenta el valor de la producción de la naranja del año 2017 al 2018, y el precio medio de la naranja en origen y manipulada se ve incrementada en más de un 150%. Si se toman las cotizaciones medias de la naranja andaluza de nuevo en las ocho últimas campañas (véase Ilustración 2), se observa como la misma situación se repite en todas. El coste de los intermediarios es otro factor importante que es contraproducente para los agricultores.

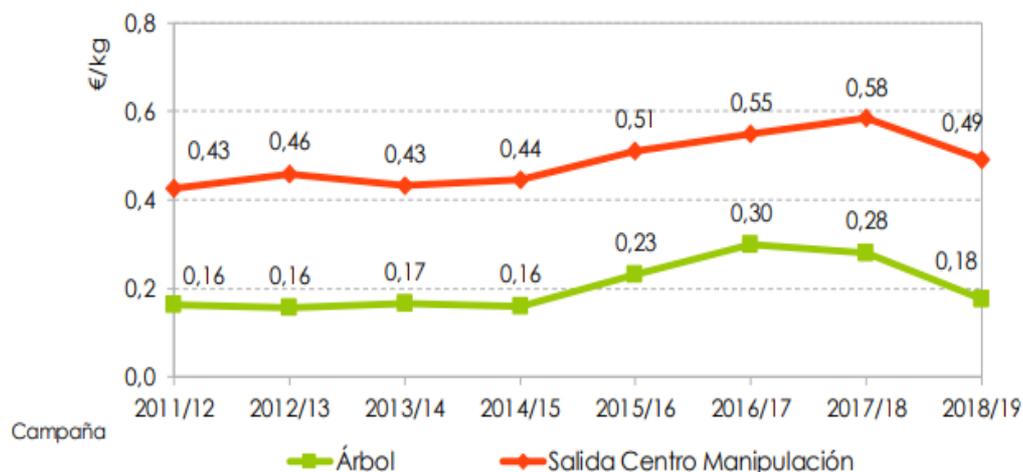


Ilustración 2: Evolución de los precios medios de la naranja por campaña [6].

El mayor volumen de producción de Andalucía corresponde a la naranja dulce, representando casi un 73% de los cítricos andaluces, seguida por la mandarina, el limón y el pomelo con un 20, 5 y 2 % respectivamente. Destacó en la campaña del 2018/19 la provincia de Sevilla, seguida de Huelva y Córdoba. Entre las tres, aportaron el 78% de todos los cítricos y el 83% de la producción de naranja dulce [4]. Andalucía es la segunda comunidad productora de toda España, tan solo por detrás de la Comunidad Valenciana, y el volumen exportado de naranja andaluza tiende al alza, siendo sus principales destinos Alemania, Francia y Países Bajos.

Según datos recogidos por Comisión Europea del mercado agrícola en España, la producción de frutas junto con las verduras y los productos hortícolas fueron los predominantes en los resultados recogidos en el periodo comprendido entre el 2016 y el 2018. Observando la Ilustración 3, donde se muestra la producción española, estos supondrían casi un 40% de la producción total.

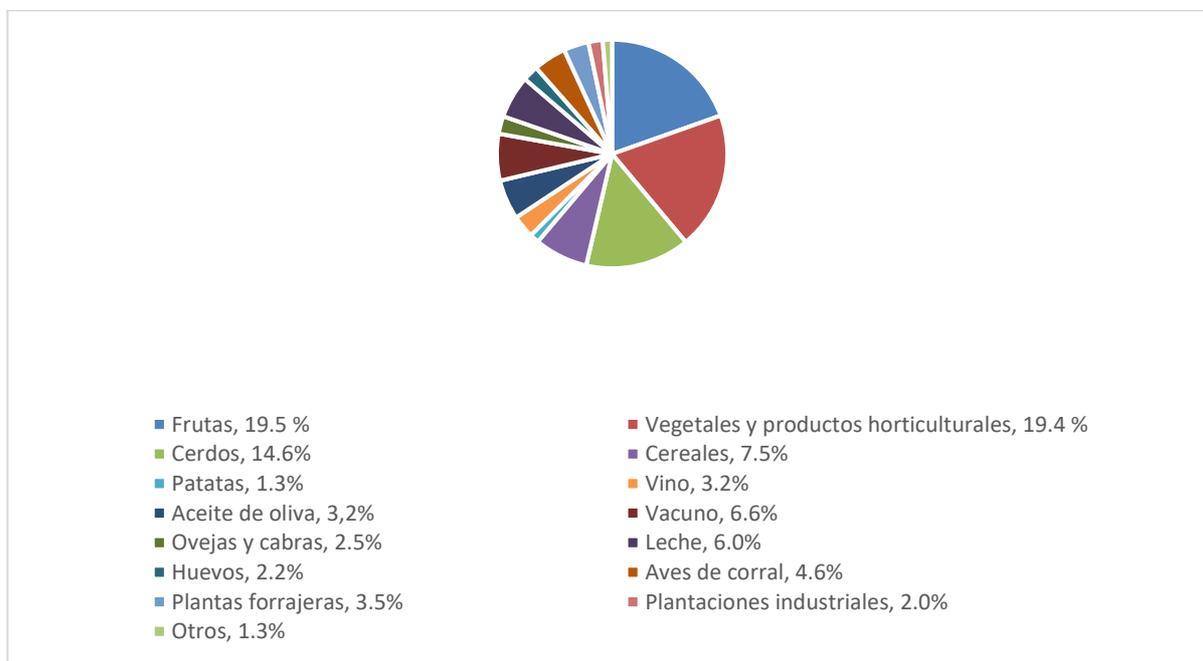


Ilustración 3: Producción de salida al mercado en España, entre 2016 y 2018, según la Comisión Europea [5].

Además, España dentro de la Unión Europea fue el país que realizó un mayor comercio de productos cítricos, destacando la naranja entre ellos, según los datos recogidos desde el 2006 hasta el 2019, visible en la Ilustración 5. El mercado de la naranja ha estado en constante cambio en esos años, aunque España sea el país donde mayores cambios de producción se han soportado junto con Italia, el resultado final ha sido un aumento en la producción y una gran ventaja con respecto a los demás países debido a la calidad, pero también reducción de

precios del producto.

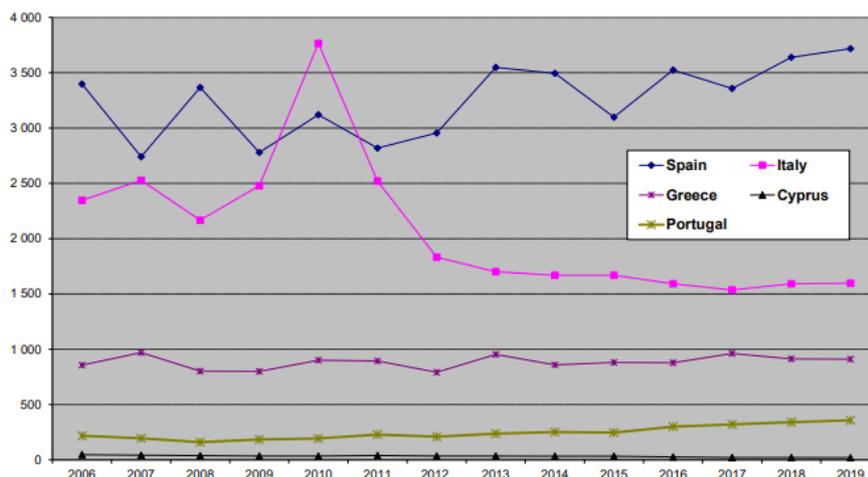


Ilustración 4: Evolución de la producción de naranjas por estado miembro, en 1000 toneladas [6].

Estos estudios muestran la posible expansión del sector agrario andaluz hacia un mercado nacional e incluso se podría apuntar hacia un mercado internacional y globalizado, aprovechando el comportamiento de la naranja en exportaciones de cítricos donde los principales países receptores son Alemania y Francia, seguidos de los Países Bajos, Portugal, Italia, Canadá, Reino Unido, Polonia y Dinamarca.

## 1.2. Nuevos mercados

A continuación, se estudia nuevos mercados emergentes en el sector agrario compatibles con la naranja, que incluye desde el cambio que supondría la transformación del cultivo en ecológico como la implementación industrial para la extracción de productos derivados de la naranja.

### 1.2.1. Productos ecológicos

Existe un Reglamento (CE), nº 834/2007 del consejo de 28 de junio de 2007, sobre producción y etiquetado de los productos ecológicos, donde se expresa la siguiente definición: *la producción ecológica es un sistema de gestión agrícola y producción de alimentos que combina las mejores prácticas ambientales, un elevado nivel de biodiversidad, la preservación de recursos naturales, la aplicación de normas exigentes sobre bienestar animal y una producción conforme a las preferencias de determinados consumidores por productos obtenidos a partir de sustancias y procesos naturales* [9].

El seguimiento del reglamento permitirá mantener y justificar la confianza del consumidor en los productos etiquetados como ecológicos, además de garantizar el negativo uso de organismos modificados genéticamente (OMG) ni la radiación ionizante.

Se deben seguir una serie de normas de producción vegetal que prevengan la contaminación, mantengan el suelo fértil y la actividad biológica con técnicas ecológicas y prácticas que mantengan la materia orgánica, así como prevención de la contaminación y de posibles daños al cultivo según las zonas y la especie cultivada. Podrá diferirse entre unas áreas y otras según áreas y condiciones climáticas.

Será interesante el término *conversión* (el cual aparece en el artículo 2, definición h), referente a la transición de la agricultura no ecológica a la agricultura ecológica durante un periodo de tiempo en el que se aplicarán las disposiciones relativas a la producción ecológica. Será el caso que se estudiará si procede.

Serán importantes también la preparación, el etiquetado y el organismo de control que se encargue de la inspección y la certificación del producto.

Por otro lado, analizar si existe un mercado potencial para la compra y consumo de naranjas ecológicas es el objetivo primordial de este paso. Se debe:

- identificar el comportamiento actual del mercado comprador y consumidor de las frutas orgánicas
- considerar canales de distribución para la comercialización de naranjas orgánicas
- definir el perfil del posible mercado potencial
- describir la percepción de los clientes en cuanto a los precios del producto.

Para ello se puede usar datos de encuestas o tendencias de mercado. Aun así, este paso tiene una serie de limitaciones, y son la localización de todas las personas que optan por la compra de productos orgánicos; su participación; disposición de las unidades informantes por contestar la encuesta. En definitiva, será un paso que dependerá en gran medida del factor humano.

### 1.2.2. Agricultura integrada

La agricultura integrada conlleva una industrialización del proceso, donde el cultivo y planta industrial irán de la mano para lograr una transformación en los productos que se obtienen de la tierra. Estos cambios se remontan a principios del siglo XX con el desarrollo industrial, donde la sociedad empezó a evolucionar y experimentar necesidades diferentes, adaptadas a los tiempos actuales donde se comienza a vivir de una forma más rápida, dejando menos espacio para actividades del hogar como la cocina, necesitando alimentos de fácil y rápida ingesta, donde el alimento se consumía ya preparado. La naranja aquí también juega un papel fundamental en este ámbito.

Las industrias incluyen una serie de actividades relacionadas con la manipulación, transformación y estabilización de materias primas de origen vegetal o animal. Se deberá contar con la naturaleza propia del producto, teniendo en cuenta su actividad biológica y posibles modificaciones en cuanto a composición y características con respecto al tiempo. Se debe considerar la importancia de los caracteres organolépticos y dietéticos de los productos acabados, estabilidad y condiciones de preservación hasta el momento de su consumo a la hora de diseñar cualquier proceso industrial agrario y alimentario.

Las técnicas de elaboración se utilizan para la consecución de productos finales con características que se apartan sensiblemente de las de las materias primas. Éstas serán:

- Técnicas de separación; como decantación o extracción.
- Técnicas de mezclado; agitación o mezcla.
- Técnicas de fermentación.
- Técnicas de conformación; como extrusión o moldeo.
- Técnicas de reacción enzimática o química; como maduración o hidrogenación.

Por otro lado, las técnicas de estabilización tienen como objetivo la preservación de alteraciones de origen microbiano, enzimático o químico, donde los tratamientos a considerar serán:

- Térmicos; como esterilización o congelación.
- Químicos; como adición de sustancias inhibidoras o conservantes.
- Especiales; ya sea filtración esterilizante o radiación ionizante.

En este ámbito, más del 80% de la producción de cítricos se transforma en jugo. Esta rama está bajo transformación dirigida por cambios en los consumidores, con tendencias a productos más naturales y menos procesados, y las industrias de zumos europeas son conscientes de su papel en cuanto a sostenibilidad: la cadena de suministros deberá hacer un impacto positivo en la sociedad y el medio ambiente.

Para todos los procesos se necesitará un posterior envasado del producto el cual se realizaría contando normalmente con ayuda de empresas externas que cumplieren las normas específicas en función de la composición del producto y el material de envasado.

### 1.2.3. Revalorización de residuos

Tras las etapas anteriores donde se extrae el interior de la naranja, queda una gran cantidad de residuo. De 100 kilogramos de fruta se obtiene un promedio de 40 de jugo que sale de la pulpa directamente por presión, se puede obtener otro 30 de segundo prensado y quedan 30 de cortezas, membranas y semillas. Tienen un contenido aproximado de agua de 82%. Debido al aumento que se ha ido experimentando relacionado con la demanda de alimentos de la población en las ciudades, se ha experimentado una necesidad de aprovecharlos para otros fines, como puede ser:

- Generación de coproductos: los más conocidos son los pellets de consumo animal, aceites esenciales, perfumes, extracción de componentes para la industria farmacéutica como el D-limonello, flavonoides o la pectina, fabricación de bebidas alcohólicas como el licor de naranja, etc. De los subproductos mencionados, existen diversos métodos para su fabricación que irán desde el prensado, pasando por sistemas de membranas hasta tratamientos de destilación.
- Producción de energía renovable: la biomasa es una gran fuente de energía renovable muy común. Normalmente existe una gran cantidad de residuos orgánicos con grandes demandas para su transporte y administración, los cuales suponen un alto coste para las principales exportadoras de éstos. Se define según las regulaciones y leyes de cada país y constantes de seguridad alimenticia, y se lleva a cabo para necesidades de energía específicos. Según el tipo de biomasa presente y sus principales componentes, se realizará la producción de energía de una forma u otra (véase Ilustración 5). En el caso del residuo de la naranja, la materia prima será de tipo biomasa húmedo, que se puede tratar mediante digestión anaerobia, fermentación, pirólisis, entre otros.

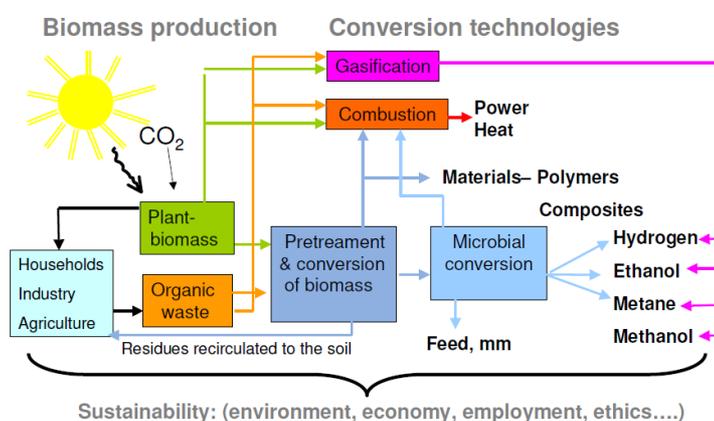


Ilustración 5: Producción integrada de biofuel, materiales, alimentos y fertilizantes en conceptos de biorefinería [10].

- Tratamiento de agua: a partir de los procesos de extracción del jugo y de fabricación de subproductos, se obtiene agua sobrante que, tras el proceso de acondicionamiento debido, se podrá utilizar para consumo propio. En gran medida está relacionado con la obtención de biocombustibles como el biogás o etanol.

## 1.3. Principales productos extraíbles

Tras la información recopilada, se puede observar que existen multitud de combinaciones posibles, pero antes de escoger, es conveniente separar el caso planteado en dos partes clave: interna y externa. La interna es la correspondiente a la parte directamente comestible de la naranja, mientras que la parte externa y restante será por tanto la cáscara, pulpa y semillas, las cuales no se aprovechan de forma directa, pero tienen multitud de propiedades convenientes de procesar. Se pueden enlazar procesos de muchas maneras, en el siguiente esquema se muestra una idea de los productos y subproductos principales que se podrían llegar a obtener partiendo de la naranja de mesa como base, separando en los extraíbles del endo y exocarpio y la fabricación de subproductos para aprovechar los residuos generados en procesos anteriores.

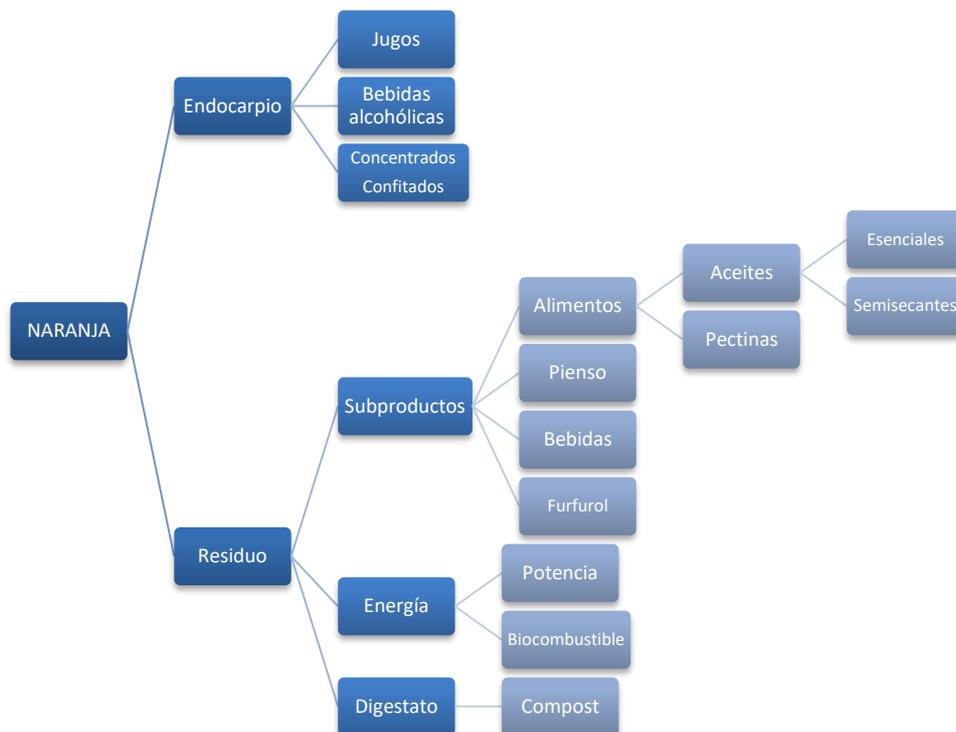


Ilustración 6: Esquema de los productos extraíbles

### 1.3.1. Productos extraíbles de la parte comestible

El primer paso es la extracción de la parte interna comestible con lo que se obtiene el jugo de la naranja. Con jugo se puede obtener productos tales como zumo exprimido de naranja, zumo concentrado, néctar, bebida de naranja, refrescos, bermús o vino. Entre los jugos existen diferentes tipos según las técnicas y procesos de obtención. Dentro de ellos se encuentran los zumos simples o naturales, zumos concentrados, néctar y bebidas de frutas.

- Zumo no concentrado o NFC: 100% zumo de naranja. La técnica de extracción se basa en realizar tratamientos térmicos mínimos para evitar la proliferación de microorganismos y adecuar su conservación.
- Zumo concentrado o FCO: se le quita al zumo hasta el 85% del agua mediante tratamientos térmicos de evaporación, y luego se le añade agua y aromas. Se obtiene un producto con alto contenido en azúcares. De esta forma puede transportarse más eficientemente y, al envasarlo, se le añade el agua y los aromas que se perdieron durante el proceso de concentración.
- Néctar: contiene un 50% de zumo de naranja y un 50% de agua azucarada.
- Bebida de fruta: contiene un 10% de zumo y un 90% de agua azucarada.

La industria está bajo transformación dirigida por cambios en los consumidores, con tendencias a productos más naturales y menos procesados, por lo que los zumos simples son el producto más escogido por su buena

calidad, simpleza en el proceso y alta demanda, al ser lo más parecido a ser un zumo natural hecho en casa. Aunque en los años 2017 y 2018 continuó decayendo el consumo de zumo en Europa, en el 2019 se revelaron las claves del futuro de la industria para aumentar el interés en los consumidores, que consistirá en dar herramientas fáciles y necesarias para estar mejor informados y comparar con otros productos, limitando el consumo de aquellos que tienen una influencia negativa en la salud, según el Market Report de la European Fruit Juice Consumption [11]. Las industrias de zumos europeas son conscientes de su papel en cuanto a sostenibilidad, es decir, la cadena de suministros deberá hacer un impacto positivo en la sociedad y el medio ambiente.

Para el proceso de extracción del jugo se necesita una línea de producción tal que se realice la recepción y pesado, en la que se incluya el lavado, selección, inspección y calibrado; el siguiente paso será la extracción donde se obtiene el jugo con pulpa y se separa el residuo; y por último la etapa de pasteurización y congelamiento, con objeto de destruir los microorganismos sin alterar la composición y cualidades del líquido.

Sin dejar atrás las bebidas de tipo alcohólicas como el vino de naranja, se necesita la caracterización fisicoquímica del fruto y el efecto del grado de maduración para la posterior fermentación, la adición de nutrientes y anhídrido sulfuroso por un período de 21 días de fermentación [12]. Serán necesarios la determinación de los parámetros fermentativos y análisis estadístico donde se recogen valores de azúcar residual, grado alcohólico, viabilidad celular, acidez total, volátil y pH, todo ello siguiendo la normativa específica para vinos de frutas.

Finalmente, fruta desecada o confitada y jaleas se pueden obtener tras la separación del jugo y la pulpa en un proceso de secado. Se enfrenta bien al problema de la estacionalidad de la naranja. Otra aplicación menos común será la obtención de vinagres, recurso empleado para elaboraciones estropeadas.

### **1.3.2. Productos extraíbles del residuo**

La opción de reutilizar el residuo está unida al apartado anterior al revalorizar el residuo generado al extraer la parte interna, ya que un consumo directo de la naranja generaría un residuo disperso, no se puede controlar su retorno. Por tanto, se obtiene un residuo en torno al 50% del fruto total, considerado desecho, y al usarlo como materia prima secundaria se consigue generar subproductos que le dan un valor agregado a la materia prima inicial y se reduce la carga sustancial que supone para el medio ambiente.

Se extraen los componentes principales del residuo, obteniéndose derivados con carácter alimenticio en su mayoría, como pulpa de primera, aceites esenciales, pectina o melaza y pellets. Además, se puede llegar a fermentar estos sólidos para lograr producir energía tal como biogás o etanol. Estos procesos generan a su vez otro residuo el cual se puede utilizar para creación de compost, por ser muy rico en materia orgánica. He aquí un índice de nuevas alternativas que las empresas o cooperativas pueden fomentar.

#### **1.3.2.1. Aceites**

La cáscara contiene aceites que le dan unas características muy amargas a cualquier producto alimenticio que se cree a partir de ella; sin embargo, al extraerlos, se obtiene un producto de gran interés para industrias farmacéuticas, alimenticias y cosmética. Existe la extracción de aceites esenciales, semisecantes, de pepitas, para detergentes y mezclas.

Los aceites son las fracciones líquidas volátiles que contienen las sustancias responsables del aroma de las plantas. Se localizan en sacos o glándulas de esencia, de forma ovalada, situados en el flavedo o pericarpio del fruto. Su funcionalidad en las plantas se atribuye a la protección contra los insectos, pero también se consideran productos desecho del metabolismo de las plantas. Son mezclas complejas de más de cien componentes, como compuestos alifáticos de bajo peso molecular (alcanos, alcoholes, aldehídos, cetonas, ésteres y ácidos), monoterpenos, sesquiterpenos y fenilpropanos. En el caso de los cítricos, está mayoritariamente compuesto por el terpeno d-limoneno, con una composición superior al 90%.

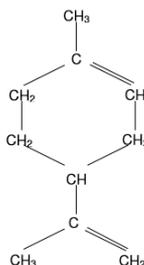


Ilustración 7: Fórmula del D-limoneno [13].

Los métodos más comunes de extracción serán el prensado en frío, maceración, destilación por arrastre con vapor, extracción con solvente y con fluidos supercríticos, entre otros. A nivel industrial, los métodos más interesantes son arrastre con vapor y presión en frío por ser los más comunes, menos costosos y más sencillos. Aunque para cítricos se recomienda el prensado en frío ya que no involucra calor en su operación, se han realizado varios estudios acerca de cual de los dos métodos es el más conveniente, concluyendo que no existe diferencia alguna en la composición de los aceites obtenidos por los dos métodos.

### 1.3.2.2. Pectina

Son compuestos importantes de la pared celular de las plantas que actúan como material fortalecedor de la pared celulósica. Es un polímero con cadenas de 300 a 1000 unidades de ácido  $\alpha$ -galacturónico, con un número variado de grupos de metilester y clasificadas según su grado de esterificación como de alto o bajo metoxilo.

El proceso industrial para la obtención de pectina incluye la extracción a partir del material vegetal, purificación del extracto líquido, concentración de la pectina a partir del extracto líquido y secado. También se puede obtener con cortezas en salmuera, para conservar y más tarde confitar.

Es el principal ingrediente que se usa para fabricación de mermeladas, pero otras aplicaciones como la estabilización de los productos lácteos acidificados y la fabricación de jugos naturales de tomate está ganando importancia en la industria alimentaria, además de tener efectos positivos en la salud humana y en múltiples usos biomédicos, y además es un material emergente en el mundo de envasado de alimentos, por tener una película ternaria adecuada.

### 1.3.2.3. Suplementos alimenticios

La composición de ácidos orgánicos de las frutas es de gran interés debido a su importante influencia en las propiedades sensoriales de los zumos de frutas. Los principales ácidos orgánicos de los cítricos son los ácidos cítrico y málico. Además, también se han descrito trazas de ácidos benzoico, oxálico y succínico. Los azúcares son los componentes principales de los sólidos solubles del jugo de cítricos y la dulzura del jugo de naranja es intrínseca a su composición de azúcar, por lo que también se extrae azúcar o sirope de naranja, con extracciones a contracorriente. Se determinan por métodos cromatográficos, entre otros.

En los últimos años, se ha prestado más atención a los compuestos fenólicos de los cítricos, y algunas publicaciones han sugerido que podrían desempeñar un papel importante en la capacidad antioxidante de los cítricos: ácido cítrico, de múltiple empleo en farmacia; citral, como aromatizante fuerte y delicado; citrato cálcico, utilizado para obtener ácido cítrico; vitaminas, de enorme valor farmacéutico y las flavonas utilizadas como colorante, entre otras, han demostrado una amplia gama de propiedades terapéuticas como actividades antiinflamatorias, antihipertensivas, diuréticas, analgésicas e hipolipidémicas.

### 1.3.2.4. Piensos

Alimentos para proporcionar nutrientes adecuados y procurar un estado óptimo a sus consumidores, los animales. Se aglomera los restos orgánicos para convertirlos en pellets homogéneos, que luego son formulados con nutrientes naturales y de alto valor nutritivo, que resulta en porciones de alimento más apetecibles y digeribles por los animales.

Los restos de subproductos de hortalizas y frutas, tanto pulpa como corteza, son comúnmente utilizados en alimentación animal. Las hortalizas poseen elevadas concentraciones de nutrientes y una elevada palatabilidad, mientras que las frutas destacan por su contenido en humedad y su tendencia a la descomposición o a experimentar fermentaciones alcohólicas, por lo que se deben ensilar para su correcta conservación. Éstos aportan principalmente energía, ya que poseen bajo contenido en proteínas.

La corteza de cítricos es el residuo que se produce en la industria de zumos, un 60% del total de fruta que entra al proceso. Está compuesto principalmente por un 60-65% de piel, 30-35% pulpa de gajos y 5-10% semillas [14].

#### 1.3.2.5. Furfurol

Es un componente orgánico, de fórmula  $C_4H_3OCHO$ , de aspecto incoloro, aunque las muestras comerciales sean marrones frecuentemente, producto de la deshidrogenación de azúcares, como ocurre en los subproductos agrícolas. Es una importante materia prima química renovable, no basada en el petróleo, convertible en una gran variedad de solventes, polímeros, combustibles y otros productos químicos mediante una gama de reducciones catalíticas.

#### 1.3.2.6. Energía

Se puede generar energía en forma de biocombustible, como bioetanol o biogás.

El etanol es un compuesto químico que se puede emplear como combustible solo o mezclado con gasolina. El combustible resultante de la mezcla se denomina gasohol oalconafta. Su uso se ha extendido para reemplazar el consumo de derivados del petróleo o bien para oxigenar la gasolina original, sustituyendo el metil terc-butil éter (MTBE).

El etanol y el bioetanol poseen la misma composición química,  $CH_3CH_2OH$ , pero la diferencia entre ellos es el proceso de producción. El bioetanol proviene de la fermentación de materia vegetal, mientras que el etanol también puede ser obtenido a partir de combustibles fósiles. Los residuos de naranja pueden ser utilizados para producción de bioetanol debido a su contenido en azúcares y material lignocelulósico, se produce a partir de fermentación de los azúcares y destilación.

La producción de bioetanol está sujeta a una fuerte polémica, a pesar de que es un recurso potencialmente sostenible frente a los combustibles fósiles, ya que puede acarrear grandes deforestaciones al suplantar selvas y terrenos agrícolas para la producción del mismo y, como consecuencia de la destinación de materia prima tales como el maíz o frutas ricos en azúcares, un encarecimiento de esta materia prima siendo un bien de primera necesidad para la alimentación.

El biogás en cambio es un gas combustible de elevado poder calorífico, con una composición 1/3  $CO_2$  - 2/3  $CH_4$  aproximadamente, que se genera por la degradación microbiana de materiales orgánicos de origen vegetal o animal en ausencia de aire, denominada digestión anaeróbica (DA). Se conoce como gas pantano ya que se produce naturalmente por la biodegradación de la materia vegetal que allí se encuentra. Éste es el medio más eficiente de generar energía a partir de residuos con contenido de materia seca inferior al 30%, tales como estiércoles, lodos de aguas residuales, alimentos y desechos orgánicos húmedos.

Los microorganismos juegan un papel crucial en este proceso, donde intervienen bacterias hidrolíticas, acidogénicas, acetogénicas y metanogénicas. Se debe mantener condiciones óptimas y estables con los siguientes indicadores de seguimiento: pH, alcalinidad, AGV, producción y composición del biogás generado,

reducción de la materia volátil. Se deberá tener en cuenta medidas de seguridad a la hora del diseño y añadir un sistema de quemado de gas para eliminar el posible exceso de éste, evitando emisiones a la atmósfera.

El metano generado en plantas de pequeña capacidad se emplea como insumo energético para calefacción y mantenimiento de las condiciones óptimas de la digestión anaerobia; las plantas de mayor envergadura además pueden producir electricidad o combustible para el transporte. Antes de comenzar este proceso es conveniente retirar los aceites esenciales, ya que éstos interfieren de forma negativa en las reacciones correspondientes. Además, se debe tener cuidado con la presencia de compuestos de azufre en los fangos a tratar y ácido sulfhídrico, por ser altamente corrosivo y generar problemas en los equipos.

#### **1.3.2.7. Compost**

La estabilización de los desechos mediante el composteo produce un material, el cual puede ser empleado principalmente en la agricultura, que debe estar libre de patógenos y sustancias fitotóxicas que interfieren con el desarrollo de las plantas. A partir de la molienda de los residuos, éstos aún contienen propiedades útiles para el cultivo, como fósforo. Por tanto, dependiendo de la procedencia de los residuos, existe la posibilidad de crear un abono apto para un uso directo, adicionando algún componente que falte. Otra posibilidad de uso es la utilización como material de cobertura en rellenos sanitarios o tiraderos controlados, principalmente en zonas rurales.

### **1.3.3. Combinaciones bajo estudio**

Llegados a este punto, se tienen tres escenarios diferentes: la venta de naranjas para consumo directo, transición a productos ecológicos y procesado de la naranja.

Al partir de una situación de una producción de naranjas para consumo directo con beneficios poco satisfactorios, como se ha justificado en apartados anteriores, la primera opción queda descartada.

En segundo lugar, la conversión a productos ecológicos supondría un cambio en el método de cultivo sin necesidad de industrializar el proceso. En términos generales los productos ecológicos consiguen un beneficio mayor que el método de cultivo tradicional con solo aplicar cambios en la transformación y mantenimiento del cultivo. Esta opción, aunque viable, queda fuera del alcance del proyecto.

En tercer lugar y la opción a estudiar es el procesado de la naranja.

Como primer paso hacia la industrialización se debe escoger entre las opciones de extracción de la parte interna o comestible de la naranja y más adelante se añade el procesado del residuo generado. Recopilando información de los principales productos, se presenta el siguiente esquema para justificar las opciones escogidas, organizado por orden de extracción desde la materia prima inicial, pasando por la materia prima secundaria y finalmente la materia prima terciaria.

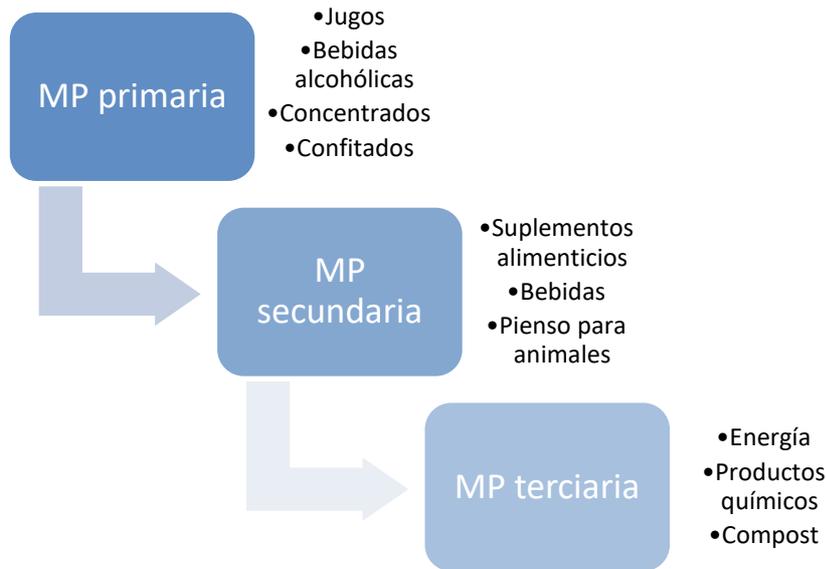


Ilustración 8: Esquema opciones por orden de extracción, donde MP significa materia prima.

Primero se tiene la materia prima primaria, la naranja, de la que se extrae la parte interna. De los posibles productos extraíbles, la producción de jugos de naranja es el más común en la industria, por lo que se escoge como primer paso hacia la industrialización. De esta transformación por tanto se obtiene jugo de naranja, primer producto derivado del proceso, y residuo húmedo.

Con el residuo se entra en la siguiente fase, transformación de materia prima secundaria y terciaria. Se emplea esta terminología ya que de la primera se puede extraer productos aptos para consumo humano y animal, mientras que la segunda sería nociva para el consumo.

Por un mayor interés hacia la posibilidad de crear una biofactoría, eliminando residuos de una manera óptima, se sigue el proyecto en dirección de la generación de energía de autoabastecimiento. En el ámbito de las naranjas, serán posibles dos fuentes de energía: bioetanol y biogás que, como se comentó anteriormente, tienen en común sostenibilidad y mecanismos complejos, siendo el bioetanol, fermentación y destilación, mientras que el biogás engloba la digestión anaerobia y una previa extracción de aceites esenciales. El bioetanol genera polémicas por el encarecimiento de las materias primas usadas y por su uso como gasosol, mientras que el biogás empleado es totalmente renovable. Aparte de composiciones y estados físicos, sus diferencias radican en el poder calorífico que se obtiene de una y otra, siendo la del bioetanol ligeramente superior al del biogás, siendo de un 65 [16] y 60% [19] con respecto al poder calorífico de la gasolina. De ambos se obtienen corrientes secundarias, como son agua y digestato.

Por tanto, se escoge el proceso de producción de biogás, que conlleva una previa extracción de aceites esenciales para evitar la inhibición del proceso y así queda completado el aprovechamiento de la naranja a nivel de todas las posibles extracciones de la materia prima. El residuo que aún queda tras la generación de biogás será agua y digestato, que con los debidos tratamientos pueden volver a emplearse en el cultivo.

Por tanto, la elección queda esquematizada en la Ilustración 9, donde se representa como un proceso cíclico en el que los productos obtenidos se comercializan y/o se volverían a utilizar en el proceso, tal como la materia prima, energía obtenida, el agua y compost.

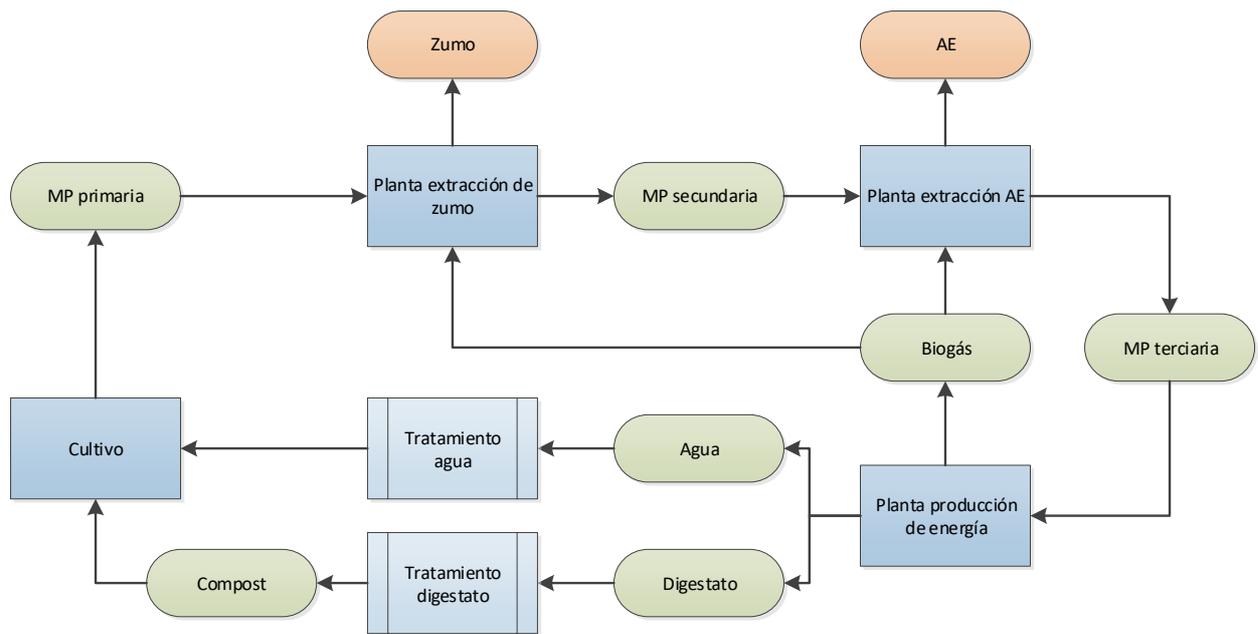


Ilustración 9: proceso cíclico en estudio.



# 2 OBJETIVOS Y ALCANCE

---

## 2.1. Objetivos del proyecto

El objetivo de este proyecto será ampliar el rango de actuación de las productoras de naranjas satisfaciendo las necesidades de un mercado cada vez más exigente. Se pretende animar a este tipo de empresas a innovar, sugiriendo un camino viable que, aunque ya estudiados en numerosas ocasiones, aún poco aprovechados e implementados en Andalucía, abriéndoles puertas a mercados emergentes, siempre a partir de la materia prima inicial, industrializando el proceso para conseguir productos de mayor valor agregado, como son el zumo de naranja, aceites esenciales y compost.

Se apuesta por la creación de servicios de autoabastecimiento de las plantas en el que, en lugar de quitar energía, el mismo proceso te la proporciona, y así reducir costes energéticos de producción. Se acerca a un proyecto de bioingeniería que sirve como modelo a emprendedores y diseñadores futuros, donde se deberá contar como pilar fundamental con la transición del empleo de combustibles fósiles al uso integro de fuentes renovables que abastezca la demanda mundial respetando el medioambiente.

Con todo ello se pretende tener una visión general de la realización de un proyecto de diseño aplicado a una problemática actual, con una búsqueda exhaustiva de información previa, la implementación de modelos reconocidos académica e industrialmente, aplicación de normativas y un estudio económico que sustenta y da credibilidad al trabajo realizado.

## 2.2. Alcance del proyecto

El presente documento abarca el estudio de la planta de extracción de zumo de naranja natural, aceites esenciales y obtención de biogás desde un punto de vista académico, centrandó mayormente el análisis en el último proceso.

Se realiza una memoria descriptiva de las plantas de extracción, añadiendo cálculos de sus balances correspondientes y con ello de las corrientes de salida que provienen de ellos, con el objetivo de comprender los procesos de obtención y de las distintas etapas del proceso. Se realiza en detalle la planta de gestión de los residuos para la obtención de biogás, englobando un balance de materia y energía, y su posterior diseño de equipos.

Los costes y análisis de la inversión serán aplicados para todo el conjunto, con el cálculo del VAN, TIR y payback, para así interpretar la viabilidad del proyecto y hasta qué capacidad de planta sería conveniente realizar la inversión estudiando diferentes posibilidades.



# 3 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

La vía de valorización de la naranja seleccionada consiste en la producción de zumo simple, posteriormente la extracción de aceites esenciales y la corriente de salida remanente se emplea para la generación de biogás, quedando un diagrama del proceso completo tal como aparece en la Ilustración 10.

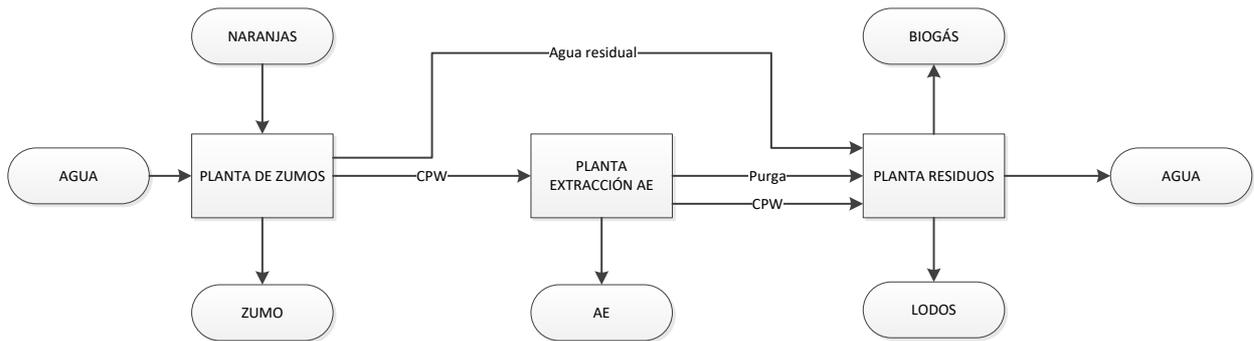


Ilustración 10: Esquema planta completa.

En este apartado se describe cada una de las plantas del proceso por etapas, haciendo mayor hincapié en el proceso de obtención de energía al ser la planta donde se centra principalmente el estudio.

## 3.1. Planta extractora de zumo

El zumo escogido será el más elaborado por su simpleza en la producción y popularidad en el mercado, el zumo simple, que es aquel cuyo contenido en sólidos solubles corresponde al zumo recién exprimido. El jugo obtenido tiene una composición de agua de un 90%. La proporción de azúcar se mide en grados Brix y se debe corregir la acidez y contenido en pulpa para adaptarlo a un patrón establecido según gustos del consumidor. Una composición aproximada del zumo vendrá dada por los valores de la Tabla 4, donde también se observa el rendimiento del proceso basado en la cantidad de zumo que se extrae del 100% de la materia prima.

Tabla 4: Composición general del zumo de naranja [15].

<i>Composición</i>	<i>Valor</i>
<i>Rendimiento (%)</i>	40,00
<i>Densidad (20°C, g/cm<sup>3</sup>)</i>	1,04
<i>Acidez total (g/l)</i>	9,11
<i>pH</i>	3,35
<i>Brix</i>	11,80
<i>Ceniza (g/l)</i>	3,78
<i>Extracto (g/l)</i>	123,14

### 3.1.1. Proceso de obtención

En la Ilustración 11, se muestra un esquema del proceso de obtención de zumo de naranja, que se describirá en detalle en los siguientes apartados.

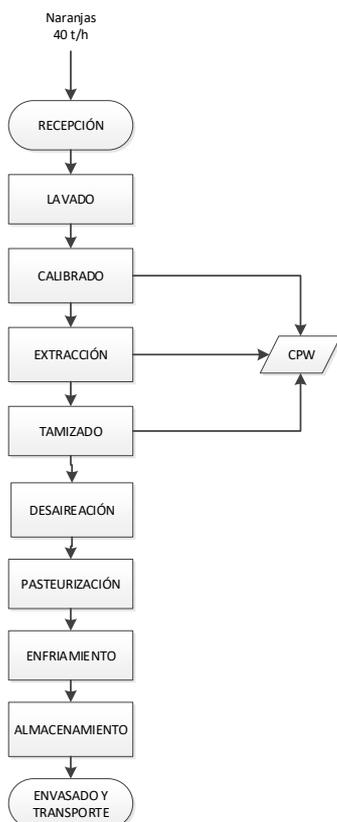


Ilustración 11: Digrama de Bloques del proceso de obtención de zumo de naranja.

### 3.1.1.1. Tratamientos previos

Independientemente del tipo de zumo escogido, los tratamientos previos que se realizan son comunes para todos los procesos de extracción de jugo, siendo recepción, lavado y calibrado.

#### Recepción

Es la etapa inicial del proceso. El cargamento de naranjas recolectadas de huerta propia llega al inicio de la planta, en el área de recepción, donde se almacena en celdas de almacenamiento, diseñadas con unos travesaños interiores para amortiguar el impacto durante su descarga. El periodo máximo de permanencia de las naranjas es de 24h para evitar su colapso.

En esta etapa se realizan los controles de calidad a las naranjas. Es un proceso rápido que combina la comparación con estándares de calidad, con el uso de pequeños aparatos portátiles para medir los parámetros, tales como el nivel de firmeza, color, daños externos, temperatura y humedad superficial de las frutas, donde estas dos últimas se medirán con un sensor portátil de humedad con termómetro digital. Se extrae una muestra representativa del pallet o cargamento y se mide en algunas de ellas el contenido en azúcares con un refractómetro digital portátil, donde el valor deberá estar entre 9-15 grados Brix.

El proceso se puede realizar manualmente, automático total o parcial mediante elementos robotizados. El control del proceso en cambio es a través de los ordenadores con aplicaciones especiales para ello. Los datos obtenidos se conectan con un ordenador en el cual se realiza automáticamente la comparación con las bases de datos de la compañía y así asegurar que se satisfacen los mínimos de calidad establecidos de una manera rápida y eficaz.

#### Lavado

En ella se eliminan los restos de suciedad existentes de manera superficial. Una opción bastante acertada será la lavadora de cepillos, en la que adicionando detergente se consigue una limpieza mayor, aunque también existe la posibilidad de dejar las naranjas flotando en agua con detergente en el interior de unos contenedores.

#### Calibrado

A continuación, se clasifica en función de su tamaño para lograr una mejor adaptación al proceso de extracción posterior, el cual debe trabajar con las copas llenas para conseguir un alto rendimiento de extracción. Se trata de hacer girar la fruta a través de unos rodillos dispuestos horizontalmente y de forma paralela a una cinta de transporte.

### 3.1.1.2. Extracción del zumo

Se utiliza un extractor BJT in-line. El equipo se encarga de separar instantáneamente los elementos que constituyen la naranja para la extracción del zumo. A través de cintas inclinadas, la fruta es suministrada según su tamaño. Gracias a las copas con cuchillas, se hace un corte perpendicular al ecuador para conseguir el mayor zumo posible, retirándose el zumo por un tubo colector de acero inoxidable y conducido a un tanque pulmón que sirve de alimentación a una bomba de trasiego, que se encarga de impulsar el zumo hasta el siguiente paso, el tamizado del zumo.

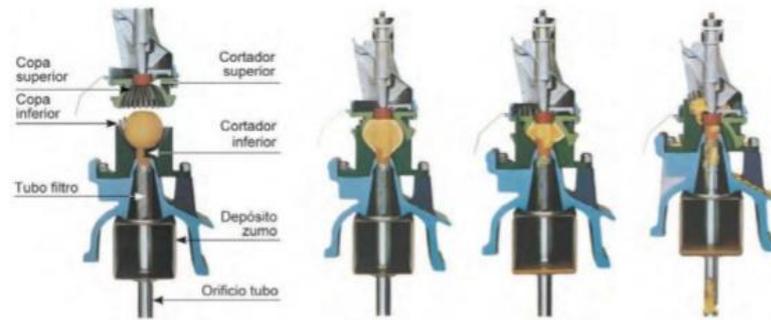


Ilustración 12: Sistema de extracción BJT in-line [16].

La pulpa y cáscara, se retira por el lateral con un chorro de agua a presión y no se vuelve a utilizar para la obtención de zumo. Se recogen gracias a la acción de un transportador helicoidal hasta el transportador inclinado, consistente en un tornillo helicoidal que los transporta a la tolva elevada de almacenamiento.

### 3.1.1.3. Tamizado

Las tamizadoras o finishers (finalizadoras) son unos tubos de acero perforados a modo de tamiz mediante el cual se consigue eliminar los restos de pulpa y celdillas de zumo aún presentes. Esta pulpa remanente se podrá reducir más o menos según el diámetro de perforado del finisher.

El sólido separado se puede transformar en pulpa limpia o bien desechar junto con los demás residuos. Si se escoge el primero, la pulpa se envía a un depósito de acumulación, donde por acción de una bomba centrífuga se transfiere hacia un conjunto de hidrociclones centrífugos recuperándose el zumo que aún contiene. Esta pulpa se puede pasteurizar y congelar para su venta como pulpa de primera. Por otro lado, si se elige desechar, tan solo habrá que dirigirla hacia los demás residuos.

### 3.1.1.4. Pasteurización y enfriamiento

Este sistema se encarga de conseguir las condiciones óptimas de conservación para un zumo refrigerado.

Primero se instala un equipo de desaireación para eliminar el aire evitando así posibles oxidaciones durante el proceso. Permite mantener la vitamina C, sabor y aromas necesarios para la mayor calidad y conservación del producto. Se realiza en equipos de bombas a vacío.

En segundo lugar, se realiza la pasteurización y enfriamiento en intercambiadores de tipo carcasa y tubo. En el primero se realiza la pasteurización, elevando la temperatura del zumo a 90-92°C durante 30 segundos para la eliminación de bacterias e inhibición de enzimas que causan turbidez. Inmediatamente después se realiza un primer enfriamiento con un intercambiador usando agua de proceso, logrando una temperatura del zumo de 25-30°C. Un segundo enfriamiento es necesario, esta vez con agua glicolada a -3°C, para lograr una temperatura de 0°C.

### 3.1.1.5. Almacenamiento

Se almacena en tanques de acero inoxidable para afectar en la menor medida posible al sabor y aroma, el cual dispone de un agitador para mantener la uniformidad del zumo. A la salida se conduce hacia una zona de cantinas asépticas, evitando que entre el aire y altere el producto, donde se mantiene hasta un plazo máximo de dos meses.

### 3.1.1.6. Envasado y transporte

El zumo se transporta en camiones cisterna isoterms. Antes de la carga para su comercialización y distribución, se vuelve a enfriar con glicol para que la temperatura de salida esté aproximadamente a 0°C para garantizar una adecuada temperatura durante el transporte.

### 3.1.2. Métodos de conservación

Durante la producción se realizan métodos de conservación del jugo aplicando tratamientos térmicos tales como pasteurización y/o esterilización en caliente, además de tratamientos físicos y mecánicos (desaireación, tamizado, homogeneización, ...) que alteran las características organolépticas del producto natural. Por otro, existen diferentes técnicas que se usan para acercarse lo más posible a las condiciones de un producto natural, como son las siguientes:

- Zumo refrigerado en envases individuales: viene tratado por pasteurización y un posterior enfriamiento hasta llegar a la temperatura de 1°C, se envasa en formatos tipo “Brick”, de cristal o plástico de hasta un litro de capacidad y se almacenan en cámaras de refrigeración. La uniformidad del zumo es variable al ser un método de producción continua, por lo que se deberá indicar en los envases.
- Zumo refrigerado y almacenado en cisternas: similar a la técnica anterior, pero un resultado más uniforme al estar todo el zumo almacenado en una cisterna refrigeradas de gran capacidad. Cabe la posibilidad de transportarlo en cisternas isotérmicas y/o envasarlo conforme se vaya solicitando el producto.
- Zumo almacenado en bolsas asépticas: se somete a pasterización y se envasa directamente en bolsas mediante una llenadora aséptica. Las bolsas se almacenan a temperatura ambiente.
- Zumo natural congelado: justo después de su extracción, el zumo se enfría, se envasa en formatos pequeños y se somete a una congelación criogénica para garantizar rapidez y uniformidad en el zumo congelado, es decir, sin decantación de la pulpa, manteniendo un cierto movimiento del envase.
- Zumo natural pasteurizado y congelado: pasterización, enfriamiento, pre congelación en cambiadores de calor especiales y se envasa en bidones normalizados o bolsas metalizadas. A continuación, se congela en cámaras de conservación (mínimo a -18°C), donde el período de congelación dura 5-7 días o 3-4 días respectivamente según el envase. Se descongela mediante equipos especiales con camisa de vapor (CRUSHER) y se vuelve a pasteurizar.

## 3.2. Planta extractora de aceites esenciales

Tras el proceso de obtención del zumo, se describe las etapas del proceso de tratamiento de la corriente residual, también conocida como CPW (Citrus Peel Waste) y los equipos empleados. Esta planta será importante debido a que el residuo contiene una gran cantidad de aceites esenciales e interfiere de forma negativa en la obtención de biogás posterior.

Se propone la extracción del aceite por método de destilación con vapor por sus numerosas ventajas en cuanto a simpleza, eficacia del método y su popularidad en el mundo industrial, siendo el resultado muy similar al del aceite obtenido por medio del prensado en frío.

### 3.2.1. Proceso de obtención

A continuación, se describe el proceso de obtención de aceites esenciales, esquematizado en la Ilustración 13.

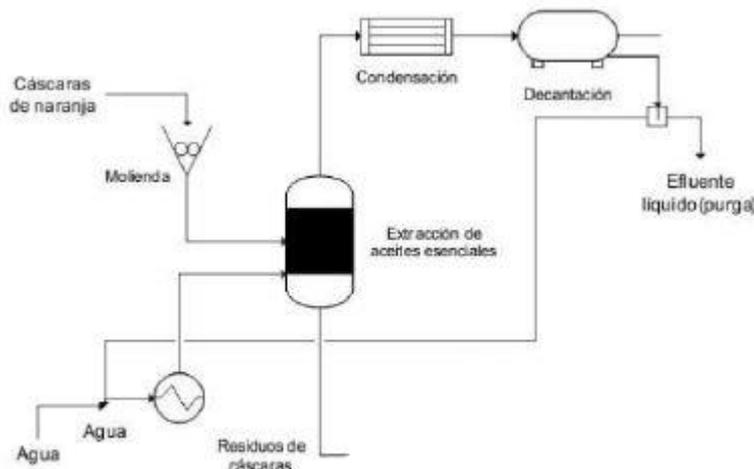


Ilustración 13: Extracción de aceites esenciales, imagen adaptada del diagrama de flujo del proceso simulado de obtención de aceites esenciales y pectina a partir de cáscaras de naranja [17].

Desde la planta de producción de zumo se emplean tolvas recolectoras de residuos, provenientes de la extractora BJT y la tamizadora, que comprenderán la cáscara, semillas y pulpa de la naranja.

Será necesario una etapa de triturado como pretratamiento, mejorando el rendimiento de la extracción en el destilador a vapor por aumentar la superficie de contacto entre el vapor y el material. El primer equipo escogido será un molino de corte, ya que éstos son los ideales para la trituración primaria de materiales blandos, elásticos y fibrosos. Se obtiene una reducción de área de  $4 \text{ cm}^2$  aproximadamente. Esta corriente no puede ser almacenada ya que perdería compuestos importantes del aceite esencial, además de consistencia por acción enzimática, afectando a la calidad del aceite obtenido.

En la zona de extracción y condensación se encuentra el destilador o tanque extractor. En la parte baja del extractor se encuentra la entrada de vapor y salida del fondo, por lo que es importante dejar suficiente espacio para conservar condensaciones que pudiese haber. Se coloca un controlador de nivel por presión diferencial, que utilizaría las lecturas de los transmisores en la cola del tanque para mantener el nivel de las condensaciones en un rango concreto. La prolongación en espiral o en cruz del tubo alimentador garantiza una correcta distribución del vapor, teniendo agujeros en la parte superior y a lo largo de él. El agua que se introduce al generador de vapor será agua en condiciones atmosféricas, a  $25^\circ\text{C}$  y 1 atmósfera.

Una variable fundamental que interviene en los procesos de destilación con vapor saturado de baja presión es el factor de empaque o fracción de carga orgánica comprendida en una unidad de volumen. Un factor mayor produce exceso de condensación de vapor, aumentando la solubilidad de algunos compuestos del aceite, disminuyendo en calidad y aumentando problemas de rendimientos de extracción por la formación de canales en el lecho; sin embargo, un factor de empaque menor puede producir un descenso en el rendimiento de la destilación, aunque la calidad del aceite no se vea afectada al verse disminuidos los problemas de solubilidad. Se debe trabajar con un factor de empaque de  $408 \text{ kg cáscara/m}^3$  empaque [17], por lo que las cáscaras fueron empacadas en una malla a fin de obtener el factor de empaque deseado.

En cuanto a la estrategia de operación del destilador, se trabaja con vapor a  $100^\circ\text{C}$  y 1 atm, con un diseño similar al de una torre de destilación de columna empacada en un proceso por lotes. La entrada de los residuos será a  $25^\circ\text{C}$ , por lo que al introducir el vapor y entrar en contacto con las superficies frías, condensará, cediendo su calor latente para calentar los sólidos. Una vez condensa, la siguiente fase será el arrastre de los aceites esenciales consiguiendo una emulsión aceite-vapor que encuentra la salida en la tubería de salida del vapor, en cabeza del destilador. A continuación, en la operación de condensación, la corriente de vapor y aceites esenciales llegan a  $90^\circ\text{C}$  y 1 atm, utilizándose un condensador tipo carcasa y tubos al proporcionar una gran área de transferencia

en un volumen compacto.

Se continúa con un proceso de decantación y así separar el agua de los aceites esenciales. El agua, con un 5% de aceites esenciales en su composición, será recirculada en un 90% para aprovechar el calor y aceites que aún contiene. Los aceites se recogen en frascos de color ámbar para evitar la posible descomposición del aceite por efecto de la luz. El 10% de agua restante se purgaría, pero en este caso, se emplea para la planta de extracción de biogás, al igual que los residuos de cáscaras sobrantes del bottom.

### 3.2.2. Métodos de conservación

Para la conservación del aceite esencial obtenido, las botellas de vidrio industriales serán uno de los tipos de envases más comunes en la industria alimentaria, siendo una característica propia de estos recipientes el pequeño diámetro de la abertura o boca lo que permite el envasado de productos líquidos [18].

Entre las ventajas que poseen las botellas de vidrio, una de ellas es la mejor conservación del aroma del producto contenido, sobretodo en almacenamientos prolongados, ya que el vidrio es impermeable a los gases, vapores y líquidos. Además, es químicamente inerte frente a líquidos y productos alimentarios, siendo así un elemento compatible. Es un material higiénico que posee fácil limpieza y es esterilizante, así como inodoro, no transmite los gustos ni los modifica, por lo que es la garantía del mantenimiento de las propiedades organolépticas y del sabor de los aceites. Puede colorearse y así se hará, aportando una protección frente a los rayos ultravioletas que dañan al contenido.

La normativa española UNE 126102:2011 “Envases de vidrio. Terminología vidriera. Generalidades”, establece una tabla en la que se relacionan los principales aspectos de la botella, como su capacidad, peso y dimensiones principales según el tipo de producto a contener.

Una vez recogidos en frascos, se puede purificar aún más su contenido en aceites con una deshidratación, adicionando aproximadamente 3 gramos de sulfato de sodio anhidro por cada 100 ml de aceite, con un tiempo de contacto con agitación permanente de 20 a 30 minutos. Finalmente se filtra para separar las partículas de sulfato de sodio y se caracteriza.

## 3.3. Planta tratamiento de corrientes residuales

Los anteriores procesos de extracción de zumo y aceites, tras generar las corrientes producto que se pretendía, también producen varias corrientes residuales. Son tratadas en la planta de tratamiento que viene a continuación, siendo éstas residuos ricos en agua, fibra y otros componentes; en concreto, serán el agua residual sobrante del mantenimiento diario de la planta de zumos, el agua purgada y los sólidos húmedos de la planta de extracción de aceites esenciales. Por tanto, se tratará la planta como una EDAR, aunque con algunas modificaciones al ser una combinación de gestión de residuos y agua residual.

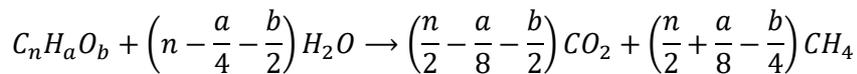
### 3.3.1. Digestión anaerobia

El método más usado es la digestión anaerobia, también se están desarrollando nuevas tecnologías basadas en la aplicación de nanotecnología para optimizar la producción del biogás. La corriente subproducto de proceso de extracción de aceites esenciales es idónea para este proceso de obtención de biogás, al ser biomasa húmeda mezclada con aguas, con un porcentaje de humedad mayor al 80%.

### 3.3.1.1. Características del biogás

Es una mezcla de gases incoloros e inflamables obtenidos por digestión anaerobia de residuos orgánicos. Su composición será típicamente metano (50-75%), dióxido de carbono (30-40%) y el resto serán trazas de elementos tales como vapor de agua, hidrógeno, nitrógeno, oxígeno y sulfuro de hidrógeno. La cantidad de cada componente varía en función de la naturaleza de la materia prima y la composición de la biomasa. Las condiciones de operación empleadas para su obtención también influirán en gran medida su composición. Se genera en medios naturales o en dispositivos específicos por reacciones de biodegradación de la materia orgánica mediante acción principalmente de microorganismos. Su temperatura de ignición varía entre 650 y 750°C, mientras que sus condiciones críticas son 74-88 atmósferas y -82.5°C. Tiene una densidad de 1,2 kg/m<sup>3</sup> y masa molar de 16,043 g/mol. El biogás posee un poder calorífico de 6-6,5 kWh/Nm<sup>3</sup>, el equivalente en litros de petróleo será de 0,6-0,65 por cada metro cúbico de biogás.

La proporción teórica de CH<sub>4</sub>/CO<sub>2</sub> que debe alcanzarse en el biogás viene dado por la siguiente ecuación:



Al aplicar la ecuación, se concluye que el contenido de metano que debe obtenerse a partir de grasas alcanzaría el 72%, a partir de proteínas el 63% y el 50% desde carbohidratos. En el caso de los residuos agroalimentarios rondaría el 50%, ya que están constituidos principalmente de carbohidratos.

Es una fuente de energía tanto para plantas de pequeña capacidad, que pueden usarla para calentar calderas de agua caliente y/o mantener la digestión anaerobia en condiciones óptimas, como para plantas de dimensiones mayores, donde puede utilizarse para producción de electricidad, el uso de motogeneradores cada vez es más habitual (véase Ilustración 14). Por un lado, en las pequeñas se puede instalar un quemador mixto para, ante cualquier problema en la producción de biogás, se puede reactivar la digestión mediante otro combustible. Por otro, en las plantas de mayor envergadura cabe la posibilidad de utilizar calderas como equipos de reserva. Además del componente energético, destaca por su compromiso ambiental, viéndose reducido drásticamente la cantidad de residuos generado, que supone la mayor parte de las veces un problema para la empresa.

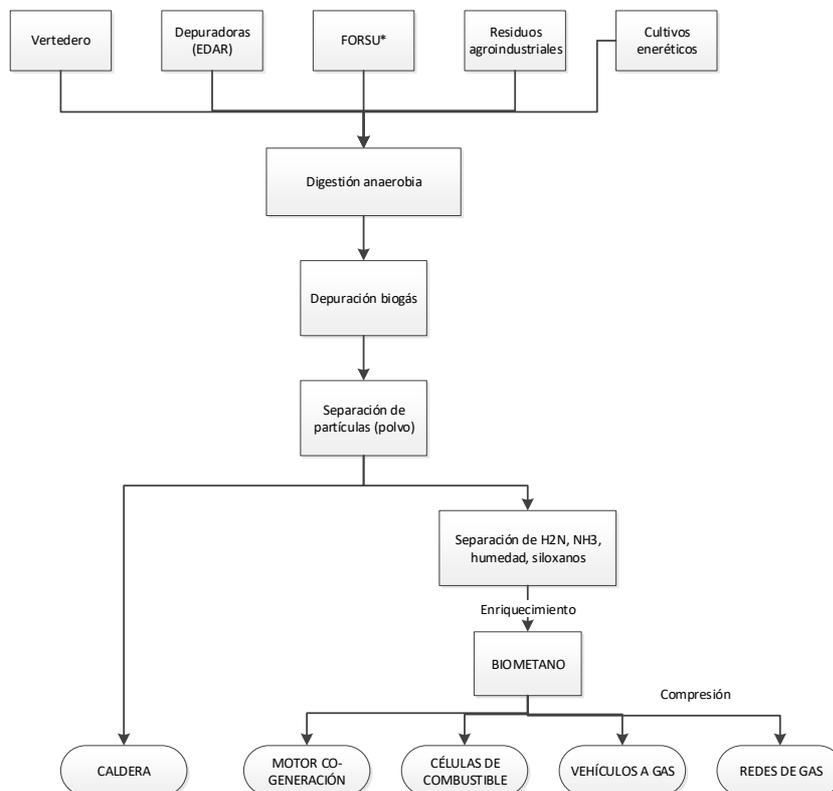


Ilustración 14: Origen del biogás y aplicaciones, versión adaptada del libro Purificación y usos del biogás [19].

### 3.3.1.2. Fundamentos de la digestión anaerobia

La digestión anaerobia cuenta con una amplia gama de microorganismos que afectan la digestión anaerobia. Éstos convierten la biomasa en biogás a partir de una serie de procesos químicos que se caracterizan por ser más rápidas cuanto mayor temperatura, y tienen lugar en ausencia de oxígeno. En su lugar, usan la materia orgánica u oxidos inorgánicos como nitratos, sulfatos o dióxido de carbono. Se deben mantener condiciones óptimas y estables, haciendo un seguimiento del pH, alcalinidad, ácidos grasos volátiles (AGV), producción y composición de biogás. Tiene cuatro fases:

1. Hidrólisis: se trata de una reacción química, donde las partículas polisacáridas se disuelven en agua transformándose en monosacáridos. Es un proceso lento y puede verse afectado por varios factores, como un porcentaje de difícil degradabilidad que ronda el 25%.

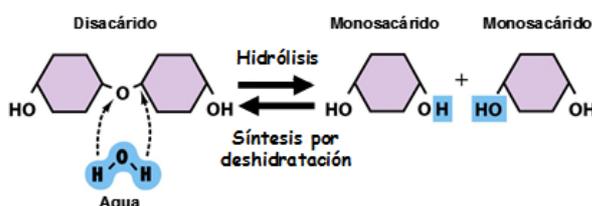
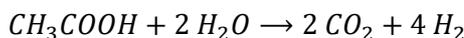
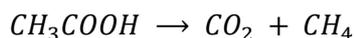
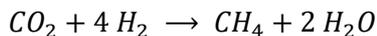


Ilustración 15: Hidrólisis de un disacárido.

2. Acidogénesis: reacción biológica en presencia de la bacteria acidogénica, que transforma los monómeros simples en ácidos grasos volátiles. Se produce en un tiempo reducido.
3. Acetogénesis: reacción biológica, donde la bacteria acetogénica convierte los ácidos grasos volátiles en ácido acético, dióxido de carbono e hidrógeno.



4. Metanogénesis: la bacteria acetoclástica transforma el acetato en metano y  $CO_2$ , mientras que el hidrógeno es consumido por la bacteria hidrogenotrófica, encargada de mantener el balance de hidrógeno en el medio. Es más lenta que las anteriores.



### 3.3.1.3. Vías de obtención y parámetros de diseño

El biogás industrial se obtiene por tres vías principales: digestión anaerobia pasiva, donde es recuperado directamente de los vertederos; tratado en una EDAR, proveniente de aguas residuales urbanas o industriales; producción con motivos energéticos en plantas de digestión anaerobia, tanto mesófilas como termófilas, que incluyen digestores de residuos de procesamiento de la industria agroalimentaria. Se distinguen distintos tipos según la continuidad del proceso:

- Digestión discontinua: la carga de residuo evoluciona con el tiempo a lo largo del reactor en cada etapa. Se debe tener en cuenta la rapidez de cada reacción.
- Digestión de una etapa continua en mezcla perfecta: es el más empleado actualmente en Europa por su sencillez en el diseño y buen rendimiento. Todas las reacciones tienen lugar de forma paralela en un único reactor, que se puede realizar por dos métodos: húmedo o seco. El húmedo introduce el residuo al reactor con una trituración previa y una posterior dilución con agua proceso hasta alcanzar un contenido en sólidos totales inferior al 15%. Los rendimientos varían según la estacionalidad, obteniéndose desde 170  $Nm^3/kg$  sólidos volátiles en época de verano hasta 320 en invierno. Por otro lado, en el método seco se lleva a cabo una primera fermentación con un contenido en sólido del 20-40% sin emplearse agua, salvo que su proporción en sólido sea superior al 50%. Se obtiene un rendimiento de 210-300  $Nm^3$  de  $CH_4$ /tn sólidos volátiles. El método húmedo tiene un mayor coste de

inversión en cuanto al reactor, de mayor volumen, mientras que el seco aumenta el coste de inversión de la planta en este caso. Ambos presentan problemas con los inhibidores que afectan a la degradación de los reactores que hacen disminuir su ciclo de vida en una planta.

- Digestión en dos etapas: se utilizan dos reactores con diferentes condiciones de operación donde, mientras que en el primero ocurren las etapas de hidrólisis y acidogénesis, en el segundo tendrá lugar la acetogénesis y metanogénesis. Ambos se construyen de forma idéntica, con la diferencia que el primer tanque requiere una mezcla y se precalienta la corriente de entrada, y el segundo se encuentra abierto y la corriente no necesita ser calentada. Tiene como objetivo la estabilidad en su funcionamiento y produce un rendimiento global y producción de biogás mayor.

Se elegirá el método húmedo de digestión de una etapa continua por ser el sistema que mayormente se adapta a las condiciones de las corrientes a tratar, además de su sencillez en los equipos, popularidad en el mercado y asequible económicamente.

El proceso principal se realiza en reactores anaerobios, es decir, bioreactores que se utilizan para tratar efluentes domésticos o industriales con alta carga orgánica. Se debe lograr las condiciones óptimas para controlar el equilibrio de determinados parámetros que pueden influir en los microorganismos acidogénicos y metanogénicos. A continuación, se estudian los parámetros que afectan al rendimiento global del proceso.

#### Parámetros de diseño del reactor:

- Temperatura: un control fundamental para todo tipo de reactores. Debe mantenerse una temperatura óptima de 35 °C aproximadamente, en régimen mesofílico (30-40°C), para que se produzca una mayor velocidad de reacción en un menor volumen de reactor además de evitar la aparición de inhibidores en el desarrollo del proceso y mejora el grado de mezcla al reducir rangos de viscosidad de líquidos y semisólidos. Una corriente de entrada a mayor temperatura, en régimen termofílico, puede disminuir la solubilidad de compuestos tóxicos en los microorganismos, pero también provocaría un aumento de pH al descender el nivel de CO<sub>2</sub> en el reactor.
- Tiempo de retención: Las bacterias necesitan entre 20-30 días para conseguir un equilibrio de vida, reproducción y muerte de los microorganismos, con el que se obtiene un buen rendimiento y una elevada producción de biogás. Permite determinar el volumen necesario de reactor. Está relacionada con la temperatura, ya que una temperatura menor a la óptima produce mayores tiempos de retención y volumen de reactor.
- Grado de mezcla: necesaria para una homogeneización completa en todas las zonas del reactor, de manera que una adecuada agitación hará que las partículas en suspensión circulen a una velocidad adecuada que provoque rotura de floculos de bacterias, se evite la formación de espumas en la fracción ligera y sedimentación en la fracción pesada, además de ayudar a mantener las concentraciones medias-bajas de los inhibidores. Los sistemas de agitación empleados se clasifican en agitación mecánica y neumática; el primero por medio de turbinas o agitadores de baja velocidad, mientras que el segundo funciona mediante inyección de biogás a presión.
- Velocidad carga orgánica: dependerá del volumen de reactor usado. Un valor de velocidad bajo significa una baja concentración de entrada de carga y una menor cantidad de biogás, mientras que un valor muy elevado provoca rupturas del régimen estacionario de funcionamiento y pérdidas considerables de colonias de bacterias a la salida.

#### Parámetros de operación:

- pH y alcalinidad: se debe mantener en un valor estable de 7, pH neutro. Un rango inferior a 6,5 provoca la acumulación de ácidos grasos volátiles en el reactor, inhibiendo el desarrollo bacteriano; un pH superior a 8 en cambio genera iones tóxicos en el reactor. Es por ello por lo que será importante su control.
- Ácidos grasos volátiles: estos son inhibidores de la reacción, y se pueden determinar rápidamente en los reactores anaerobios ya que causa un desacople en las cinéticas de las reacciones de producción de

biogás o la entrada de productos tóxicos. Los ácidos más importantes a considerar son: fórmico, propiónico, butírico y valérico.

- Nutrientes: los principales son carbono, nitrógeno y fósforo, necesarios en cierta cantidad para el crecimiento bacteriano y formación de biogás final. Los valores promedio que suelen rondar en fase líquida de nitrógeno los 50mg/l, y de fósforo 10mg/l, siendo los esenciales para el crecimiento bacteriano. Estos nutrientes deben estar de forma asimilable y reducida para los microorganismos, al tener una velocidad de crecimiento lenta. La industria alimentaria tiene la ventaja de que no se requiere apenas la adición de estos nutrientes cuando se trata en procesos anaerobios, pero en el caso de que sea necesario adicionar nitrógeno, sería con  $\text{NH}_3$ , y el fósforo con ácido fosfórico o sal de fosfato.
- Compuestos tóxicos: sustancias que se introducen o que se generan en el reactor anaerobio. En concentraciones altas pueden actuar como inhibidores de la reacción, pero las comunidades de microorganismos pueden recuperar la normalidad pasados de uno a tres días, por tanto, un método empleado será emplear tiempos de arranque largos. Los compuestos tóxicos más destacados son amonio, ión cianuro, metales pesados y compuestos clorados, entre otros.

#### 3.3.1.4. Ventajas y desventajas

Las ventajas de la digestión anaerobia con aplicación en la industria agroalimentaria son muchas:

- Menor coste operacional, al no necesitar adición de nutrientes ni grandes aportes energéticos,
- obtención de un combustible renovable reduciendo las emisiones de efecto invernadero y la dependencia externa de combustibles, genera ingresos por el ahorro de energía e incluso subvenciones al ser renovable, pudiéndose almacenar para su posterior uso, sin necesidad de consumo inmediato,
- el uso del digestato restante para crear fertilizante,
- tratamiento y reducción de residuos, eliminando problemas de contaminación por las cantidades de residuos, olores y materias volátiles,

También se debe contar con las desventajas que supone este proceso, como las siguientes:

- mayor coste de producción anual e inversión inicial de la planta frente a fuentes de energía fosiles,
- menor producción de biogás al ser un proceso lento, altos tiempos de retención y períodos de arranque comprendidos entre 30-90 días,
- sensibilidad del reactor a variaciones de diseño u operación.

#### 3.3.1.5. Tipos de digestores anaerobios

Existen dos grandes grupos de reactores biológicos para el tratamiento de aguas residuales; de lecho fijo y de crecimiento libre o suspendido. En los primeros, la biomasa forma biopelículas sobre un soporte inerte, mientras que los segundos dependen de que los microorganismos formen flóculos en el reactor. A continuación, se explican los más utilizados en la industria:

1. Reactor de mezcla continua (CSTR): Es el digestor anaerobio más simple. Fueron los primeros digestores empleados para la trata de aguas residuales, actuando en su interior como un reactor en mezcla perfecta. Consta de un tanque dotado de un mecanismo de agitación que garantiza la uniformidad de propiedades de toda la masa reaccionante, siendo las corrientes de salida dos: biogás por la parte superior y lodo por la parte inferior, sin recirculación. Es eficaz en aguas con un alto contenido en sólidos, elevadas concentraciones de grasas y/o proteínas. En cuanto a los parámetros de diseño, necesita largos periodos de retención de sólidos e hidráulicos, 10 a 30 días a 35°C, para lograr concentraciones en el efluente de 25-100 g SS/l.

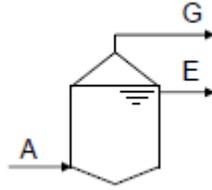


Ilustración 16: Digestor convencional [20].

2. **Reactor de contacto (ACP):** Se trata de un reactor de mezcla completa y un posterior decantador para separar sólido de líquidos, lo que permite reciclado de parte de la biomasa. Fue desarrollado para tratar aguas residuales con tiempos de retención cortos y edades de lodos prolongadas. Separa el tiempo de retención de sólidos del tiempo de retención de hidráulicos, disminuyendo así el volumen de reactor empleado. Tiene capacidad para trabajar con residuos de elevada carga orgánica y un menor tiempo de arranque, sin embargo, se debe controlar la aparición de espumas que dificulta la producción de biogás, sobrecargas, costras y acumulación de sustancias tóxicas, por lo que es aconsejable recurrir a sistemas de desgasificación. Se recomienda mantenerlo con carga orgánica e hidráulica constantes.

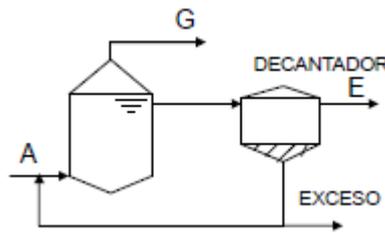


Ilustración 17: Biodigestor por contacto, apuntes asignatura Tratamiento de Aguas, DQIA [20].

3. **Reactor de flujo ascendente (UASB):** Su nombre corresponde con sus siglas en inglés, Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB). La innovación técnica de este tipo de reactores reside en un dispositivo situado en la parte superior del reactor, el separador de tres fases (GSS), que permite separar internamente la biomasa, el efluente tratado y el biogás. Es uno de los digestores anaeróbicos más instalados en las industrias. En él se forma una capa de lodo granular (véase Ilustración 18) donde se consigue acumular grandes cantidades de biomasa activa; sin embargo, se requiere un tratamiento posterior para una mayor degradación de la materia orgánica, como el uso de lagunas de estabilización, sistemas aerobios, etc. La corriente de entrada será introducida por la parte inferior, mientras que las corrientes de salida tendrán lugar en la parte superior del reactor. El agua residual fluye hacia arriba a través de la capa y es procesada por los microorganismos presentes en ella, con una carga orgánica del influente de 300-80.000 mg DQO/l. La cobertura del lodo permite un tiempo de retención dual sólido e hidráulico en los digestores, donde los sólidos que requieren un alto grado de digestión pueden permanecer en el reactor desde 30 hasta 90 días mientras que los azúcares disueltos en la corriente líquida pueden convertirse rápidamente en gas en la fase líquida, saliendo del sistema en menos de un día.

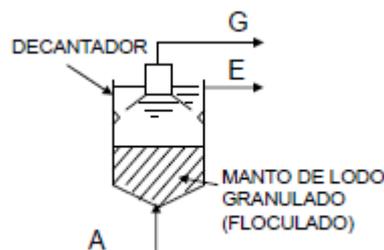


Ilustración 18: Esquema del reactor UASB [20].

4. **Filtros anaerobios:** Se trata de una columna vertical con un tipo de relleno, donde una parte de la comunidad de bacterias se encuentra inmobilizada en un material de soporte fijo en el reactor, y la otra en suspensión entre los espacios vacíos que quedan. El flujo de entrada puede ser ascendente o descendente, y el material de relleno se comporta como un separador gas-sólido permitiendo la salida de gas por la parte superior. El relleno usado puede ser una gran porosidad entre otras características. La ventaja de este tipo de reactores radica en su uso para aguas residuales con carga orgánica soluble consiguiendo un buen rendimiento de operación reduciendo el tiempo de retención de la biomasa, costos de operación y construcción y poco requerimiento de terreno; sin embargo, también presenta desventajas como un alto tiempo de arranque y seguimiento estricto del mantenimiento del reactor por la baja tolerancia del sistema a carga de tóxicos.

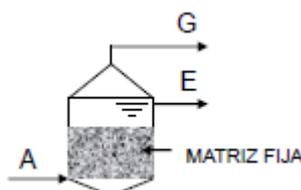


Ilustración 19: Filtro Anaerobio [20].

5. **Reactor tipo EGSB:** La tecnología EGSB (Expanded Granular Sludge Bed) es una forma similar y más avanzada de reactores UASB, se ve aumentada la eficiencia de producción biogás gracias a una velocidad de flujo ascendente superior a 4 m/h, además de un mejor contacto agua residual-biomasa. Ofrece una altura mayor del reactor, conllevando una menor superficie específica requerida. Algunas de las ventajas que ofrecen frente a otro tipo de reactores del mercado es que se puede operar con alta carga orgánica, entre 200 y 60.000 mg DQO/l, por lo que produce un mayor volumen de biogás, retiene todo el lodo generado y tiene un menor coste económico; sin embargo, al ser de una sola etapa, será muy vulnerable a incrementos importantes de carga orgánica.

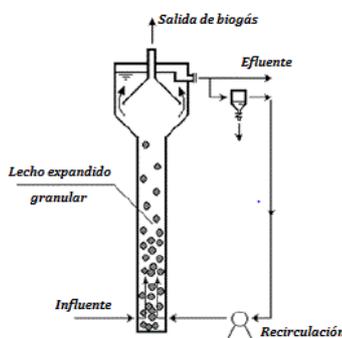


Ilustración 20: Esquema de reactor EGSB o IC [21].

### 3.3.1.6. Elección del digestor

A continuación, se presenta una tabla con varias características cuantitativas para poder comparar los diferentes tipos de digestores teniendo en cuenta ventajas y desventajas de estos.

Tabla 5: Comparación diferentes tipos de digestores

CSTR	Por contacto	UASB	FA	EGSB
------	--------------	------	----	------

<i>Velocidad de carga orgánica (kg DQO/m<sup>3</sup>·día)</i>	1-6	1-6	5-30	1-10	15-30
<i>THR (días)</i>	10-30	5-25	0,2-2	0,75-10	0,16-1,5
<i>Concentración de lodos (kg SSV/m<sup>3</sup>)</i>	2-5	5-10	10-150	10	50-300
<i>Tiempo de arranque (días)</i>	30-90	20-60	30-90	30-60	14-21

Para empezar, los reactores del tipo UASB presentan una serie de ventajas sobre los sistemas anaerobios convencionales, la inversión principalmente es menor (costos de implantación y mantenimiento), producción pequeña de lodos excedentes, consumo pequeño de energía eléctrica y simplicidad del funcionamiento. Son económicos energética y ecológicamente. Por otro lado, comparando el reactor de contacto y el UASB, éste último tendrá costes operacionales menores, debido a que la retención de biomasa es muy buena y por eso no es necesario reciclar el lodo; los compuestos tóxicos no se ven influenciados en la operación al tratar con alta densidad de carga.

El reactor EGSB ofrece una mayor altura del reactor y con ello una menor superficie específica requerida y una mayor carga orgánica de operación y produciendo un mayor volumen de biogás. Aun así, no se elegirá para este caso ya que se trabaja con un volumen diario acorde a una empresa de pequeña escala, por lo que su uso añadiría un coste mayor y su eficiencia bajaría equilibrándolo a niveles alcanzables por otro tipo de reactores más económicos. La inversión inicial del digestor UASB, por ejemplo, es sensiblemente menor que el EGSB, el cual contiene un mayor volumen al no presentar relleno evitándose así problemas de colmatación o mantenimiento periódico.

Los filtros anaerobios son relativamente pequeños, fáciles de construir y presentan buenas eficiencias de remoción de materia orgánica. Proporcionan una mejora el grado de tratamiento de las aguas residuales para las etapas subsecuentes, ya que en ellos hay mayor concentración de bacterias que en otros sistemas, por lo que permite operar con velocidades de carga orgánica elevadas además de minimizar problemas de colmatación por sólidos. Sin embargo, se debe hacer un seguimiento estricto del mantenimiento del reactor por su baja tolerancia a elementos tóxicos.

La pantalla que hay en el UASB (o RAFA) crea una zona de bajo nivel de turbulencia donde aproximadamente el 99.9% del lodo en suspensión se sedimenta en el fondo del reactor. Además, tiene bajos requerimientos nutricionales, el proceso puede resistir a cambios en las cargas, tanto altas como nulas, son plantas muy compactas al tener lugar todos los procesos en el mismo reactor, y tiene una producción de metano aprovechable.

Por todo ello se elegirá trabajar con el digestor tipo UASB.

### 3.3.2. Reactor UASB

La abreviación UASB se define como Upflow Anaerobic Sludge Blankett o Reactor Anaerobio de Manto de Lodos de Flujo Ascendente (RAFA), tecnología que proviene de Bélgica y Holanda, aplicada especialmente al tratamiento de aguas residuales con alto contenido de materia orgánica.

Este tipo de reactor consiste en la realización de tres procesos dentro de un mismo volumen: sedimentación primaria, reactor biológico y digestión anaerobia del lodo, o si se prefiere, “describe un reactor de biopelícula fija sin medio de empaque o soporte, con una cámara de digestión que tiene flujo ascendente y a cierta altura se desarrolla un manto de lodos anaerobios que es altamente activa y en el cual se da la estabilización de la materia orgánica del efluente hasta CH<sub>4</sub> y CO<sub>2</sub>”. (Caicedo, 2006).

La operación de los reactores UASB se basa en la actividad autoregulada de diferentes grupos de bacterias que degradan la materia orgánica y se desarrollan de forma interactiva, formando un lodo biológicamente activo en el reactor o gránulos que les permite sedimentar en el digestor según densidades. En la siguiente figura se distinguen las diferentes zonas de los reactores, que serán el lecho del lodo, manto del lodo, bajo nivel de turbulencia y sedimentador.

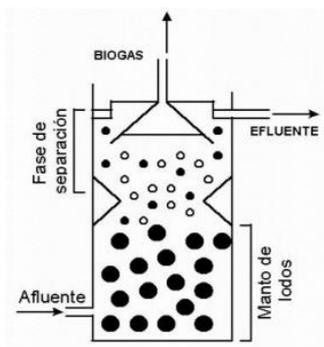


Ilustración 21: Esquema general de un reactor UASB [22].

Se requiere un tratamiento posterior para una mayor degradación de la materia orgánica, como el uso de lagunas de estabilización, sistemas aerobios, etc.

Debido a la formación de flóculos granulados, la concentración en la zona es más difusa, siendo en la parte superior de 5 a 40 g/l, mientras que en la inferior puede variar de 50 a 100 g/l. Las partículas de lodo granulado tienen un rango de tamaño de 1 a 3 mm. La granulación es muy efectiva en aguas residuales con alto contenido de carbohidratos o azúcares, pero no tanto con las aguas con gran contenido en proteínas que resultará en flóculos más difíciles de sedimentar. Los factores que afectan el desarrollo de los sólidos granulados serán además los siguientes:

- El pH, que deberá rondar el valor de 7, formando un tampon químico.
- La relación DQO: N: P, que al inicio deberá ser de 300:5:1 y durante la operación de estado estacionario podrá tener una proporción más baja de 600:5:1.
- La velocidad de flujo ascendente
- La adición de nutrientes
- La presencia de otros sólidos en suspensión del manto de lodo, ya que pueden inhibir la densidad y formación de lodo granulado

Además de las ventajas mencionadas en el apartado 4.1.6., de deberá tener en cuenta las desventajas de este tipo de digestores. Las limitaciones del proceso están relacionadas con las aguas residuales que tienen alto contenido de sólidos, o cuando su naturaleza impide el desarrollo de los lodos granulados; un proceso de arranque lento; el control constante del proceso debido a la inhibición de las bacterias anaerobias por un gran número de compuestos, además de los malos olores que genera si no se realiza correctamente.

En el arranque de la planta, se inocula con fangos estabilizados al no haber lodo granular disponible, consiguiendo con ello una menor puesta en marcha. Se debe controlar constantemente los parámetros de operación (T, pH, nutrientes) para que el crecimiento bacteriano sea lo más eficiente posible. El arranque suele durar de 1 a 2 meses, siendo menor si se tienen varios digestores en serie.

La alimentación de entrada, separación y recolección de gas y la retirada del efluente requieren una cuidadosa consideración para proveer una distribución uniforme y evitar la formación de canales y zonas muertas. Un número de tuberías de alimentación se colocan para dirigir el flujo a diferentes áreas en la parte baja del reactor con baja velocidad ascensional atravesando las diferentes zonas del reactor. Se debe mantener estabilizadas la primera capa de lodo en el reactor con concentraciones de 4-10% y un tamaño de gránulos de 1-5 mm; la capa intermedia, manto de lodos, tendrá gránulos más pequeños de concentraciones entre el 1,5 y 3%, flóculos y burbujas de gas. Estos gránulos y flóculos tendrán un efecto filtrador.

En la parte superior se encuentra el separador de gas/sólidos (GSS) diseñado para recolectar el biogás, la

operación principal de este sistema. Cuenta con una campana invertida donde se produce la separación trifásica (sólido, líquido, gas), actúa como un decantador de los sólidos sedimentables para permitir que éstos se deslicen hacia atrás en la zona de manto de lodos y así ayudar a mejorar la eliminación de sólidos en el efluente. Debajo del separador se encuentra una serie de deflectores que sirven para extraer únicamente las burbujas de gas, y devolviendo las partículas al manto de lodo.

Entre las consideraciones de diseño para un UASB, se encuentran las características de aguas residuales en términos de composición y contenido de sólidos, la carga orgánica volumétrica, la velocidad de flujo ascendente, el volumen del reactor, las características físicas como el sistema de distribución del efluente y el sistema de recolección del gas. Los parámetros más importantes de este reactor serán:

- Velocidad vertical ascensional (m/h): 0.6-0.9
- Densidad de carga orgánica (kg DQO/m<sup>3</sup>\*d): 5-30, pudiendo llegar hasta 50.
- TRS (días): 30-60
- TRH (días): 0.2-2
- Carga orgánica del efluente (mg DQO/l): 300-80000

Eficiencias de remoción de DQO del 90-95% se han logrado en cargas que van desde 12 a 20 DQO kg/m<sup>3</sup>·d en una variedad de desechos de 30-35°C. Aun así, son necesarios un pretratamiento a la corriente de entrada y un post-tratamiento para lograr un rendimiento óptimo. El pretratamiento logra eliminar aceites y grasas, desarenado y corregir el pH que pueda interferir negativamente en el proceso. Esto permite obtener un producto biogas 70-95% molar de la materia introducida. El post-tratamiento consiste en degradar la materia orgánica que pueda permanecer aún mediante sistemas aerobios.

En cuanto a mantenimiento, el operador lavará como mínimo una vez a la semana con la misma agua a presión. El reactor se purgará cuando se encuentre saturado, que se indicará con una excesiva salida de lodos por la corriente superior de biogás. La purga consistirá en una extracción de lodos del registro del RAFA mediante una bomba especializada para lodos o un equipo Vactor. Se realizará tres años después de la fecha de arranque, aproximadamente. El lodo generado será succionado (bombeado) dejando un residuo de unos 0,15-0,2 m.

### 3.3.3. Descripción del proceso

Se realiza la parte descriptiva que se complementa con el apartado posterior, titulado diagrama de flujo del proceso.

Se comienza con una etapa de pretratamiento. En ella se suele emplear un filtro rotativo para la eliminación de residuos sólidos y partículas, un pozo de bombeo y un tanque mezclador en una depuradora de aguas residuales, pero en este caso el primer equipo que se emplea es el tanque mezclador, que funcionará como un tanque agitador de mezcla perfecta para homogenizar los tres efluentes que se desean tratar y que resulten en una sola para su posterior entrada al reactor. Las corrientes de aguas residuales tendrán un porcentaje de sólidos muy inferior al 15% y la de residuos sólidos se ha triturado en el proceso anterior, por tanto, no hará falta incluir un triturado previo en la planta. Debe operar a una velocidad de agitación baja para no destruir las bacterias de su interior ni provocar fuerzas de cizallamiento. El sistema empleado es de agitación mecánica con una potencia de mezcla entre 0,00475-0,00788 kW/m<sup>3</sup> fluido. El agitador es de tipo hélice ya que es de los más empleados para plantas de aguas residuales, y cuando la viscosidad es baja.

El siguiente equipo empleado será una bomba centrífuga para impulsar el fluido hasta el digestor UASB. Es un equipo de construcción sencilla, de bajo coste inicial y mantenimiento, que se usará para proporcionar la velocidad requerida de entrada al reactor.

A continuación, se realiza un enfriamiento en un intercambiador de calor, hasta unos 35 °C, con objeto de trabajar en régimen mesofílico para una buena producción de biogás. Se escoge un intercambiador de carcasa y tubo y se emplea agua de proceso de río (rw) a 25°C y salida 30°C.

La segunda parte tiene lugar en el reactor UASB, el cual opera de forma anaerobia, permitiendo mantener la temperatura óptima durante el proceso, logrando un flujo constante de biogás.

Por la parte inferior se recoge el exceso de lodo de las 4 capas del reactor, de acuerdo con el tiempo de retención de sólidos establecido de 12 días, y es llevado a un tanque de almacenamiento de fango. Para su bombeo se utiliza una bomba de tipo centrífugo. El digestato de materia orgánica generado está ya estabilizado sin olor al no tener AGV a la salida del reactor UASB, manteniendo su índice NPK al no digerirse en el reactor.

Por la parte superior sale la corriente líquida y el biogás. Prácticamente sin sólidos a una temperatura de 35°C, que se almacena en un tanque para líquidos, llevado por una bomba centrífuga, siendo la cantidad de caudal de salida similar al de entrada. El biogás se almacena en un gasómetro de cubierta flotante, a baja presión (20 mbar), formado por láminas de plástico que evitan la fuga del biogás, y una segunda lámina exterior a modo de protección contra el clima. La presión del biogás que sale es prácticamente constante, y la descarga de la corriente es de forma continua, que se controla con una válvula de seguridad. A la salida se instalan unas válvulas de conducción y seguridad hacia la antocha, además de colocar un apagallamas para evitar sobrepresiones. Se debe encontrar a una distancia mínima de 30 metros del digestor anaerobio. La llama de la antorcha es de tipo cerrada quemándose en una cámara refractada con un control de temperatura para que no sobrepase los 850 °C evitando la formación de NOx, ni inferior a 600 °C que genere inquemados.

Posteriormente se emplea una turbina con el biogás obtenido del reactor UASB para conseguir energía térmica y eléctrica, y poder usarse en la propia planta. La turbina acepta el contenido de ácido sulfhídrico que contiene el biogás, por lo que no necesita purificarse. El contenido en vapor de agua que se tiene en la corriente de biogás al ser una concentración baja no es posible ser mezclada con el efluente líquido del reactor UASB.

En cuanto a las válvulas del proceso, se colocan de corte de tipo atajadera en la impulsión de la bomba. Son válvulas todo o nada y producen una baja pérdida de carga. Además, se ponen válvulas de corte de tipo retención para dejar pasar el fluido en una dirección y evita que circule en sentido contrario, en la impulsión de la bomba para que no entre en cavitación. Las válvulas se sitúan de pie en la aspiración de la bomba para evitar el descebado en las paradas. Se usan válvulas de regulación de tipo globo al operar regular el flujo y actuar rápidamente, aunque tiene grandes pérdidas de carga. Por último, se usan las válvulas de corte de tipo asiento en la zona donde circula el biogás.

### 3.3.3.1. Utilidades de las corrientes de salida

Se obtienen tres corrientes tras el proceso de digestión anaerobia, digestato, agua y biogás, a las que se les puede dar salida exitosamente de diferentes maneras.

Empezando por el digestato, éste podrá usarse para fertilización en campos o venta de compost. Tras una valoración del lodo, se observa que el digestato de materia orgánica está estabilizado, sin olor al no tener AGV a la salida del reactor UASB, reduciendo la presencia de patógenos y su potencial putrefacción, manteniendo la concentración de nutrientes NPK al no digerirse en el reactor. No se requiere la adición de nutrientes N, P, esenciales para el crecimiento bacteriano, ya que cumple los valores medios en fase líquida. Aún así se deberá tener presente las normativas correspondientes, como el Real Decreto 1310/90 del 29 de octubre, por el que se regula la utilización de los lodos de depuración en el sector agrario. Concretamente, la utilización de lodos procedente de la digestión anaerobia para el sector agrario permite ser utilizado según el código LER 02 03 05 para lodos del tratamiento in situ de efluentes de la lista europea de residuos, donde se especifica un tratamiento previo a 35°C durante un mínimo de 12 días y un posterior tratamiento a 70°C durante 30 minutos.

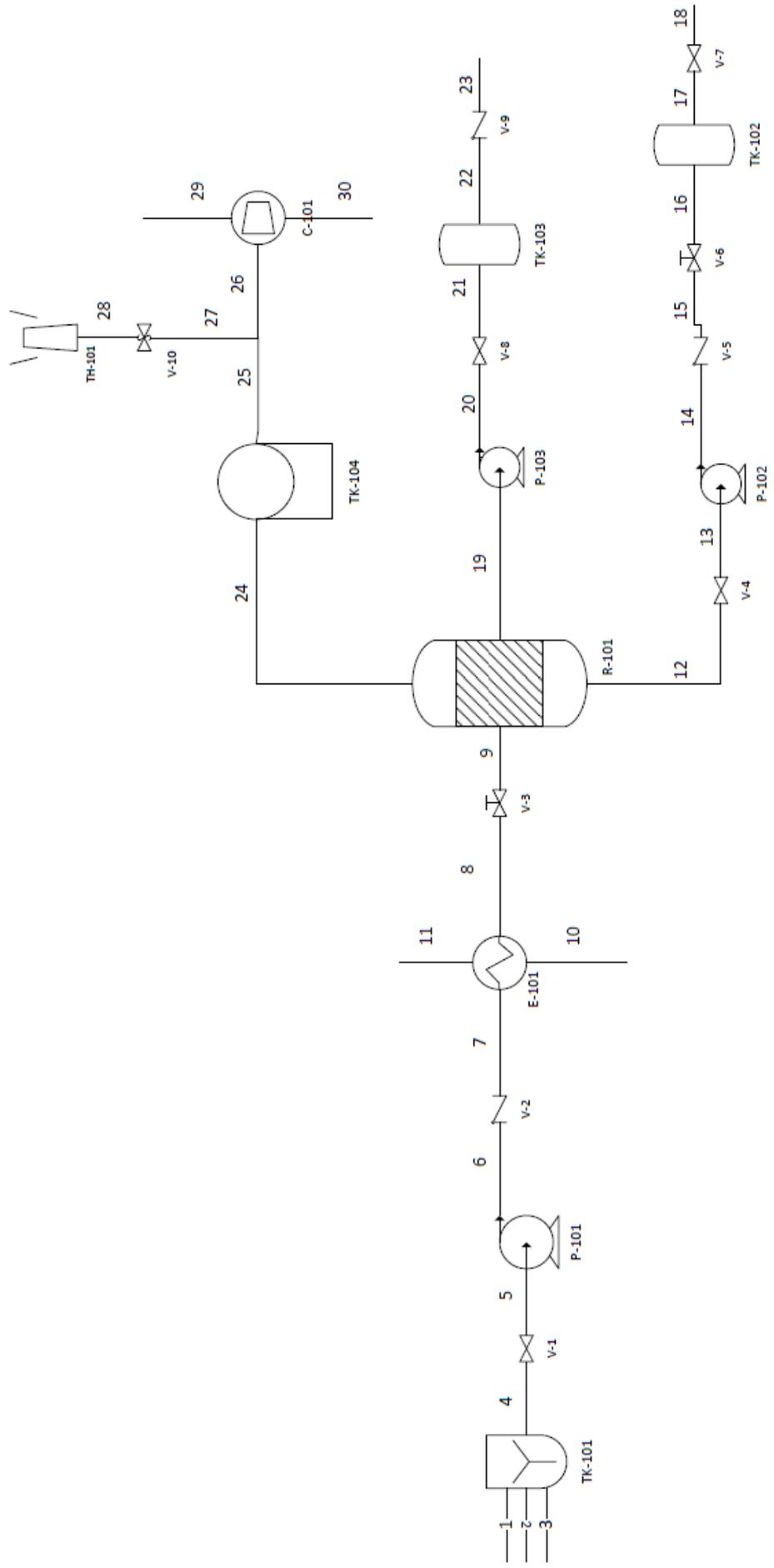
En segundo lugar, la corriente líquida, que será agua prácticamente sin sólidos, a una temperatura de 35°C que se puede utilizar para riego tras realizar previamente filtración y desinfección. Se podrá conectar a sistemas de riego inteligentes para su aprovechamiento. Está fuera del alcance del proyecto, se asume que se vierte el agua sin coste adicional al superar los análisis de contaminación de éstas.

Finalmente, el biogás generado se puede purificar con técnicas de secado, eliminación de H<sub>2</sub>S, CO<sub>2</sub> u otras impurezas. Para emplearse en el autoabastecimiento de la planta, generando energía en una turbina de gas, no es necesario ninguno de los procesos nombrados, ya que la turbina tolera la fracción de impurezas resultante del digestor. Se deberá cumplir con las normativas correspondientes, como son las siguientes:

- RD 900/2015, de 9 de octubre, relativo al suministro y producción de energía eléctrica como autoconsumo.
- RD 413/2014, de 6 de junio, relativo a la producción de energía eléctrica a partir de energías renovables, cogeneración y residuos.

### **3.3.3.2. Diagrama de flujo del proceso**

A continuación, se esquematiza la descripción anterior en el diagrama de proceso, donde se adjunta además una lista referente a los equipos utilizados.



TK-101	V-1	P-101 A/B	V-2	E-101	V-3	R-101	V-4	P-102 A/B	V-5	TH-101
Tanque Agitador	Válvula compuerta	Bomba centrífuga	Válvula retención	Intercambiador	Válvula Asiento	Reactor	Válvula compuerta	Bomba centrífuga	Válvula retención	Antorcha
V-6	TK-102	V-7	P-103 A/B	V-8	TK-103	V-9	TK-104	V-10	C-101	
Válvula asiento	Almacenamiento digestato	Válvula compuerta	Bomba centrífuga	Válvula compuerta	Tanque almacenamiento líquido	Válvula de retención	Gasómetro	Válvula regulación	Turbina	



# 4 MEMORIA DE CALCULO

---

Se realiza un balance másico global de entradas y salidas, y un balance de agua, para obtener resultados coherentes de los procesos previos de extracción de zumo y aceites esenciales y entrar posteriormente en detalle al cálculo de la planta de producción de biogás.

## 4.1. Datos de partida

La planta de producción de zumo tendrá una jornada laboral de tres turnos de 8 horas todos los días de la semana, donde se procesarán 40 toneladas por hora; naranjas de variedad Valencia, con un 86% en peso de agua, 12,75 carbohidratos, 0,25 grasas y 1 proteínas aproximadamente.

El requerimiento y la cantidad de agua en la planta tendrá lugar en los procesos de fabricación de zumo de naranja, en la Ilustración 22, explicado a continuación.

- Recepción: 25 m<sup>3</sup> de aporte inicial al depósito de descarga de la naranja renovados cada semana.
- Lavado: 3 m<sup>3</sup>/h, rociado con una concentración muy diluida de jabón.
- Extracción: 3 m<sup>3</sup>/h para separar el aceite y trozos de corteza que puedan permanecer en la copa de extracción.
- Tamizado: 1 m<sup>3</sup>/h para limpiar todo el contenido retenido en la parte superior.
- Depósito pulmón: 5 m<sup>3</sup> una hora al día para eliminar posibles restos que puedan quedar de la unidad anterior.
- Desaireación: 5 m<sup>3</sup> una hora al día para eliminar posibles restos que puedan permanecer.
- Pasteurización: 5m<sup>3</sup> una hora al día para limpieza y 4m<sup>3</sup> de agua caliente al inicio de la jornada.
- Almacenamiento: 20 m<sup>3</sup> para realizar un barrido de tuberías de la cisterna y 5m<sup>3</sup> de agua para limpieza, ambas una vez a la semana. La planta contiene una cisterna de 50 m<sup>3</sup> de capacidad.

En total, se necesitará un caudal de agua medio de 12,9 m<sup>3</sup> la hora.

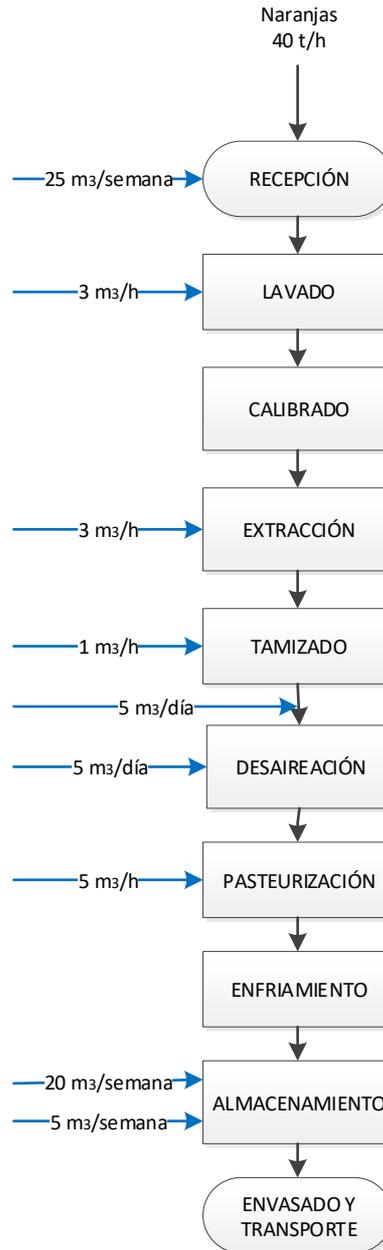


Ilustración 22: Requerimiento de agua de limpieza y mantenimiento de la planta de fabricación de zumo de naranja.

## 4.2. Balance planta de zumo

Se escoge un rendimiento de extracción global de obtención de zumo medio de 45%, debido a que en este tipo de plantas el rendimiento estará en un 40-50%. Tras todo el proceso de fabricación del zumo, el 55% de la materia prima será residuo, dando lugar a la corriente de residuos de los frutos cítricos o CPW (Citrus Peel Waste) y el 5% del residuo se ve arrastrada por la corriente de agua de mantenimiento.

Por tanto, el esquema del balance global de entradas y salidas de la fabricación de zumos de naranja quedaría ilustrado en la siguiente figura, donde se aclara que, a partir de 40 t/h de naranjas, se obtiene 18 y 20 t/h de zumo y CPW respectivamente, y el balance de materia generalizado.

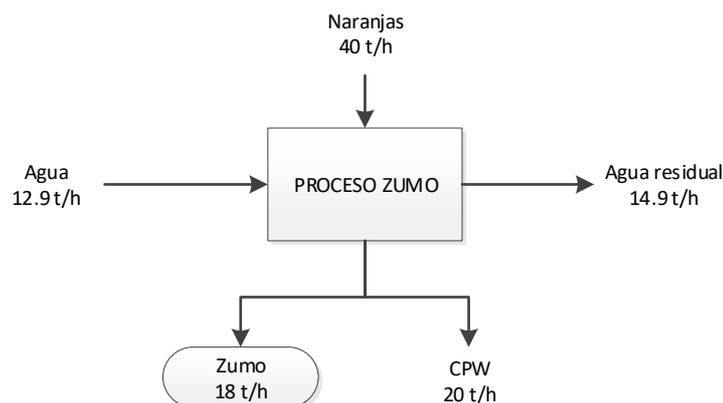


Ilustración 23: PFD global de la planta de zumo.

Tabla 6: Propiedades de las corrientes globales de la planta de extracción de zumo.

<b>Parámetros</b>	<b>Naranjas</b>	<b>Agua</b>	<b>Jugo</b>	<b>CPW</b>	<b>Agua residual</b>
<i>T (°C)</i>	25	25	0	25	15
<i>P (bar)</i>	1,00	1,00	3,00	1,00	1,00
<i>m (kg/h)</i>	40000	12905	160000	240000	14905
<i>ρ (g/cm<sup>3</sup>)</i>	-	1,00	1,04	1,03	1,00
<i>°Brix</i>	-	-	11,67	7,11	-
<i>Energía (kcal)</i>	47	0	41	97	0
<b>Componentes (% p/p)</b>					
<i>Agua</i>	86,00	100,00	95,00	70,00	95,97
<i>Carbohidratos</i>	12,75	-	4,30	25,50	3,42
<i>Grasa</i>	0,25	-	0,10	2,00	0,27
<i>Proteína</i>	1,00	-	0,60	2,50	0,34

La corriente CPW obtenida será el 50% de la entrada de materia prima inicial, que incluye cáscaras, pulpa y semillas. La cáscara está constituida principalmente por azúcares solubles con un 16,9 % en peso, 3,75% almidones, fibra (9.21% celulosa, 10.5% hemicelulosa, 0,84% lignina y 42,5% pectinas), 3,5% cenizas, 1,95% grasas y 6,5% proteínas. El contenido total de azúcar varía entre un 29-44%, siendo los carbohidratos solubles e insolubles los más abundantes y económicamente interesantes. Los polisacáridos solubles que más abundan son la glucosa, fructosa y sacarosa, aunque también se puede encontrar xilosa en menores cantidades; mientras que insolubles se componen de pectina, celulosa y hemicelulosa [23]. Sin embargo, el componente mayoritario en peso será el agua, de un 70% seguido de fibras que componen los residuos.

### 4.3. Balance planta de aceites esenciales

Tras el proceso de obtención de zumo se prosigue con la extracción de aceites esenciales. En la Ilustración 24 se ve un esquema simplificado de la planta, descrita en detalle y explicada en el apartado 3.2.

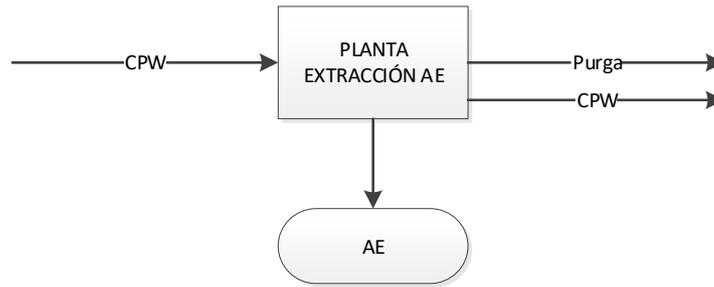


Ilustración 24: Esquema planta de extracción de Aceites esenciales.

Con una entrada de unas 20 toneladas la hora de residuos, se pretata con una molienda y se hace pasar por el proceso de destilación con arrastre de vapor, que tendrá un rendimiento global del proceso del 54% de aceites extraídos con respecto a los totales. Los aceites se arrastran con la corriente de vapor de agua hacia arriba, donde tras una condensación y decantación se separan para extraer el aceite, obteniendo 164,4 kg/h de éste que se podrá comercializar. El agua se recircula en un 90%, y el 10% restante será la corriente llamada purga de la ilustración siguiente, unos 5,67 m<sup>3</sup>/h, que irán a tratamiento con el agua residual correspondiente, con tan solo un 0,02% en peso de aceite.

Estos resultados numéricos se obtuvieron gracias al estudio base de extracción de aceites esenciales [17] y el balance másico global y de agua siguientes:

$$m_{CPW} + m_{agua} = m_{CPW2} + m_{AE} + m_{purga} \quad (\text{Ecuación 1})$$

$$x_{CPW} \cdot m_{CPW} + x_{agua} \cdot m_{agua} = x_{CPW2} \cdot m_{CPW2} + x_{AE} \cdot m_{AE} + x_{purga} \cdot m_{purga} \quad (\text{Ecuación 2})$$

Donde:

- $m_i$ ; caudales másicos de las corrientes  $i$ , en kg/h
- $x_i$ ; composición de agua de las corrientes  $i$ , en peso

Serán necesarios unos 3,83 m<sup>3</sup>/h de agua para generar vapor. Los resultados quedan reflejados en la siguiente tabla.

Tabla 7: Balance global del proceso de extracción de Aceites Esenciales (AE).

<b>CORRIENTE</b>	<b>CPW</b>	<b>Agua residual</b>	<b>Reciclo</b>	<b>Purga</b>	<b>Residuo</b>	<b>AE</b>
<i>T (°C)</i>	25	25	89	89	42	25
<i>P (bar)</i>	1,00	1,00	0,80	0,80	0,92	0,80
<i>m (kg/h)</i>	20000	3834	61297	6811	16858	164
<b>COMPONENTES (% en peso)</b>						
<i>AE</i>	1,57	0,97	1,36	1,36	0,75	98,00
<i>agua</i>	70,00	95,97	98,64	98,64	65,00	2,00
<i>grasa</i>	2,00	0,27	0,00	0,00	1,15E-03	0,00
<i>proteína</i>	2,50	0,33	0,00	0,00	1,46E-03	0,00
<i>carbohidrato</i>	25,50	3,42	0,00	0,00	34,25	0,00

Tras los anteriores procesos de extracción de zumo y aceites, se obtiene una cantidad de residuos del fondo del destilador de 16,86 t/h a una temperatura de 42°C donde aproximadamente el 65% es agua, y el resto será en su

mayoría fibra, además de pectina, ceniza y ácido cítrico entre otros.

#### 4.4. Balance del biogás

Como se explicó en la descripción, se toma la decisión de mezclar la corriente “residuo” con la “purga” y el agua residual que no se utilizó para la extracción de aceites esenciales (véase Ilustración 25).

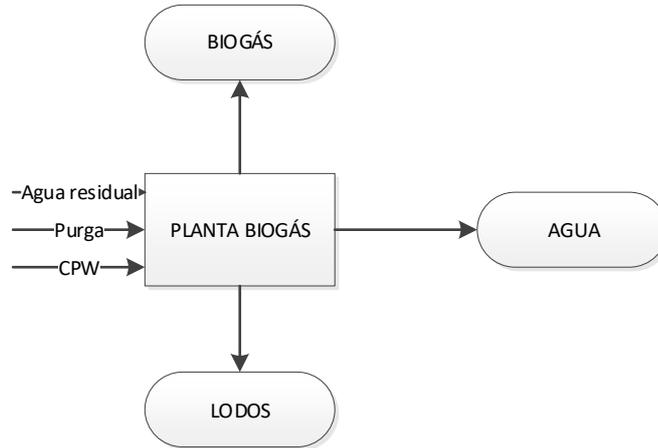


Ilustración 25: Esquema planta generación de biogás.

Gracias a los correspondientes balances de materia y energía (ecuaciones 3 y 4), se obtiene una corriente de entrada al proceso de unos 9,65 kg/s, una humedad del 81% p/p y 46°C, por tanto, se realiza el tratamiento como corriente de agua residual. La corriente ya mezclada en el tanque agitador continúa hacia la bomba sin cambio en la materia ni energía, tan solo afecta la velocidad de la corriente.

$$\sum_{n=1}^3 \dot{m}_n = \dot{m}_4 \quad (\text{Ecuación 3})$$

$$\sum_{n=1}^3 \dot{m}_n \cdot C_{pn} \cdot \Delta T_n = \dot{m}_4 \cdot C_{p4} \cdot \Delta T_4 \quad (\text{Ecuación 4})$$

Donde:

- $\dot{m}_i$ ; caudal másico de la corriente i
- $C_{pi}$ ; calor específico, en kJ/(kg·K)
- $\Delta T_i$ ; incremento de temperatura con respecto a la temperatura de referencia ( $T_{ref}=25^\circ\text{C}$ )

A continuación, se hace balance en el intercambiador E-101 (véase Diagrama de Flujo del Proceso) con la Ecuación 5. Se calcula el calor necesario para enfriar la corriente de 46 a 35°C con una corriente de agua de proceso, rw, que tendrá condiciones similares al agua de río, entrando a 25°C y con salida a 30°C o menos.

$$Q = \dot{m} \cdot C_p \cdot (T_{out} - T_{in}) \quad (\text{Ecuación 5})$$

Donde:

- Q; calor medido en kW
- $T_i$ ; temperatura, donde “out” será salida e “in” entrada al proceso.

Se realiza el balance para las dos corrientes entrantes y se iguala el calor para obtener el caudal másico que se deberá introducir en el intercambiador para lograr dicho cambio en las temperaturas de las corrientes salientes.

Una vez listo para la entrada al reactor, se procede al cálculo en él, realizando tres balances distintos: de fangos, de líquido y de gas. El balance de fangos que salen del reactor viene determinado por las siguientes ecuaciones:

$$q_{v12} = \frac{\text{Producción lodo}}{Y \left( \frac{C_s}{100} \right)} \quad (\text{Ecuación 6})$$

$$\text{Producción lodo} = coef \cdot DQO \cdot \rho \cdot q_{v9} \quad (\text{Ecuación 7})$$

Donde:

- $q_v$ ; caudal volumétrico, en m<sup>3</sup>/h, siendo 12 y 9 las corrientes de salida y entrada respectivamente
- *producción lodo*; en kg SST/día.
- $Y$ ; densidad del lodo, con valor 1030 kg/m<sup>3</sup>.
- $C_s$ ; densidad de la carga orgánica, con valor 20 kg/(m<sup>3</sup>día).
- *coef*; será un coeficiente de rendimiento que relaciona la cantidad de SST frente a la de DQO, que tendrá valores entre 0,1-0,2, y se supone igual a 0,15 kg SST/kg DQO
- DQO; carga orgánica del efluente en forma de demanda química de oxígeno, con valor de 10000 mg/l
- $\rho$ ; densidad de la corriente de entrada, en kg/m<sup>3</sup>.

Los valores supuestos se toman en base a datos de corrientes similares reportados en libros, estudios y proyectos como el de Grohmann y Zhou [26], Torrado [27] y Nguyen [28].

Así mismo se realiza para el agua, donde se supone el agua de entrada al reactor saliente al 99% como la corriente líquida número 19 (véase Diagrama del Proceso). El 1% restante circulará como vapor de agua junto al biogás.

El balance de gases se consigue suponiendo un rendimiento de extracción de metano del 80%, considerando un rendimiento de 0,39 l CH<sub>4</sub>/g DQO.

$$V = CH_4 \cdot DQO \cdot q_{v9} \cdot \eta \quad (\text{Ecuación 8})$$

Para el cálculo del volumen, como las condiciones a las que se encuentra son a 35°C y 1 atm, se recurre a la ley universal de los gases ideales:

$$PV = nRT \quad (\text{Ecuación 9})$$

Donde:

- $P$ ; presión atmosférica
- $V$ ; volumen, en litros
- $n$ ; número de moles
- $R$ ; constante de los gases, con valor 0,082 atm·l/(mol·K)
- $T$ ; temperatura, en K.

Gracias a estos balances realizados, se obtienen las tres corrientes resultado, siendo la corriente de lodos de 0,07 kg/s; la corriente de agua 8,09 kg/s y la de biogás 0,04 kg/s, con números 12, 19 y 24 respectivamente, reportadas en la Tabla 6 del balance y el Diagrama de Flujo del Proceso.

Las líneas de fango y agua no contemplan ningún tipo de balance necesario, puesto que las condiciones de operación se mantienen similares a las de salida.

En la línea de biogás se realizará un balance en la turbina de gas, para así saber la cantidad necesaria de aire a suministrar. A partir del poder calorífico inferior (PCI) del biogás y su caudal volumétrico se obtiene el calor necesario y con él, el caudal másico.

$$Q = \frac{PCI}{q_v} \quad (\text{Ecuación 10})$$

Contando con un PCI del biogás de 22400 kJ/m<sup>3</sup> [24], se sustituye el calor obtenido de 1008,71 kW en el balance energético de la Ecuación 5 donde, con un calor específico de 1,01 kJ/(kgK) para 35 °C, se obtiene un caudal de aire necesario de 3,93 kg/h.

Todos los resultados de los balances descritos se hayan en la siguiente sucesión de tablas (números 5, 6, 7), reportando los resultados de todo el proceso, desde la corriente 1 a la 30.





Tabla 10: Balance de materia y energía corrientes 21-30.

<b>CORRIENTE</b>	<b>21</b>	<b>22</b>	<b>23</b>	<b>24</b>	<b>25</b>	<b>26</b>	<b>27</b>	<b>28</b>	<b>29</b>	<b>30</b>
<i>T (°C)</i>	35.00	35.00	35.00	35.00	35.00	35.00	0	0	25.00	280.00
<i>P (bar)</i>	1	1	1	1	1	1	0	0	1	3
<i>Q (m3/h)</i>	32.81	32.81	32.81	179.96	179.96	179.96	0	0	3.38	3.38
<i>m (kg/h)</i>	32818.89	32818.89	32818.89	174.79	174.79	174.79	0	0	4.36	4.36
<i>m (kg/s)</i>	9.12	9.12	9.12	0.05	0.05	0.05	0	0	1.21E-03	1.21E-03
<i>Fraccion molar (% v/v)</i>										
<i>CH4</i>	0	0	0	0.67	0.67	0.67	0	0	0	0
<i>CO2</i>	0	0	0	0.31	0.31	0.31	0	0	0	0
<i>H2O</i>	0.99	0.99	0.99	0.01	0.01	0.01	0	0	0	0
<i>O2</i>	3.37E-06	3.37E-06	3.37E-06	0	0	0	0	0	0.21	0.21
<i>N2</i>	3.53E-05	3.53E-05	3.53E-05	3.53E-05	5E-03	5E-03	0	0	0.79	0.79
<i>H2S</i>	0	0	0	7E-03	7E-03	7E-03	0	0	0	0
<i>Limoneno</i>	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
<i>grasa</i>	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
<i>proteina</i>	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
<i>carbohidrato</i>	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
<i>total</i>	1	1	1	1	1	1	0	0	1	1

# 5 DISEÑO DE EQUIPOS

A continuación, se comienza el diseño de los equipos del proceso. Las hojas de especificaciones correspondientes están adjuntas en el apartado de Anexo.

## 5.1. Tanque agitado (TK-101)

En las corrientes no existen partículas de granulometría mayor a 1 mm, las mayores fueron molidas en el proceso anterior de extracción de aceites, así afectará lo menos posible al pretratamiento. Las tres corrientes entrarán al primer equipo, tanque agitado, el cual tendrá como función mantener los sólidos en suspensión y una concentración constante en todo el volumen. Éste opera de forma continua, es decir, los flujos de entrada y salida son constantes. No se produce ninguna reacción química, ya que se trabaja con agua y restos sólidos que presentan solubilidad en ella.

El volumen teórico se calcula en función del caudal masico y un tiempo de residencia de 8 horas en base al reactor UASB.

$$V_t = \frac{Q_m \cdot t_r}{\rho} \quad (\text{Ecuación 11})$$

A modo de seguridad, atendiendo criterios conservadores, se diseña con un 20% superior al volumen teórico.

$$V = V_t \cdot (1 + 0,2) \quad (\text{Ecuación 12})$$

Una vez obtenido el volumen real del tanque, hará falta conocer nuevamente el diámetro y altura para completar su dimensionamiento, que se realiza con las ecuaciones 13 y 14. Los resultados serán 333,51 m<sup>3</sup> de volumen, 6,56 y 9,85 metros de diámetro y altura.

$$V = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot H \quad (\text{Ecuación 13})$$

$$\frac{H}{D} = 1,5 \quad (\text{Ecuación 14})$$

Se procede con el diseño del agitador empleado para el mantenimiento de los sólidos en suspensión. Será de agitación mecánica de tipo hélice. Las hélices de gran tamaño giran de 400 a 800 rpm [25], por tanto, se trabaja a una velocidad media de 600 rpm. Las hélices escogidas son de tipo marino de tres palas. Existe un gran número de variables para tener en cuenta: el diámetro del tanque ( $D_t$ ), altura del fluido ( $H$ ), diámetro de las palas ( $D_a$ ), largo y ancho de la paleta ( $g$  y  $W$  respectivamente), ancho y cantidad de placas deflectoras ( $J$ ) y distancia desde el fondo del tanque hasta el impulsor ( $E$ ). Las semejanzas geométricas estandarizadas para el agitador escogido están reportadas en la siguiente tabla, junto con los resultados obtenidos.

Tabla 11: Semejanzas geométricas impulsor tipo hélice [26].

Da/Dt	E/Dt	L	J/Dt	f/J
0,33	0,33	<= 25°	0,10	0,02

Tabla 12: Resultados de los parámetros, en metros.

<b>Da</b>	3,280
<b>E</b>	3,280
<b>J</b>	0,985
<b>f</b>	0,019

Se calcula la potencia de consumo del agitador por volumen útil del tanque de almacenamiento, que será de 0,0078 kW/m<sup>3</sup> útil [25], donde el volumen útil será el volumen real de mezcla.

$$P_{\text{útil}} = P \cdot V_{\text{útil}} \quad (\text{Ecuación 15})$$

El resultado será de 2.167 kW.

## 5.2. Bomba (P-101)

Para la impulsión de la corriente al reactor se usa una bomba de tipo centrífuga apropiada para depósitos por ser el tipo más común de máquina de bombeo en una planta. Esto se debe a su sencilla construcción y bajo mantenimiento del equipo, poca inversión inicial, gran seguridad de marcha y servicio y una elevada relación capacidad-tamaño de la bomba y pueden manejar líquidos con alto contenido de sólidos en suspensión. El fluido recibe energía del impulsor, que a su vez se transmite al mismo por un par de fuerzas del eje motor, accionado por un motor de velocidad constante del orden de 1750-3450 r/min.

Para su diseño, se utiliza la ecuación de Bernoulli para un fluido por una conducción en una tubería:

$$\frac{P_A}{\rho} + g \cdot Z_A + \frac{1}{2} \cdot \alpha \cdot U_A^2 + \Delta H_{\text{bomba}} = \frac{P_B}{\rho} + g \cdot Z_B + \frac{1}{2} \cdot \alpha \cdot U_B^2 + hf_{AB} \quad (\text{Ecuación 16})$$

Donde:

- Subíndices A, B; entrada y salida, o bien succión e impulsión.
- $\frac{P_i}{\rho}$ ; variación de energía mecánica
- $g \cdot Z_i$ ; variación de energía potencial
- $\frac{1}{2} \cdot \alpha \cdot U_i^2$ ; variación de energía cinética
- $\Delta H_{\text{bomba}}$ ; altura total de la bomba
- $hf_{ab}$ ; pérdidas de energía mecánica por fricción y por accesorios

Las propiedades del agua a partir de las tablas del agua (Anexo I) y los demás componentes de la corriente se aproximan a las de agua a temperatura ambiente, 1000 kg/m<sup>3</sup> de densidad, 0,001 kg/(m·s) de viscosidad y una presión de vapor de 0,1 bar.

Antes de obtener la altura total de la bomba, se debe calcular el área y diámetro de tubería con la siguiente ecuación:

$$Q_v = v \cdot A \quad (\text{Ecuación 17})$$

Donde:

- $Q_v$ , caudal nominal de agua ( $\text{m}^3/\text{s}$ )
- $v$ , velocidad de circulación de fluido ( $\text{m/s}$ )
- $A$ , área de la tubería ( $\text{m}^2$ )

La velocidad del fluido se estima en un valor de 1,5 m/s, siendo el máximo de circulación para fluidos no viscosos, y así conseguir un diámetro mínimo de tubería que cumpla las especificaciones previstas. El diámetro tendrá un valor de 9,05 cm.

A partir del diámetro interior de la tubería, se saca el diámetro nominal de las tablas de dimensiones de tuberías de acero normalizadas (Anexo II), que resulta en un diámetro nominal de 4 pulgadas, diámetro interior de 9.718 cm, sch 80.

Los puntos A y B se encuentran a presión atmosférica. La sección será la misma en ambos, por lo que se desprecia la energía cinética. La cota del punto de succión corresponde con la altura de fluido, 6,17 m, mientras que la cota de impulsión es la de la entrada al reactor 1 m. Por tanto, la ecuación de Bernoulli queda simplificada en la siguiente expresión:

$$\Delta H_{bomba} = hf_{AB} + g \cdot (Z_B - Z_A) \quad (\text{Ecuación 18})$$

Se procede con el cálculo de pérdidas de energía mecánica por fricción y accesorios.

$$hf_{AB} = 4f \cdot \frac{L + L_{eq}}{D} \cdot \frac{u^2}{2} + \sum K_j \cdot \frac{u^2}{2} \quad (\text{Ecuación 19})$$

Donde:

- $4f \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{u^2}{2}$ ; pérdidas por fricción debido a longitudes de contacto
- $4f \cdot \frac{L_{eq}}{D} \cdot \frac{u^2}{2}$ ; pérdidas por fricción debido a longitudes equivalentes
- $\sum K_j \cdot \frac{u^2}{2}$ ; pérdidas en accesorios debido a resistencias

Para obtener el factor de fricción  $4f$  se debe calcular previamente el número de Reynolds y la rugosidad relativa como valores de entrada de la gráfica correspondiente.

Para calcular el Reynolds, se usarán las propiedades del agua, la velocidad media en la sección con la ecuación 17 para hacer el cálculo de la velocidad teniendo en cuenta el diámetro nominal y el diámetro interior de la tubería.

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot D_{int}}{\mu} \quad (\text{Ecuación 20})$$

$$v = \frac{Q}{A} \quad (\text{Ecuación 21})$$

Los resultados correspondientes serán 1,30 m/s y un Reynolds de  $1,42 \cdot 10^4$ .

A continuación, se hace el cálculo de la rugosidad relativa,  $\epsilon/D$ , haciendo uso de las tablas de rugosidad relativa frente a diámetro del tubo (Anexo II), para tubería de acero comercial. Se obtiene una rugosidad relativa de  $4,5 \cdot 10^{-4}$  y, por tanto, un factor de fricción  $4f$  de 0,03.

Las pérdidas por energía mecánica debido a los accesorios se determinan por medio de las tablas de longitud

equivalente y coeficientes de resistencia en función del diámetro interno del tubo. Las tuberías suelen tener una longitud moderada entre 6 y 12 m (según McCabe Thiele, capítulo 8 de transporte y medición de fluidos), por tanto, se escoge una longitud intermedia de 9 m. Además, la zona A estará a la misma altura del volumen efectivo del tanque de almacenamiento, a 6 metros aproximadamente, y la B a 1 m, correspondiente con la altura de entrada al reactor UASB.

Zona A:

- Embocadura ordinaria: 1,83 m
- Codo 90°:  $6,096 \cdot 2 = 12,19$  m
- Válvula de atajadera abierta: 0,61 m

Zona B:

- Válvula de retención abierta: 7,62 m
- Salida de agua gradual:  $k=0,75$
- Válvula de regulación asiento: 30,48 m

La potencia de consumo se determina a partir de la siguiente ecuación:

$$P = \frac{Q_v \cdot \rho \cdot g \cdot \Delta H_{bomba}}{\eta_b} \quad (\text{Ecuación 22})$$

Donde:

- $Q_v$ , caudal de entrada a la bomba ( $\text{m}^3/\text{s}$ )
- $\rho$ , densidad del fluido ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )
- $g$ , gravedad ( $\text{m}/\text{s}^2$ )
- $\Delta H_{bomba}$ , altura de la bomba (m)
- $\eta_b$ , rendimiento de la bomba (%); se toma un 50%.

Quedará por tanto los siguientes valores:

Tabla 13: Resultados bomba P-101

<b>hf<sub>AB</sub> (m<sup>2</sup>/s<sup>2</sup>)</b>	16,13
<b><math>\Delta H_{bomba}</math> (m)</b>	4,82
<b>P (kW)</b>	0,93

### 5.3. Intercambiador (E-101)

A continuación, se le aplica un tratamiento térmico previo para acondicionar la corriente de entrada al reactor a una temperatura de 35°C. En plantas de biogás se suele colocar el intercambiador en el interior del digester, pero conlleva mayores costes de mantenimiento y la posible parada del digester, por lo que no se recomienda su uso, así que se coloca en el exterior del digester, previo a su entrada.

Se elige un intercambiador de carcasa y tubo, ya que son resistentes a la corrosión, dan grandes potencias y son los más utilizados en la industria química por ser robustos y de fácil mantenimiento. Se diseña con una carcasa de un paso, tipo E, y dos pasos por tubo.

Se coge agua de proceso con características similares al agua de río rw, es decir, una temperatura media de 25 °C. Circula por el exterior de los tubos, y se utiliza el método  $\epsilon$ -NTU para el dimensionamiento del intercambiador con los siguientes datos de partida recogidos del balance de materia y energía del apartado 5.2.

Tabla 14: Datos de partida

Temperatura entrada fluido frío	$T_{Ef} (^{\circ}C)$	25,0
Temperatura salida fluido frío	$T_{Sf} (^{\circ}C)$	30,0
Temperatura entrada fluido caliente	$T_{Ec} (^{\circ}C)$	44,2
Temperatura salida fluido caliente	$T_{Sc} (^{\circ}C)$	35,0
Caudal fluido frío (agua)	$\dot{m}_f \left(\frac{kg}{s}\right)$	16,83
Caudal fluido caliente (agua residual)	$\dot{m}_c \left(\frac{kg}{s}\right)$	9,65
Calor intercambiado	Q (kW)	354,53

El cálculo del área se realiza mediante la ecuación:

$$NTU = \frac{A \cdot U}{C_{min}} \quad (\text{Ecuación 23})$$

Siendo:

- NTU, número de unidades de transferencia
- A, área del intercambiador ( $m^2$ )
- U, coeficiente global de transferencia ( $W/m^2 \cdot K$ )
- $C_{min}$ , capacidad calorífica mínima ( $kJ/s \cdot K$ )

Se necesita los valores de  $C_{min}$ , U y NTU para continuar.

$C_{min}$

Es el valor mínimo entre los valores del poder calorífico del fluido caliente y el fluido frío.

$$C_{min} = \min(\dot{m}_f \cdot Cp_f, \dot{m}_c \cdot Cp_c) \quad (\text{Ecuación 24})$$

Donde:

- $\dot{m}_i$ ; caudal másico, en kg/s
- $Cp_i$ ; capacidad calorífica, en kJ/kg/s
- $i$ : tipología de fluido, caliente (c) o frío (f)

Tabla 15: Resultados de los poderes caloríficos.

$C_f \left( \frac{kW}{K} \right)$	70,91
$C_c \left( \frac{kW}{K} \right)$	38,42

Tras realizar los cálculos, el poder calorífico mínimo corresponde al del fluido caliente, con un valor de 38,42 kW/K.

### NTU

Se trata del número de unidades de transferencia. Es preciso utilizar unos gráficos que relacionan la efectividad con el NTU y la R. Se debe calcular previamente la R y la efectividad con las ecuaciones siguientes:

$$Q = \varepsilon \cdot C_{min} \cdot \Delta T_{m\acute{a}x} \quad (\text{Ecuación 25})$$

$$R = \frac{C_{min}}{C_{m\acute{a}x}} \quad (\text{Ecuación 26})$$

$$\varepsilon = \frac{\Delta T}{\Delta T_{m\acute{a}x}} \quad (\text{Ecuación 27})$$

Donde:

- Q; calor aportado o absorbido, en kW.
- $\varepsilon$ ; efectividad.
- $\Delta T_{m\acute{a}x}$ ; el máximo incremento de temperaturas, en este caso la diferencia entre la temperatura de entrada del fluido caliente y la temperatura de salida del fluido frío.
- $\Delta T$ ; incremento real de temperaturas.
- R; relación de capacidades.
- $C_{min}$  y  $C_{m\acute{a}x}$ ; los valores de capacidad calorífica del fluido caliente y frío, respectivamente.

Gracias a estos datos, se obtiene el valor de NTU con la gráfica correspondiente (Anexo III).

Tabla 16: Resultado número de unidades de transferencia

<b>Parámetro</b>	<b><math>\varepsilon</math></b>	<b>R</b>	<b>NTU</b>
<i>Valor</i>	0,48	0,54	0,82

### U

Es el coeficiente global de transferencia. Se calcula con la siguiente expresión:

$$A_{ext} \cdot U = \frac{1}{\frac{1}{h_{int} \cdot A_{int}} + \frac{1}{h_{ext} \cdot A_{ext}} + \frac{F_{Sint}}{A_{int}} + \frac{F_{Sext}}{A_{ext}}} \quad (\text{Ecuación 28})$$

Siendo:

- $A_{ext}$ ; área externa del tubo, en m<sup>2</sup>.
- $A_{int}$ ; área interna del tubo, en m<sup>2</sup>.
- $h_{ext}$ ; coeficiente de transferencia de calor convectivo interno, en W/m<sup>2</sup>/K.
- $h_{int}$ ; coeficiente de transferencia de calor convectivo externo, en W/m<sup>2</sup>/K.
- $F_{Sext}$ ; factor de ensuciamiento externo, del agua de proceso (Anexo III).
- $F_{Sint}$ ; factor de ensuciamiento, de la corriente residual (Anexo III)

Se comienza el cálculo de los coeficientes de transferencia. El tipo de convección será forzada, flujo interno, tubo cilíndrico. Se utilizarán las correlaciones correspondientes a las tablas y ábacos de transferencia de calor, la número 6.6 en concreto. Se elige la correlación adecuada según los valores de Reynolds, Prandtl, diámetro y temperatura media de masa.

La temperatura media de masa del fluido interno es la media de temperaturas entre la entrada y la salida, y con ella se obtienen las propiedades del fluido de las tablas. Se aproximan las propiedades de la corriente a agua a 40°C. Se determina el Reynolds con la Ecuación 20, con los siguientes datos:

- $v$ , velocidad del agua en los tubos, de 1,5 m/s, al ser la velocidad de un líquido en ese rango.
- $D_{int}$ , diámetro interno de la tubería igual a 6 cm
- $\mu_{agua}$ , viscosidad del agua a 15°C, con unidades de kg/m/s.
- $\rho_{agua}$ , densidad del agua, en kg/m<sup>3</sup>.

Además, se calcula el número de tubos a partir del caudal de agua.

$$\dot{m}_{total} = \dot{m}_{tubo} \cdot \frac{N_t}{n^{\circ} \text{ pasos por tubo}} \quad (\text{Ecuación 29})$$

Tabla 17: Propiedades del fluido y resultados previos al  $h_{int}$ .

$Re$	1,36E+05
$\mu$ (kg/m/s)	6,53E-04
$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	992,4
$N_t$	2,55
$\dot{m}_{tubo}$ (kg/s)	8,41
$k$ (W/m/K)	0,63
$Pr$	4,32

Como se obtiene un  $Re$  mayor a 10000 y  $Pr$  en valores entre 0,6-160, se utiliza la correlación 27 obteniendo el valor de Nusselt, con el que se podrá hallar el valor de  $h_{int}$  a partir de su definición (Ecuación 31).

$$Nu_D = 0,023 \cdot Re_D^{4/5} \cdot Pr^n \quad (\text{Ecuación 30})$$

$$Nu = \frac{h \cdot L}{k} \quad (\text{Ecuación 31})$$

Donde el valor que falta es  $n$ , igual a 0,4 ya que el valor de la temperatura en la superficie de los tubos será

superior a la temperatura media de masa.

Los cálculos para  $h_{ext}$  seguirán los mismos pasos, comenzando con la búsqueda de las propiedades del fluido, que en este caso será agua a 30°C (temperatura media de masa) y la correlación usada será la número 16:

$$Nu = 1,13 \cdot C_1 \cdot C_2 \cdot Re_{D,max}^m \cdot Pr^{1/3} \quad (\text{Ecuación 32})$$

Considerando una configuración cruzada triangular, diez filas de tubos y la separación entre los tubos, se obtiene los coeficientes  $C_1$ ,  $C_2$  y  $m$ .

Finalmente, tras la obtención de todos los parámetros intermedios, se obtienen los siguientes resultados:

Tabla 18: Resultados diseño intercambiador E-101.

$h_{int}(W/m^2K)$	5576,56
$h_{ext}(W/m^2K)$	3543,34
$U (W/m^2K)$	533,47
$A (m^2)$	59,06

El área se sobredimensiona en un 20%, por lo que resulta en un área de 70,87 m<sup>2</sup>. Es un valor correcto ya que los intercambiadores de carcasa y tubo pueden tener superficies desde 10 a 2300 m<sup>2</sup>, y el valor de U también, puesto que para intercambios liquido-liquido tendrá un valor comprendido entre 300-1700 W/m<sup>2</sup>/K. Se construira de acero al carbono, ya que será el material que soporta mejor cualquier intercambio de calor y actúa bien ante fluidos ligeramente corrosivos, y su longitud será de 5 m.

#### 5.4. Reactor UASB (R-101)

Es el equipo principal del proceso. Se debe tener en cuenta la composición del agua residual. Cuanto más se incremente la fracción de sólidos en el agua, la habilidad de formar lodos densos disminuye, por lo que la fracción de las partículas contra DQO soluble es necesario para su diseño.

Para el volumen del reactor y sus dimensiones, deben considerarse la carga orgánica, velocidad superficial y el volumen efectivo de tratamiento. El volumen efectivo de tratamiento es el volumen ocupado por el manto de lodo y de biomasa activa. El volumen adicional entre el volumen efectivo y la unidad de recolección de gas será donde se produce una separación adicional de sólidos y la biomasa se diluye.

Las cargas orgánicas volumétricas recomendadas en función de la fuerza de aguas residuales, fracción de partículas de DQO en las mismas y las concentraciones de SST en el afluente, se reportan en la siguiente tabla, donde para aguas residuales más débiles, la velocidad permitida y la altura del reactor determinará el volumen del reactor UASB y para aguas residuales más fuertes la velocidad será determinada por la carga volumétrica de DQO.

Tabla 19: Cargas volumétricas recomendadas para reactores UASB a 30°C para alcanzar remoniciones del 85 al 95% (Metcalf &amp; Eddy. 2003) [27].

DQO mg/l agua residual	Fración de DQO particulada	Carga (lodo floculento)	Volumétrica (lodo granular alta remoción de SST)	Kg DQO /m <sup>3</sup> ·día (lodo granular poca remoción de SST)
1000-2000	0,1-0,3	2-4	2-4	8-12
	0,3-0,6	2-4	2-4	8-12
	0,6-1,0	na	na	na
2000-6000	0,1-0,3	3-5	3-5	12-18
	0,3-0,6	4-8	2-6	18-24
	0,6-1,0	4-8	2-6	Na
6000-9000	0,1-0,3	4-6	4-6	15-20
	0,3-0,6	5-7	3-7	15-24
	0,6-1,0	6-8	3-8	Na
9000-18000	0,1-0,3	5-8	4-6	15-24
	0,3-0,6	na	3-7	na
	0,6-1,0	na	3-7	na

El diseño consta de dos partes, divididas en el tanque del reactor y la campana de separación gas-líquido.

Para el reactor se necesita calcular la DQO (Demanda Química de Oxígeno) que entra en el reactor, calculada a partir del dato de la DBO<sub>5</sub>. Al tener datos de las corrientes por separado, como la DQO de las corrientes de agua residual, purga y residuos cítricos, se supone una corriente de bastante demanda química de oxígeno, unos 10000 mg/l agua residual. La carga orgánica se calcula con la siguiente expresión:

$$CO = \frac{DQO \cdot Q_v}{V} \quad (\text{Ecuación 33})$$

Donde

- DQO, demanda química de oxígeno a la entrada del reactor, kg/m<sup>3</sup>
- Q<sub>v</sub>, flujo de entrada al digestor, en m<sup>3</sup>/día
- V, volumen del digestor, m<sup>3</sup>

Según las recomendaciones, se debe elegir una carga orgánica de entre 15-24 kg DQO/m<sup>3</sup>día, por tanto, se escoge el valor de 20 y se obtiene un volumen del digestor de 418 m<sup>3</sup> (calculado con la Ecuación 33). A partir de este valor y la siguiente ecuación se obtiene un tiempo de residencia hidráulico de 0.5 días.

$$V = Q_v \cdot t_r \quad (\text{Ecuación 34})$$

A continuación, se calcula la superficie del digestor a partir de la velocidad ascensional del digestor, tomando un valor medio de 0,75 m/h, obteniéndose una superficie de 46,42 m<sup>2</sup>, con un diámetro de 7,68 m y altura de 9 metros.

Para el diseño de la campana de separación gas-líquido se sigue el esquema de la Ilustración 26. Los objetivos que se pretenden lograr con la implementación de la campana es una separación y descarga adecuada del biogás,

permitir el deslizamiento del lodo dentro del compartimento de digestión, servir como una barrera a expansiones excesivamente rápidas del manto de lodos y prevención de la salida de lodo granular flotante y floculento.

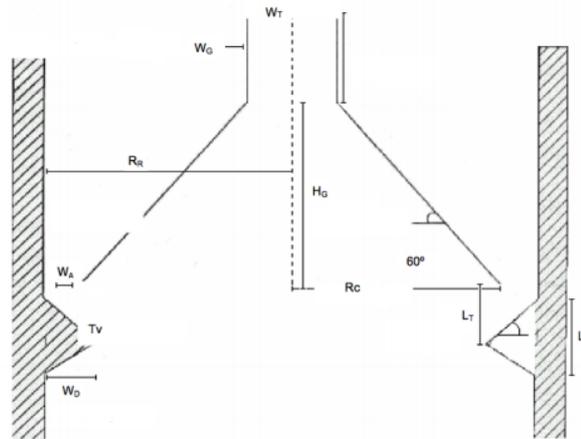


Ilustración 26: Esquema separador gas-líquido en un reactor UASB [27].

Los parámetros recomendados para la construcción de la campana son la velocidad de flujo ascendente en la abertura, el ángulo de los lados de la campana y el traslado vertical para indicar la estructura convencional más adecuada.

La carga hidráulica,  $C_H$ , y la velocidad de flujo en la campana,  $V_C$ , serán necesarios para el comienzo de su diseño, ambos con unidades de m/h.

$$C_H = \frac{Q}{A_R} \quad (\text{Ecuación 35})$$

$$V_C = 4 \cdot C_H \quad (\text{Ecuación 36})$$

El área de abertura  $A_R$  en  $m^2$  reacionado con el gasto y la velocidad de flujo en la campana, se obtiene a partir de la ecuación siguiente:

$$A_{abertura} = \frac{Q}{V_C} \quad (\text{Ecuación 37})$$

Por otro lado, el área de la sección transversal de la campana y con ello el radio de la campana se calculan mediante la siguiente serie de ecuaciones:

$$A_{campana} = A_R - A_{abertura} \quad (\text{Ecuación 38})$$

$$A_{campana} = \pi \cdot R_{campana}^2 \quad (\text{Ecuación 39})$$

$$R_{campana} = \sqrt{\frac{A_{campana}}{\pi}} \quad (\text{Ecuación 40})$$

A continuación, se calcula el ancho de la abertura, en metros, relacionado con los radios del reactor y los de la campana obteniéndose a partir de la siguiente expresión:

$$W_{abertura} = R_R - R_{campana} \quad (\text{Ecuación 41})$$

El ancho mínimo interno de la campana,  $H_T$ , y la altura tope sobre la superficie del líquido se asumen en 2 cm. El ángulo de inclinación de la campana recomendado es de  $60^\circ$ , debido a que se ajusta de forma más adecuada a las condiciones de diseño tanto de la campana como del tubo del reactor.

Para calcular la altura de la campana  $H_G$  se requieren la longitud entre el extremo del radio mayor de la campana y el extremo de la abertura de la campana. Se manifiesta en las siguientes fórmulas:

$$W_G = R_{campana} - \frac{1}{2}W_{abertura} \quad (\text{Ecuación 42})$$

$$H_G = W_G \cdot \tan \alpha \quad (\text{Ecuación 43})$$

En cuanto a los deflectores, que se colocan para dirigir los gases producidos hacia la campana y se pueda hacer la separación de los gases del líquido, se calcula el traslapo  $T_V$ , el ancho  $W_D$  y la longitud  $L_D$  en función de un ángulo que se considera de  $45^\circ$  para facilitar la construcción, con las siguientes ecuaciones:

$$T_V = 1.5 \cdot W_{abertura} \quad (\text{Ecuación 44})$$

$$W_D = T_V + W_{abertura} \quad (\text{Ecuación 45})$$

$$L_D = 2 \cdot W_D \cdot \tan 45 \quad (\text{Ecuación 46})$$

Tabla 20: Resultados diseño campana

$C_H$ (m/h)	0,75
$V_C$ (m/h)	3,00
$A_{abertura}$ (m <sup>2</sup> )	11,60
$A_{campana}$ (m <sup>2</sup> )	34,81
$R_{campana}$ (m)	3,32
$W_{abertura}$ (m)	0,51
$W_G$ (m)	3,07
$H_G$ (m)	0,98
$T_V$ (m)	0,77
$W_D$ (m)	1,29
$L_D$ (m)	4,17

## 5.5. Tanque almacenamiento (TK-102)

A continuación, se dimensiona el tanque de almacenamiento de fangos activos. El almacenamiento debe ser provisto para minimizar fluctuaciones en el ratio de producción de lodos y biosólidos y permitir la acumulación de lodos durante periodos donde las instalaciones de procesamiento posteriores no están operativas. El almacenamiento del lodo a corto plazo puede lograrse en tanques de sedimentación de aguas residuales o en tanques de espesamiento, mientras que a largo plazo se debe almacenar en tanques que permitan la estabilización de los fangos con tiempos de detención largos, como digestión aerobia o anaerobia o en tanques separados

especialmente diseñados. En instalaciones pequeñas se suele almacenar a corto plazo, en tanques de sedimentación de aguas residuales, por lo que se realiza el mismo tipo de diseño del tanque de fango al del tanque TK-101, del tratamiento previo.

Según el código LER 02 03 05 para lodos del tratamiento in situ de efluentes de la lista europea de residuos, se especifica un tratamiento previo a 35°C durante un mínimo de 12 días y un posterior tratamiento a 70°C durante 30 minutos para posibles usos posteriores.

La producción de fango se estima a partir de un coeficiente de producción (CEDEX 2017) de 0,15 kg SST/kg DQO eliminado, por tanto, a partir del valor de la DQO, el coeficiente y el caudal de entrada al reactor se podrá obtener la producción de fango y por tanto el caudal que deberá almacenarse. Éste fue calculado en el balance de materia, resultando en unos 260,55 kg/s.

El tiempo de residencia se impone de 8 días. Se obtiene un volumen teórico de 48.57 m<sup>3</sup>, que se sobredimensiona en un 20% por seguridad. Se obtiene el diámetro y la altura del tanque de acuerdo con la relación H/D=1,5 y la ecuación típica del volumen cilíndrico a partir del nuevo volumen.

Tabla 21: Dimensiones de un tanque.

$V(m^3)$	58,28
$D(m)$	3,67
$H(m)$	5,51

## 5.6. Bomba fango (P-102)

Se utiliza una bomba centrífuga, ya que es la más usada en el bombeo de fangos activados. Éstas operan bien a cualquier velocidad solo si el cabezal de bombeo está en un rango relativamente estrecho. Las bombas deben tener suficiente espacio libre para que los sólidos pasen sin atascarse y tener capacidad suficiente para evitar bombear un fango diluido en mucha cantidad de agua residual, por lo que es esencial equiparlas con un control de velocidad o “variable-speed drives” (VSD). Las bombas de tornillo son un tipo muy utilizado cuando existe mucha cantidad de rechazo por sufrir menos problemas atascos en estas aplicaciones.

Se procede el mismo cálculo de la bomba anterior, con una bomba centrífuga de fango para un fluido supuesto con un 90% de agua a 35°C, pero recuperando la densidad supuesta del lodo.

Tabla 22: Propiedades del fluido de entrada

T (°C)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$\mu \cdot 10^6$ (kg/ms)	$P_{vap}$ (mbar)
35,0	1030,0	719,6	23,0

La velocidad del fluido es de 1,5 m/s [Guía Técnica IDAE]. Se obtiene un área de 0,048 m<sup>2</sup> y diámetro de 0,247 m. Por tanto, se escoge un diámetro nominal de ¼ “, 1,372 y 0,925 cm de diámetro exterior e interior respectivamente, con número de catálogo sch 40. Se obtienen los siguientes resultados de las gráficas correspondientes:

- Rugosidad relativa para tubería de acero comercia,  $\epsilon/D=0,00018$
- Velocidad,  $v=1,05$  m/s
- Reynolds,  $Re=1,38 \cdot 10^4$
- $4f=0,03$

Para finalizar el dimensionamiento se necesita conocer los accesorios empleados en la circulación del fluido. La longitud de tubería se estima de igual manera, escogiendo así 9 m. Las zonas A de aspiración, a nivel del suelo, y B de impulsión, a 5 m sobre el nivel del suelo, presentarán los siguientes instrumentos:

Zona A:

- Válvula atajadera abierta: 2 m
- Embocadura ordinaria: 5 m
- Codo 90°: 2\*5 m=10 m

Zona B:

- Válvula de retención abierta: 20 m
- Entrada de agua gradual:  $k=0,75$
- Válvula regulación de asiento: 90 m

Se obtienen unas pérdidas de energía mecánica muy altas, de  $200 \text{ m}^2/\text{s}^2$ . Los resultados serán una potencia de 30,2 W para una altura de bomba de 21,6 metros.

## 5.7. Tanque almacenamiento efluente líquido (TK-103)

El efluente líquido sale del reactor UASB cada 8 horas con una remoción del 20% de DQO, se almacena en un tanque para conseguir un caudal constante a la hora del uso que se le quiera dar, que podría ser tanto riego como uso en el proceso.

El caudal de agua que se obtiene es de  $29,14 \text{ m}^3/\text{h}$ , por lo que, siguiendo el diseño utilizado previamente se obtienen las siguientes dimensiones:

Tabla 23: Dimensiones tanque TK-103

V ( $\text{m}^3$ )	D (m)	H (m)
279,75	6,19	9,29

## 5.8. Bomba (P-103)

Para la bomba de impulsión de fluido líquido a  $35^\circ\text{C}$ , se procede de la misma forma que en las ocasiones anteriores, con las propiedades de las tablas de agua a  $35^\circ\text{C}$ .

A través del caudal de la corriente y la velocidad impuesta de  $1.5 \text{ m/s}$  estimada según la guía técnica IDAE, se obtiene un área de  $0,005 \text{ m}^2$  y un diámetro de  $0,083 \text{ m}$ . El diámetro nominal será de  $3 \frac{1}{2}''$ , con el cual se obtiene la rugosidad relativa y se calcula el Reynolds para obtener el factor de fricción.

- Rugosidad relativa para tubería de acero comercia,  $\epsilon/D=0,0005$
- Velocidad,  $v=0,998 \text{ m/s}$
- Reynolds,  $Re=1,40*10^5$
- Factor de fricción,  $4f=0,01875$

Las pérdidas por energía mecánica debido a accesorios se calculan mediante la gráfica de longitud equivalente.

La longitud de tubería se estima en 9 metros, igual que las bombas P-101 y 102.

Zona A, con cota 4,5 metros, a media altura del reactor UASB.

- Válvula de atajadera abierta: 0,75 m
- Embocadura ordinaria: 1,9 m
- Codo 90°: 2\*2=4 m

Zona B, con cota 9,28 m, altura del tanque de almacenamiento

- Válvula de retención abierta: 7 m
- Entrada de agua gradual: k=0,75
- Válvula regulación de asiento: 40 m

Finalmente, para un caudal de 29,14 m<sup>3</sup>/h, se obtiene unas pérdidas de 7,23 m<sup>2</sup>/s<sup>2</sup>, una altura de bomba de 5,52 metros y una potencia útil 0,88 kW.

## 5.9. Gasómetro (TK-104)

Por la parte superior del reactor UASB se obtiene el biogás. La cantidad de metano generado en condiciones estándar es de 0,39 l CH<sub>4</sub>/g DQO<sub>eliminada</sub> según CEDEX 2017. Las condiciones a las que se encuentra son de 35°C, por lo que se utiliza la ecuación de los gases ideales:

$$PV = nRT \quad (\text{Ecuación 47})$$

Siendo:

- P, presión absoluta, atm
- V, volumen ocupado, en litros
- N, número de moles de gas
- R, constante ideal de los gases (en atm·l/molK)
- T, temperatura del gas, en K

El volumen que se obtiene para un mol de metano es de 25.6 litros. La cantidad de metano generada vendrá calculada por la siguiente expresión:

$$Q_{vCH_4} \left( \frac{l CH_4}{h} \right) = 0,39 \left( \frac{l CH_4}{g DQO} \right) \cdot 10000 \left( \frac{mg DQO}{l} \right) \cdot \frac{1}{1000} \left( \frac{g DQO}{mg DQO} \right) \cdot Q_{vin} \left( \frac{l}{h} \right) \cdot 0,8 \quad (\text{Ecuación 48})$$

Se obtiene un caudal de 108,62 m<sup>3</sup>/h de metano. El biogás contiene un 67% de metano, por lo que el caudal total generado será 162,11 m<sup>3</sup>/h.

La presión del biogás que sale es prácticamente constante. Se ha basado el dimensionamiento del tanque en las normas ASME y UNE 62350. Se elige un tanque cilíndrico vertical de simple pared y de fondo plano, ya que éstos permiten almacenar grandes cantidades volumétricas con un coste bajo, con la limitante que solo se pueden usar a presión atmosférica o presiones internas relativamente pequeñas, pero no hay problemas con las condiciones de P y T. El techo se ha elegido de tipo flotante y metálico en base a que es el más empleado en el almacenamiento de productos inflamables, con una baja presión, de 20 mbar.

Se debe tener un tiempo mínimo de residencia de 6 horas en este tipo de depósitos, por lo que el volumen de gasómetro obtenido será 972,98 m<sup>3</sup>. Se sobredimensiona el gasómetro a modo de seguridad,

obteniéndose un volumen de diseño de 1167,22 m<sup>3</sup>.

## 5.10. Antorcha (TH-101)

El contenido en biogás residual se debe quemar en una antorcha, conocido en el sector petrolífero como flaring, antes de su expulsión a la atmosfera ya que es un gas 21 veces con mayor efecto invernadero que el CO<sub>2</sub>. El límite de emisión del ácido sulfhídrico es 10 mg/Nm<sup>3</sup>, cumpliéndolo ya que sale por la corriente superior del reactor con 1,28 mg/Nm<sup>3</sup>. Al contener la corriente una concentración de azufre, se ha pensado la incineración térmica ya que en la antorcha tendría una corrosión en la boquilla del quemador y puede formar contaminantes secundarios, pero la proporción de ácido sulfhídrico es muy baja por lo que se elige la antorcha. La antorcha tiene ventaja con respecto al incinerador, ya que permite operar con menores caudales de gas, una temperatura de llama menor, y evita las emisiones de monóxido de posibles formaciones de dioxinas. Se usa la antorcha para evitar en el proceso de producción de biogás se forme un excedente de volumen en el gasómetro que genere sobrepresiones y conlleve su explosión.

La salida del gas del gasómetro viene acompañada de una válvula de seguridad, esencial por si la presión supera el límite, la válvula se abre dirigiendo el gas hacia la antorcha. Estos se conducen por los cabezales de antorcha a una antorcha elevada vertical, siguiendo la normativa UNE en ISO 25457:2008 de industrias del petróleo, petroquímicas y del gas natural donde se detalla el uso de las antorchas. Para biogás se fabrican antorchas automáticas y manuales, de llama abierta o cerrada, para pequeñas o grandes corrientes. Se diseñan teniendo en cuenta la posible elevada presencia de siloxanos en los gases de vertedero con los problemas de precipitación de la sílice y obturaciones en los quemadores.

El diseño cumple el Real Decreto 100/2011, por el que se actualiza el catálogo de actividades potencialmente contaminadoras de la atmósfera y se establecen las disposiciones básicas para su aplicación, junto con la norma UNE 15259:2008, de calidad del aire. También se deberá tener en cuenta las relativas a la válvula de seguridad según la normativa ASME de elementos de sobrepresión para recipientes; nivel sonoro siguiendo la ISO 9613 y 14 y riesgo de explosión según ATEX. Los componentes principales serán:

- Bastidor, base y cámara de combustión: La combustión producida es cerrada, a una temperatura de 800°C evitando así la formación de NO<sub>x</sub>, con un tiempo de residencia de 2 segundos [28]. Están fabricadas de acero inoxidable, con una altura de 4 metros y capaces de soportar de
- Sistemas de válvulas: válvula de cierre rápido automática, con sensores de presiones máximas y mínimas y válvula de antiexplosión.
- Control de ignición y llama: control de llama con sensor UV, quemador de encendido automático en base a control de presiones y un apagallamas

Con un caudal de biogás de 162,11 m<sup>3</sup>/h, se sobredimensiona en un 50% por motivos de seguridad, con lo que se calcula el equipo para un caudal de 243,17 m<sup>3</sup>/h y una presión de operación de 20 mbar.

## 5.11. Turbina (C-101)

El biogás obtenido puede utilizarse de muchas maneras como se vio en apartados anteriores, como generar energía eléctrica y térmica de autoconsumo para la planta, células de combustible, vehículos a gas o redes de gas.

Una solución será obtener energía con ayuda de un motor generador. El producto de la digestión anaerobia, al tener un 67% de metano, tendrá un poder calorífico inferior de 22400 kJ/m<sup>3</sup>. Para un caudal de 162,11 m<sup>3</sup>/h, se obtendría una potencia de 1008,71 kW.

La cogeneración se puede llevar a cabo a través de un sinnúmero de tecnologías, como las turbinas de vapor y gas, motores de combustión interna, pilas de combustible, microturbinas, motores Stirling, ciclos Rankine o ciclo de Kalina. Se elige entre ellos la turbina de gas por tener un tamaño compacto y un económico coste de la instalación.

Para un buen diseño se debe contar con una combustión estable y una temperatura final moderada, para lo que se debe controlar el dosado relativo. El flujo de aire se divide en tres, según la zona de entrada a la cámara de combustión:

- Primario: será el 15-20% del flujo total, mezcla rica para iniciar y estabilizar la combustión.
- Secundario: será del 30-35% del flujo total, para completar la combustión y evitar inquemados.
- Terciario: también conocido como aire de dilución, siendo el 45-55% del total. Se emplea para disminuir la temperatura de entrada del combustible a la turbina.

Para un rendimiento del 40% en la producción de energía, se obtiene 403,48 kW, según el manual "Perry". Para la producción de energía térmica se elige en cambio un rendimiento del generador del 50%, obteniéndose una potencia térmica de 504,35 kW. El equipo se sobredimensiona en un 20%, por lo que se obtiene una potencia de 484,18 kW, con un caudal de aire de entrada de 3 kg/h a condiciones ambiente.

# 6 ANÁLISIS ECONÓMICO PRELIMINAR

Se estima los ingresos generados del proceso, para evaluar la rentabilidad de la instalación e inversión de la planta. Es necesario recurrir a la estimación de costes para hacer los análisis económicos correspondientes. Se realiza la estimación del coste total de inversión y producción en un periodo de vida de la planta de 10 años para calcular su rentabilidad.

## 6.1. Coste Total de Inversión

Se empieza estimando el Coste Total de Inversión (CTI). Representa tres series de costes, que será el capital fijo (CF), costes de arranque (CA) y capital circulante (CC). El capital fijo es la inversión relacionada con el diseño y construcción de la instalación. Es el componente principal, siendo el 80-90 % del total de la inversión. Los costes de arranque será la inversión necesaria para poner a punto la planta con el fin de operar a la capacidad de diseño, considerandose tan solo si el proceso es nuevo y los operadores no tienen experiencia con los equipos; y el capital circulante, siendo un 10-20% del coste total de la inversión, será la inversión necesaria para operar inicialmente la planta hasta que recibe ingresos por el pago de productos vendidos.

Las técnicas de estimación de los costes de la inversión se realizan a partir del cálculo del capital fijo según la información disponible. En el caso de la planta de obtención del biogas se podrá estimar a partir de los equipos o unidades principales, donde la suma total de los costes de cada equipo determina el coste total de la planta. En las otras dos, al no tener información detallada de los equipos, se estima mediante ordenes de magnitud, es decir, basado en información sobre costes de plantas ya construidas, utilizando factores de cambio de escala.

### 6.1.1. Coste de la planta de zumo

Una forma será el método de la curva de coste. Es la forma más rápida de realizar una estimación por orden de magnitud de un coste de una planta a partir de los costes conocidos de una planta anterior que usó la misma tecnología o datos. No necesita información del diseño, solo de la producción. El capital fijo de la planta se puede relacionar con la capacidad de ésta a través de la ecuación siguiente:

$$C_2 = C_1 \left( \frac{S_2}{S_1} \right)^n \quad (\text{Ecuación 49})$$

Donde:

- $C_i$ ; capital fijo de la planta
- $S_i$ ; capacidad de la planta correspondiente

El exponente  $n$  tendrá valores diferentes según el proceso. Para procesos que usan mucho trabajo mecánico o compresión de gas, tendrá valores de 0,8 a 0,9. para plantas a pequeña escala o con procesos que requieran muchos instrumentos,  $n$  será de 0,4 o 0,5. En general, en toda la industria química se utiliza un valor del exponente de 0,6, dando a conocer la ecuación anterior como “six-tenths rule” o la regla de las 6 décimas [29].

Para la planta de zumo de 18000 kg/h de capacidad se obtiene el presupuesto de una planta similar, con una capacidad de 8306,38 kg/h, donde el presupuesto por maquinaria será el siguiente:

Tabla 24: Coste planta de zumo base [16].

<i>Equipo</i>	<b>Cantidad</b>	<b>Precio (€)</b>	<b>Total (€)</b>
<i>Elevador de cangilones</i>	1	21.986	21.986
<i>Mesa de inspección</i>	1	16.867	16.867
<i>Lavadora de cepillos</i>	1	42.152	42.152
<i>Cintas transportadoras</i>	1	47.298	47.298
<i>Calibradora</i>	1	8.352	8.352
<i>Extractor IN-LINE</i>	6	10.129	60.774
<i>Tamizadora</i>	6	10.134	60.805
<i>Tolva desechos</i>	1	11.572	11.572
<i>Desaireador</i>	1	12.000	12.000
<i>Intercambiador</i>	2	14.307	28.615
<i>Tanques almacenamiento</i>	1	8.800	8.800
<i>Homogeneizador</i>	1	3.560	3.560
<i>Tanque aseptico</i>	1	15.100	15.100
<i>Grupo para llenado aseptico</i>	1	53.201	53.201
<i>Bombas</i>	11	1.397	15.370
<i>Conjunto valvulas y accesorios</i>	1	25.393	25.393
<i>Tuberías</i>	59	36	2.167

El total obtenido tendrá un valor de 434.019 €. Los parámetros de cálculo de este proyecto están obtenidos de una fuente realizada en 2015, por lo que se debe corregir por tiempo según los índices tabulados para la industria química CEPCI.

$$\frac{C_{\text{año } 2019}}{C_{\text{año } 2015}} = \frac{I_{\text{año } 2019}}{I_{\text{año } 2015}} \quad (\text{Ecuación 50})$$

Donde:

- $I_{\text{año } x}$  serán los índices CEPCI del coste conocido y el estimado, 580 y 607.5 respectivamente.
- $C_{\text{año } x}$ , el coste conocido y a estimar, con fechas 2015 y 2019 respectivamente.

Por tanto, tras emplear las ecuaciones 49 y 50, se obtiene un coste de planta de 723.009 €.

### 6.1.2. Coste de la planta de extracción de aceites

Un procedimiento similar al anterior se realiza con la planta de extracción de aceites esenciales, donde se obtiene una estimación del coste de 54.269 € en el 2018 para una planta con una producción de 12,6 kg/h, y al corregirlo queda en 253.437 €.

### 6.1.3. Coste equipos planta biogás

Para la planta estudiada, se calculan los costes de adquisición cada uno de los equipos de la planta a partir de correlaciones y la capacidad o tamaño de cada uno.

$$\log_{10} C_{Equipo}^0 = K_1 \cdot K_2 \cdot \log_{10}(A) + K_3 \cdot (\log_{10}(A))^2 \quad (\text{Ecuación 51})$$

Donde:

- $C_{Equipo}^0$ : el coste base del equipo a presión atmosférica y construido en acero al carbono, en \$
- $A$ ; la capacidad o tamaño del equipo
- $K_i$ ; parámetros característicos, diferentes para cada equipo (Anexo IV)

Se debe introducir un factor de corrección por material para aquellos equipos que no sean de acero al carbono,  $F_M$ . En el caso de no trabajar a presión atmosférica, también se debe corregir por presión,  $F_p$ , a partir de los parámetros característicos del equipo  $C_i$  y la presión  $P$ . El conjunto de los factores de corrección es  $F_{BM}$ , con sus correspondientes parámetros  $B$ .

$$\log_{10} F_p = C_1 \cdot C_2 \cdot \log_{10}(P) + C_3 \cdot (\log_{10}(P))^2 \quad (\text{Ecuación 52})$$

$$F_{BM} = B_1 + B_2 \cdot F_p \cdot F_M \quad (\text{Ecuación 53})$$

Los parámetros de cálculo están obtenidos de una fuente antigua, por lo que se debe corregir por tiempo según los índices tabulados para la industria química CEPCI usando la ecuación 50, esta vez para el año 2006 y 2019, con índices 499,6 y 607,5 respectivamente.

El coste total de inversión (Bare Module Cost,  $C_{BM}$ ), corregido por los factores correspondientes, quedará en la siguiente expresión:

$$C_{BM} = C_{Equipo}^0 \cdot F_{BM} \quad (\text{Ecuación 54})$$

Tabla 25: Resultados costes equipos, en \$.

<b>Equipo</b>	<b>Capacidad</b>	<b>Designación</b>	<b><math>C_{BM}</math></b>	<b><math>C_{Equipo}^0</math></b>
<i>Intercambiador</i>	Área (m <sup>2</sup> )	E-101	84.265	69.298
<i>Turbina</i>	Potencia (kW)	C-102	3.606	3.606
<i>Bomba</i>	Potencia (kW)	P-101	10.042	10.042
		P-102	16.299	16.299
		P-103	9.711	9.711
<i>Tanque</i>	Volumen (m <sup>3</sup> )	TK-101	2.188.200	1.128.481
		TK-102	440.541	227.192
		TK-103	1.863.930	961.251
		TK-104	277.344	277.344
<i>Agitador</i>	Potencia (kW)	Ag-101	20.846	20.846
<i>Reactor</i>	Volumen (m <sup>3</sup> )	R-101	83.939	83.939

En total, para la planta de biogás, se obtiene un coste simple de inversión de 4.558.803 €.

A continuación, se calcula el coste del modulo total (Total Module Cost,  $C_{TM}$ ) a partir de la suma de cada coste de equipo y teniendo en cuenta un 18% de costes adicionales de contingencia y tarifas.

$$C_{TM} = 1,18 \cdot \sum_{i=1}^n C_{BMi} \quad (\text{Ecuación 55})$$

Finalmente, se calcula el coste de haber instalado una construcción nueva en un área no desarrollada para ello (o también conocido como Grass Root Cost,  $C_{GR}$ ), donde se tiene en cuenta los costes de desarrollo del sitio, edificios auxiliares y fuera de las instalaciones y corrientes de servicio, los cuales se asumen al 50% del coste del modulo simple en las condiciones estándar (a presión atmosférica y construido en acero al carbono) generalmente, quedando la siguiente expresión:

$$C_{GR} = C_{TM} + 0,50 \sum_{i=1}^n C_{BMi} \quad (\text{Ecuación 56})$$

Los resultados finales para las tres plantas se muestran en la siguiente tabla.

Tabla 26: Resultados Costes Totales de Inversión, en €

<i>Costes</i>	<i>Valor</i>
$\sum C_{BM}^0$	3.537.335
$\sum C_{BM}$	5.535.250
$C_{TM}$	6.531.595
$C_{GR}$	8.300.263

El coste de la planta de biogás, si se realiza la inversión desde el inicio, superará los 8 millones de euros tal y como se observa en la Tabla 26.

## 6.2. Coste Total de Producción

En esta sección se incluye los costes de fabricación junto con los gastos generales de la compañía. Los primeros son los costes variables y fijos de producción, correspondiente al 80-90% del total; mientras los segundos tendrán un mayor carácter administrativo, actividades comerciales e I+D.

Los costes operación se tiene en cuenta dos tipos: de mantenimiento, salarios, etc se considera que serán un 40% del  $C_{GR}$  anual; y los servicios necesarios para cada proceso añadiendo un impuesto del 21%, por lo que la fórmula empleada es:

$$C_{op} = 1,21 \cdot \sum (Q_i \cdot C_i \cdot W_i) + 0,4 \cdot C_{GR} \quad (\text{Ecuación 57})$$

Donde:

- $Q_i$ ; cantidad o potencia necesaria de corriente de servicio, en unidades de capacidad/tiempo.
- $C_i$ ; coste de la utility, en \$/ud capacidad de la utility.
- $W_i$ ; tiempo de trabajo, en horas al año.

La misma fórmula será empleada para el cálculo del coste de los productos y la materia prima, siendo la siguiente ecuación:

$$C_{MP} = 0,9 \cdot \sum (m_i \cdot C_i \cdot W_i) \quad (\text{Ecuación 58})$$

Los datos necesarios para su cálculo serán los siguientes:

- Se considera que, salvo 35 días, se trabaja todo el año de los cuales 45 días serán de arranque del reactor y no habrá producción de las plantas procesoras. Así se aprovecha el tiempo en el que los naranjos no dan fruto, durante el periodo estivo (apartado 1.1.1.). Por tanto, las horas al año de trabajo pueden ser 7920 o 6840 dependiendo si se suministra durante el periodo de arranque o no.
- El precio consumo energético y potencia para industrias: 0,214 €/kWh (Endesa). Por otro lado, se suma el coste anual por arranque del reactor y turbina, durante 45 días, tendrá unos costes adicionales de operación de 11348 y 546,65 € anuales de potencia eléctrica y térmica respectivamente; mientras se lleva a cabo labores de mantenimiento de las plantas precedentes.

- Para la tasa de pago de agua de abastecimiento se deberá contabilizar el precio 1,401 €/m<sup>3</sup> de cuota variable para industrias, 0,1828 del canon consorcio, provincial de aguas de Sevilla y 0,25 del canon autonómico de la ley de aguas de Andalucía, según informe EMASESA [30].

En cuanto a los productos y la materia prima, se tiene los siguientes datos de mercado español:

- El precio de mercado del zumo de naranja, 1,11 €/l para un producto exprimido, natural con pulpa sin envasar (un 60% menor al precio de mercado ya envasado, 1,85 €/l aproximadamente)
- El aceite esencial tiene un precio de mercado de 10 €/kg.
- Los lodos producidos podrán venderse a 15€/m<sup>3</sup> al ser de origen agroindustrial [31].
- El biogás obtenido cubrirá el 50% de la energía necesaria de la planta, por tanto, no genera ingresos, pero reduce gastos energéticos.

El vertido de agua de la industria de la planta de zumos se considera contaminada, ya que supera los parámetros de DQO, DBO<sub>5</sub> y sólidos en suspensión permitidos. Tras el proceso de extracción y digestión anaerobia, se califica como permitido, ya que cumple los parámetros necesarios como temperatura, pH, DQO, SS, metales y otros compuestos no existentes en la corriente de agua, por lo que el coste del vertido tendrá un precio igual al del abastecimiento, el cual no se tiene en cuenta.

Finalmente, el coste de 8 operarios cualificados, dos por planta y dos supervisores, con un sueldo de 15.000 €/año neto.

En la Tabla 27 se observa como los ingresos generados al poner en marcha los procesos será mucho mayor a los costes de operación de las plantas. El capital de explotación será el 10% de los ingresos generados, que tan solo se contabiliza como gasto el “año 0” o de montaje de la planta, y como ingreso o flujo de caja el año de liquidación de esta.

Tabla 27: Resultados CTP, con cambio monetario de dólar a euro.

<i>Costes</i>	<b>Valor (\$/año)</b>	<b>Valor (€/año)</b>
<i>Costes de operación</i>	3.845.230	3.506.822
<i>Ingresos</i>	140.804.450	128.412.631
<i>Capital de explotación</i>	14.080.445	12.841.263

### 6.3. Análisis de la inversión

Se calcula el Valor Actual Neto (VAN), la Tasa Interna de Retorno (TIR) y el Payback de la inversión desde el año cero de la planta hasta el año final previsto de la planta, y así evaluar la rentabilidad y aceptabilidad del proyecto.

El VAN es la diferencia entre el dinero que entra a la empresa y la cantidad que se invierte en ella para observar si existen beneficios. Cuenta con una tasa de interés  $i$  del 15%, que se usa para actualizarse;  $j$  corresponde al número de año;  $F$  será el flujo de caja en el año  $j$  y  $I_0$  la inversión inicial.

$$VAN = \sum_{j=1}^n \frac{F_j}{(1+i)^j} - I_0 \quad (\text{Ecuación 59})$$

Tasa Interna de Retorno (TIR), es la tasa descuento que se obtiene en un proyecto que iguala el VAN a cero.

$$0 = \sum_{j=1}^n \frac{F_j}{(1 + TIR)^j} - I_0 \quad (\text{Ecuación 60})$$

Para el cálculo del flujo de caja de cada año, se realiza en el periodo de vida de la planta. El año cero corresponde con aquel donde se realiza la inversión inicial, sin ninguna producción ni gastos de operación. En el último, se liquida la empresa. Los pasos por seguir o valores a obtener serán los siguientes:

- A) Ingresos: corresponden con el valor obtenido anteriormente, que empiezan a contabilizarse a partir del año 1.
- B) Gastos: incluyen gastos de inversión, operación, materia prima y de explotación.
- C) Beneficios: será el resultado de la diferencia entre A y B.
- D) Depreciación de los equipos: será constante, e igual al coste total de la inversión entre el número de años de vida de la planta.
- E) Beneficio Antes de Impuestos (BAI, o NIBT por sus siglas en inglés Net Income Before Taxes), calculado como la diferencia entre el valor de C y D.
- F) Impuestos: se aplica un 40% de impuestos al BAI
- G) Beneficio Después de Impuestos (BDI, o NIAT, acrónimo de Net Income After Taxes), donde el valor resultante será la diferencia entre el valor del BAI con los impuestos.
- H) Capital de explotación: tan solo aplica al último año, al no haber valores residuales.
- I) Flujo de caja: será el total de la suma de la depreciación, BAI y el capital de explotación.

Los resultados quedan reportados en las tablas 25 y 26.

Tabla 28: Flujos de caja primera parte del periodo, en \$.

<i>Año</i>	<b>0</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>	<b>4</b>	<b>5</b>
<i>A</i>	0	140.804.450	140.804.450	140.804.450	140,804,450	140,804,450
<i>B</i>	23.181.683	3.845.230	3.845.230	3.845.230	3.845.230	3.845.230
<i>C</i>	-23.181.683	136.959.219	136.959.219	136.959.219	136.959.219	136.959.219
<i>D</i>	0	910.123	910.123	910.123	910.123	910.123
<i>E</i>	-23.181.683	136,049,095	136,049,095	136.049.095	136.049.095	136.049.095
<i>F</i>	0	54.419.638	54.419.638	54.419.638	54.419.638	54.419.638
<i>G</i>	-23.181.683	81.629.457	81.629.457	81.629.457	81.629.457	81.629.457
<i>H</i>	0	0	0	0	0	0
<i>I</i>	-23.181.683	82.539.581	82.539.581	82.539.581	82.539.581	82.539.581

Tabla 29: Flujos de caja segunda parte del periodo, en \$.

<i>Año</i>	<b>6</b>	<b>7</b>	<b>8</b>	<b>9</b>	<b>10</b>
<i>A</i>	140.804.450	140.804.450	140.804.450	140.804.450	140.804.450
<i>B</i>	3.845.230	3.845.230	3.845.230	3.845.230	3.845.230
<i>C</i>	136.959.219	136.959.219	136.959.219	136.959.219	136.959.219
<i>D</i>	910.123	910.123	910.123	910.123	910.123
<i>E</i>	136.049.096	136.049.096	136.049.096	136.049.096	136.049.096
<i>F</i>	54.419.638	54.419.638	54.419.638	54.419.638	54.419.638
<i>G</i>	81.629.457	81.629.457	81.629.457	81.629.457	81.629.457
<i>H</i>	0	0	0	0	14.080.445
<i>I</i>	82.539.581	82.539.581	82.539.581	82.539.581	96.620.026

Gracias a estos resultados, se procede al cálculo del flujo de caja acumulable y sin acumular. El flujo de caja acumulable o Discounted Cash Flow (DCF) se obtiene gracias a los valores de la inversión original del proyecto o present worth,  $P$ , es decir, el valor actual de un flujo de caja que se produce en el futuro en cada año  $i$  del proceso, para el año  $j$  calculado, a través de la siguiente expresión:

$$P_i = \frac{F_i}{(1+i)^i} \quad (\text{Ecuación 61})$$

$$P_j = \sum_{i=0}^{n=j} P_i = DCF_j \quad (\text{Ecuación 62})$$

El flujo de caja sin acumular o Non-Discounted Cash Flow (NDCF), será la suma de los flujos de caja hasta el año calculado.

$$F_j = \sum_{i=0}^{n=j} F_i = NDCF_j \quad (\text{Ecuación 63})$$

A continuación se grafican los resultados en la Ilustración 27.

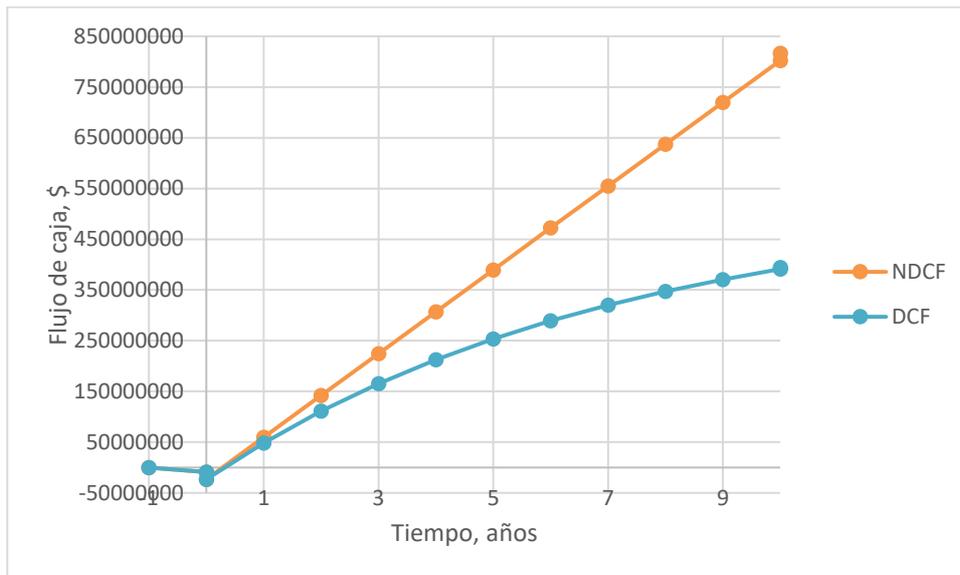


Ilustración 27: Flujos de caja superpuestos frente al periodo de vida de la planta.

Tras un breve análisis de la rentabilidad del proyecto, se puede obtener que el TIR es mucho mayor al 15% que se impuso como mínimo para el cálculo del VAN, por lo que el proyecto es rentable. Por otro lado, se observa en la Ilustración 27 como el payback del proyecto se realiza antes de cumplir el año de producción, además de llegar al “Breakeven point” aproximadamente a mitad de ese año primero, donde el flujo de caja empieza a ser positivo. La curva de flujo acumulable al inicio es más acusada, pero conforme va avanzando en el tiempo se va estabilizando, hasta que se liquida la empresa al final del periodo.

Si se invierte en la empresa y la curva sigue disminuyendo, sería importante reajustar y revalorizar la planta haciendo un revamping de la empresa, ampliaciones o mantenimientos que sean necesarios para continuar el proyecto.

Si se compara los beneficios obtenidos de la naranja contando con un precio medio de 0,18 €/kg de la campaña del 2018-19 (justificado en el apartado 1.1.3.) y un coste estimado de 7021 €/h (adaptado del valor de los costes aproximados reportados en el apartado 1.1.3.), con el flujo de caja obtenido cada año en el proyecto se obtienen los resultados mostrados en la Ilustración 28.

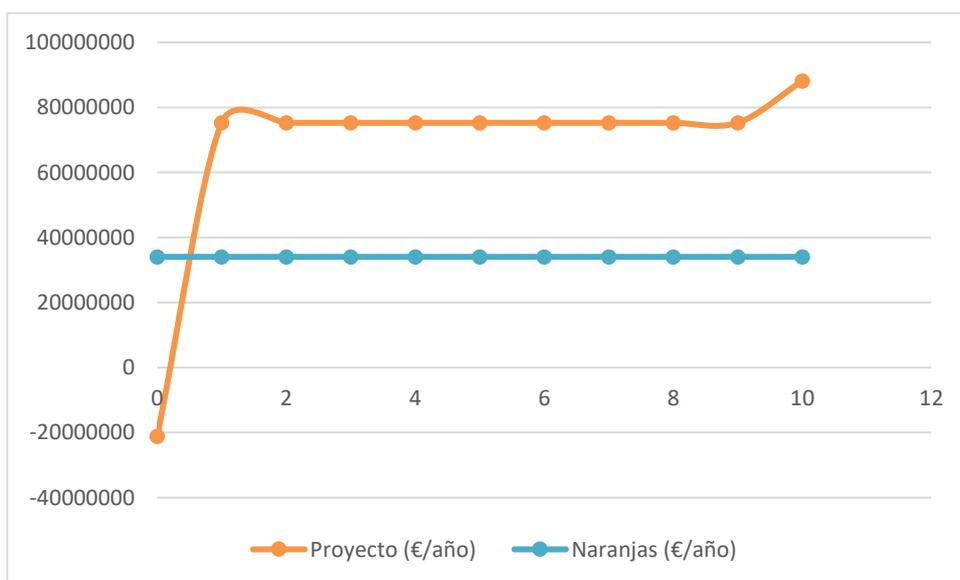


Ilustración 28: Comparativa beneficios obtenidos del proyecto con respecto al cultivo de la naranja.

Con una capacidad de planta de 40000 kg/h se obtiene unos beneficios aproximados de 180 €/h durante los meses de recolecta, lo que supondría un beneficio anual constante de 34.049.490 €.

Esta ilustración permite obtener una clara imagen de la situación que se podría alcanzar, un incremento notorio de los ingresos a partir del aprovechamiento de la naranja. El año de partida se observa como el proyecto tendría un flujo de caja negativo al ser el año de inversión sin producción, por lo que sería recomendable seguir con la venta de la naranja como consumo directo. En cambio, a partir del primer año de producción de la planta se obtienen beneficios que superan a aquellos obtenidos con la naranja con incrementos por encima del 200%, una cifra de más de 75 millones de euros anuales. Estos beneficios serán permanentes durante los años de duración de la planta, y con su liquidación aumentará el flujo de caja hasta llegar a los 88 millones de euros.

La producción de zumo, aceites esenciales y biogás será por tanto una forma factible de incrementar beneficios, solventar la problemática medioambiental de los residuos de las naranjas reutilizando cada corriente generada y abrir puertas a nuevas demandas del mercado.

## 6.4. Variantes

Al comprobarse que para una producción elevada el proyecto es viable, se estudia la posibilidad de aplicación del proyecto a empresas con capacidades de producción e inversión inicial menores.

Se calcula de nuevo el coste total de inversión, de producción y se realiza un análisis de la inversión detallada de cuatro de diferentes capacidades, e iguales en cuanto a proceso y maquinaria, con los procedimientos descritos en apartados anteriores. Los resultados se muestran en la Ilustración 27 del apartado previo, las ilustraciones 29-32 posteriores y la Tabla 30 con los TIR correspondientes de cada uno.

Tabla 30: Comparación de rentabilidades para diferentes capacidades de proyecto.

<i>Nº proyecto</i>	<b>Capacidad (kg/h)</b>	<b>Inversión inicial (\$)</b>	<b>TIR (%)</b>	<b>Payback (años)</b>
1	40000	23.181.684	255,67	0,30
2	4000	3.694.172	138,92	0,50
3	400	715.054	65,13	1,00
4	40	158.325	26,38	2,00
5	10	66.306	12,43	4,00

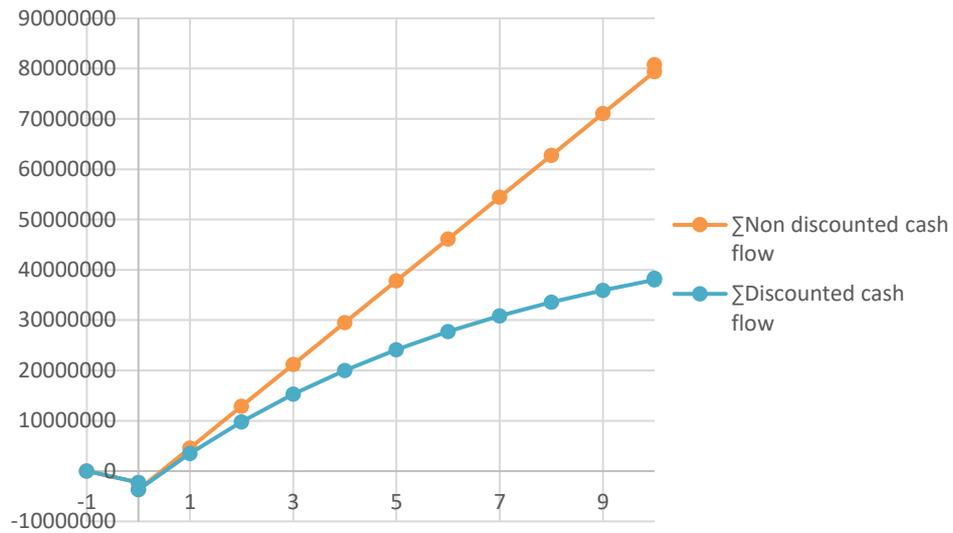


Ilustración 29: Análisis inversión para un proyecto 2, con capacidad para procesar 4.000 kg/h de naranjas.

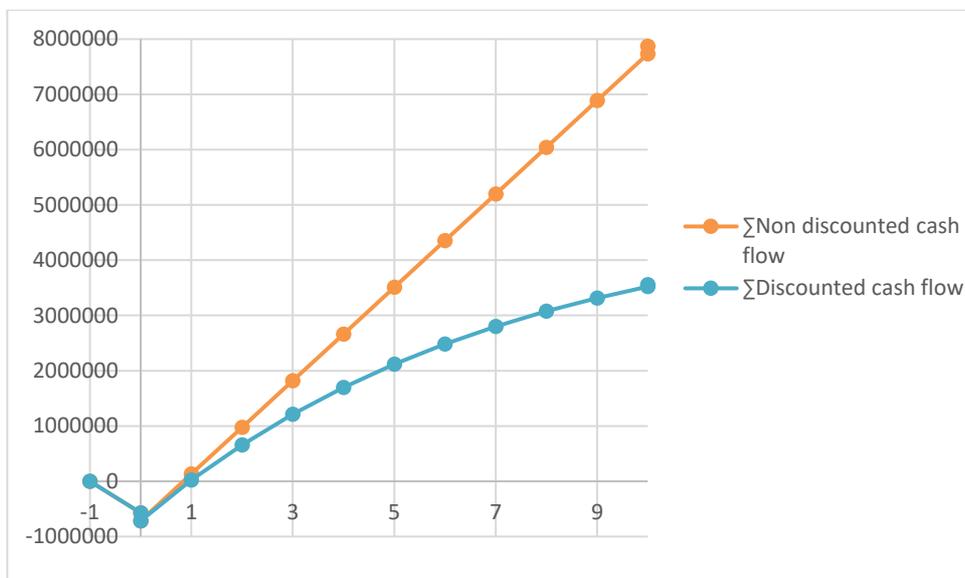


Ilustración 30: Análisis inversión para un proyecto 3, con capacidad para procesar 400 kg/h de naranjas.

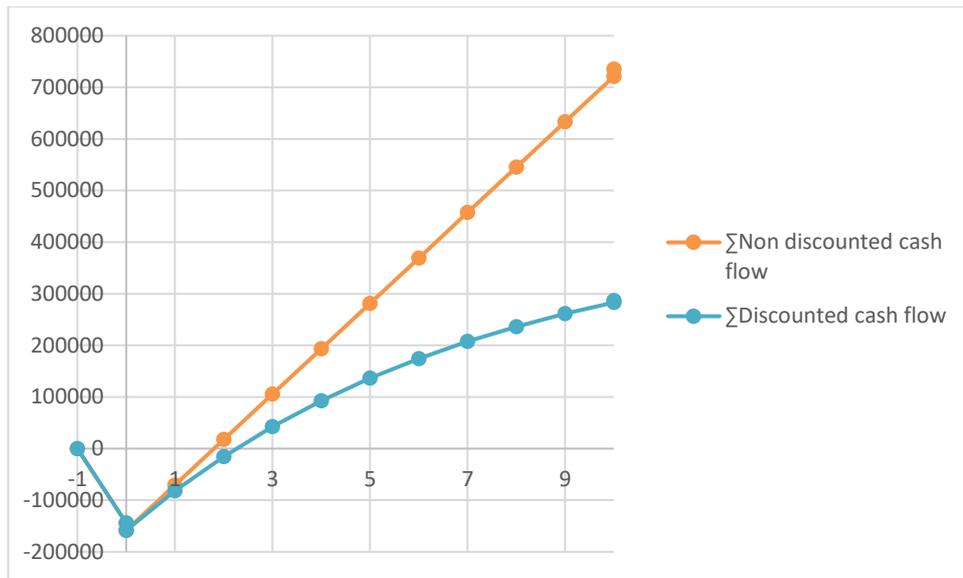


Ilustración 31: Análisis inversión para un proyecto 4, con capacidad para procesar 40 kg/h de naranjas.

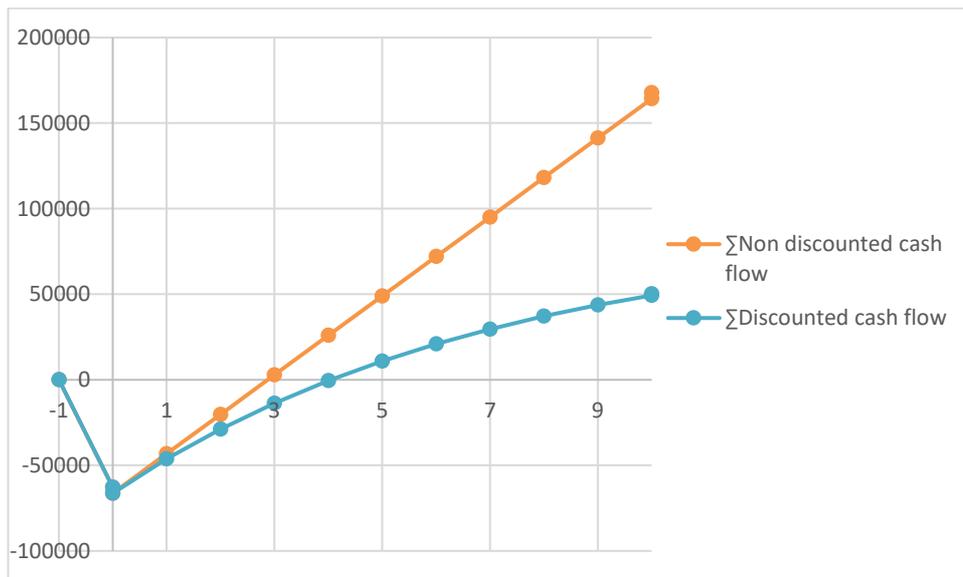


Ilustración 32: Análisis inversión para un proyecto 5, con capacidad para procesar 10 kg/h de naranjas.

El proyecto 1 y 2 (véase Ilustraciones 28 y 29 respectivamente) serán los que consigan mayores rentabilidades, superando el 100 % de la tasa interna de retorno, pero también los que más costes de inversión y capacidad presentan. El payback será menor a un año, por lo que los proyectos serán rentables. El principal inconveniente será el abastecimiento de tales cantidades de materia prima, posible para empresas y/o cooperativas de gran tamaño.

Los proyectos 3 y 4 (véase ilustraciones 30 y 31) consiguen rentabilidades menores al 100% pero mayores al 15% de TIR mínimo que se impuso en el cálculo del VAN y un payback de 1 y 2 años respectivamente. Serán proyectos totalmente viables, con inversiones iniciales mucho menores al proyecto base apto para empresas de gran envergadura y/o uniones de empresas formando cooperativas.

El proyecto número 5 (véase Ilustración 32) en cambio obtiene un TIR por debajo mínimo y un payback de 4 años, por lo que no sería recomendable invertir en el proyecto con una capacidad de planta de 10 kg/h o valores inferiores. Se busca la mínima cantidad a la que el proyecto sería rentable, siendo una capacidad de 14 kg/h, con una inversión inicial de 74.564 € y un payback de unos 3 años y medio (véase Ilustración 33).

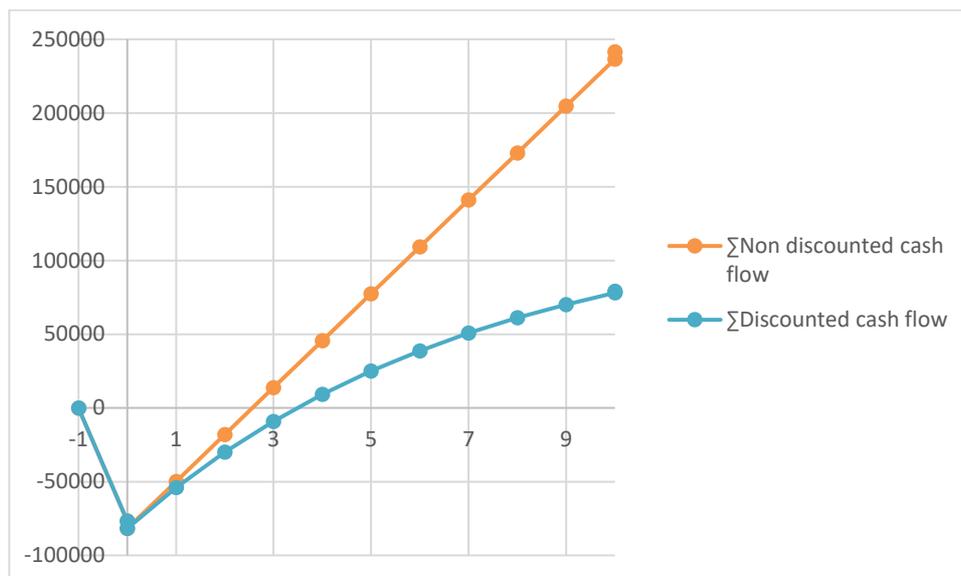


Ilustración 33: Análisis inversión para un proyecto con capacidad de proceso de 14 kg/h naranjas.

Por consiguiente, una empresa con una capacidad de 14 kg/h obtendrá beneficios pasados los 3 años de instalación de la planta. En la Ilustración 34 se compara los beneficios anuales que se obtendrían al invertir en la fábrica completa con respecto a los obtenidos si se continua con el negocio tradicional de naranjas.

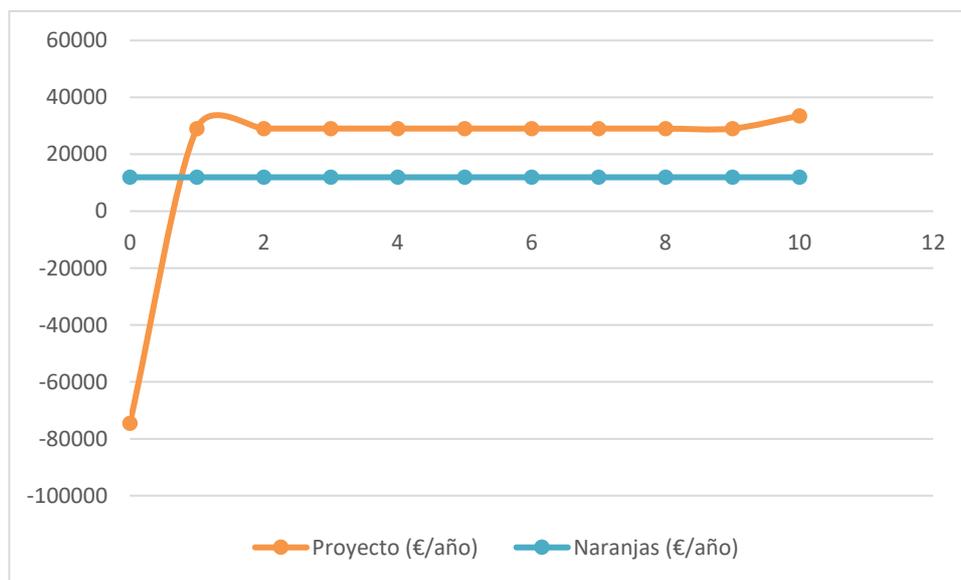


Ilustración 34: Análisis beneficios obtenidos para una capacidad de 14 kg/h de naranjas.

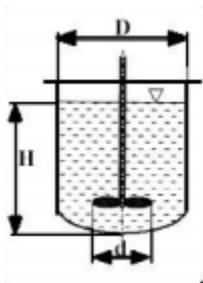
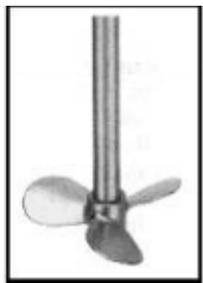
Aunque la diferencia entre uno y otro en este caso es menos notoria, una vez saldada la inversión que se consiga una continuación de la producción, se obtienen unos beneficios claramente superiores al negocio tradicional.

En definitiva, dependiendo de la capacidad de producción de naranjas de la empresa en la que se quiera intervenir será conveniente o no realizar el proceso de industrialización y aprovechamiento de la naranja. A mayor capacidad, mayor inversión, pero también rentabilidad del negocio, por lo que es un proyecto que puede servir como base a aquellas empresas que lo deseen.



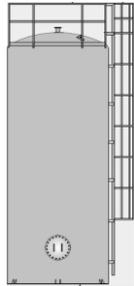
# 7 HOJAS ESPECIFICACIONES

## 7.1. Tanques de almacenamiento

	PLANTA: Obtención de biogás a partir de residuos de naranja	N.º EQUIPO: TK-101, Ag-101	
	Nº LÍNEA:	CANTIDAD: 1	
	DESCRIPCIÓN: Tanque Agitador corrientes de entrada		
DIMENSIONES		CONDICIONES DE OPERACIÓN	
Capacidad	334 m <sup>3</sup>	Fluido	Residuos
Tipo	Cilíndrico	Estado	Líquido
Posición	Vertical	Temperatura	46 °C
Diámetro exterior	6.56 m	Presión	1 bar
Altura	9.85 m	Punto de inflamación	No
Tipo de techo	Fijo	Compuestos corrosivos	
Material	Acero inoxidable	Peligrosidad	No
Aislamiento	No	Sólidos en suspensión	
Fabricante		Densidad	1000 kg/m <sup>3</sup>
Modelo		Viscosidad	890.1 kg/ms
Norma diseño	API 620	 	
AGITADOR			
Potencia	2.17 kW		
Motor	600 rpm		
Agitación	Hélice		

	PLANTA: Obtención de biogás a partir de residuos de naranja	N.º EQUIPO: TK-102	
	Nº LÍNEA:	CANTIDAD: 1	
	DESCRIPCIÓN: Tanque Almacenamiento de fangos activos		
CONDICIONES DE OPERACIÓN		DIMENSIONES	
Fluido	Fangos activos	Capacidad	58.28 m <sup>3</sup>
Temperatura	35 °C	Posición	Vertical
Presión	1 bar	Tipo	Cilíndrico
Estado	Líquido	Diámetro exterior	3.67 m
Compuestos corrosivos	No	Altura	5.51 m
Densidad líquido	1030 kg/m <sup>3</sup>		
DATOS DE DISEÑO		ACCESORIOS	
Fondo superior	Plano	Refrigeración	No
Fondo inferior	Plano	Calentamiento	No
Tipo de techo	Fijo	Tapa	No
Presión de diseño	1 bar	Placas deflectoras	No
Temperatura de diseño	45 °C	Válvula seguridad	
Norma de diseño	API 620	Venteo	No
Material constructivo	AISI-314	Aislamiento	No
Fabricante			
Modelo			
Referencia			
NOTAS			

	PLANTA: Obtención de biogás a partir de residuos de naranja	N.º EQUIPO: TK-103	
	Nº LÍNEA:	CANTIDAD: 1	
	DESCRIPCIÓN: Tanque Almacenamiento de agua		
CONDICIONES DE OPERACIÓN		DIMENSIONES	
Fluido	Agua	Capacidad	279.75 m <sup>3</sup>
Temperatura	35 °C	Posición	Vertical
Presión	1 bar	Tipo	Cilíndrico
Estado	Líquido	Diámetro exterior	6.19 m
Compuestos corrosivos	No	Altura	9.28 m
Densidad	1000 kg/m <sup>3</sup>		
DATOS DE DISEÑO		ACCESORIOS	
Fondo superior	Plano	Refrigeración	No
Fondo inferior	Plano	Calentamiento	No
Tipo techo	Fijo	Aislamiento	No
Presión de diseño	1 atm	Placas deflectoras	No
Temperatura de diseño	35 °C	Válvula seguridad	
Norma de diseño	API 620	Venteo	No
Material constructivo	AISI-314	Tapa	No
Fabricante			
Modelo			
Referencia			
NOTAS			

	PLANTA: Obtención de biogás a partir de residuos de naranja	N.º EQUIPO: TK-104	
	Nº LÍNEA:	CANTIDAD: 1	
	DESCRIPCIÓN: Gasómetro		
CONDICIONES DE OPERACIÓN		DIMENSIONES	
Fluido	Biogás	Capacidad	1167.22 m <sup>3</sup>
Temperatura	35 °C	Posición	Vertical
Presión	1 bar	Tipo	Cilíndrico
Estado	Gas	Diámetro exterior	10 m
Compuestos corrosivos	No	Altura	15 m
Densidad	10.06 kg/m <sup>3</sup>		
Caudal	162.11 m <sup>3</sup> /h		
Punto de inflamabilidad	650 °C		
DATOS DE DISEÑO		ACCESORIOS	
Fondo superior	Esférico	Refrigeración	No
Fondo inferior	Plano	Calentamiento	No
Tipo techo	Flotante	Aislamiento	No
Presión de diseño	0.002 bar	Venteo	No
Temperatura de diseño	35 °C	Válvula seguridad	
Aislamiento	No	Deflector	No
Material constructivo	AISI-314	Tapa	Si
Acabado térmico	No		
Norma diseño	ASME		
Fabricante			
Modelo			
Referencia			
NOTAS			
Accesorios adicionales: barandillas, escaleras, plataformas.			
Indicaciones de seguridad			

## 7.2. Bombas

	PLANTA: Obtención de biogás a partir de residuos de naranja	N.º EQUIPO: P-101
	Nº LÍNEA:	CANTIDAD: 1
	DESCRIPCIÓN: Bomba centrífuga de corriente hacia intercambiador	
<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>		
Fluido	Residuo diluido	Presión aspiración 1 bar
Temperatura	44.23 °C	Presión impulsión 1 bar
Densidad	1000 kg/m <sup>3</sup>	NPSH disponible 16.13 m <sup>2</sup> /s <sup>2</sup>
Presión de vapor	0.1 bar	Altura requerida 4.82 m
Viscosidad	0.001 kg/m <sup>3</sup>	
Caudal	34.81 m <sup>3</sup> /h	
<b>DATOS DE FABRICANTE</b>		
Fabricante	SULZER	Presión de diseño 1 bar
Norma de diseño	ISO 5199	Diámetro impulsor 4 "
Modelo	Z22	Temperatura de diseño 46 °C
Material	Acero al carbono	Rendimiento 50 %
Potencia absorbida	0.93 kW	Alturas máximas 220 m
Caudal máximo	17000 m <sup>3</sup> /h	Refrigerante -
Velocidad	1800 r.p.m.	
<b>NOTAS</b>		

	PLANTA: Obtención de biogás a partir de residuos de naranja	N.º EQUIPO: P-102
	Nº LÍNEA:	CANTIDAD: 1
	DESCRIPCIÓN: Bomba centrífuga de fangos	
<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>		
Fluido	Fangos	Presión aspiración 1 bar
Temperatura	35 °C	Presión impulsión 1 bar
Densidad	1030 kg/m <sup>3</sup>	NPSH disponible 212.01 m <sup>2</sup> /s <sup>2</sup>
Presión de vapor	0.023 bar	Altura requerida 21.62 m
Viscosidad	0.00072 kg/ms	
Caudal	0.253 m <sup>3</sup> /h	
<b>DATOS DE FABRICANTE</b>		
Fabricante	SULZER	Presión de diseño 1 bar
Norma de diseño	ISO 5199	Diámetro impulsor ¼ "
Modelo	Z22	Temperatura de diseño 35 °C
Material	Acero al carbono	Rendimiento 50 %
Potencia absorbida	7 W	Alturas máximas 220 m
Caudal máximo	17000 m <sup>3</sup> /h	Refrigerante -
Velocidad	1800 r.p.m.	
<b>NOTAS</b>		

	PLANTA: Obtención de biogás a partir de residuos de naranja	N.º EQUIPO: P-103
	Nº LÍNEA:	CANTIDAD: 1
	DESCRIPCIÓN: Bomba centrífuga de fangos	
<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>		
Fluido	Agua	Presión aspiración 1 bar
Temperatura	35 °C	Presión impulsión 1 bar
Densidad	994.3 kg/m <sup>3</sup>	NPSH disponible 54.12 m <sup>2</sup> /s <sup>2</sup>
Presión de vapor	0.023 bar	Altura requerida 5.52 m
Viscosidad	0.00072 kg/ms	
Caudal	29.14 m <sup>3</sup> /h	
<b>DATOS DE FABRICANTE</b>		
Fabricante	SULZER	Presión de diseño 1 bar
Norma de diseño	ISO 5199	Diámetro impulsor 3 ½ "
Modelo	Z22	Temperatura de diseño 35 °C
Material	Acero al carbono	Rendimiento 50 %
Potencia absorbida	0.88 kW	Alturas máximas 220 m
Caudal máximo	1700 m <sup>3</sup> /h	Refrigerante -
Velocidad	1800 r.p.m.	
<b>NOTAS</b>		

## 7.3. Intercambiadores

	PLANTA: Obtención de biogás a partir de residuos de naranja		N.º EQUIPO: E-101	
	Nº LÍNEA:		CANTIDAD: 1	
	DESCRIPCIÓN: Intercambiador de calor			
<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>				
Localización del fluido	TUBOS		CARCASA	
Fluido	Residuo		wr	
Caudal (kg/s)	9.65		16,83	
	IN	OUT	IN	OUT
Temperatura de operación (°C)	44.23	35	25	30
Presión de operación (bar)	1	1	1	1
Velocidades (m/s)	1,5	1,5	1	1
Conexiones	7	8	Corriente servicio	Corriente servicio
Densidad promedio (kg/m <sup>3</sup> )	998		1005	
Factor ensuciamiento (m <sup>2</sup> ·K/W)	1.75·10 <sup>-3</sup>		1.75·10 <sup>-3</sup>	
Calor intercambiado (kW)	50		50	
<b>DATOS DE DISEÑO</b>				
Temperatura de diseño (°C)	46	Presión de diseño (bar)	1	
Tubos	Dext/Dint		Longitud (m)	
Número	2.29	1,556	5	
Carcasa	Tipo		Posición	
Número	2	E	Horizontal	
Área (m <sup>2</sup> )	70,87			
Material construcción	Acero al carbono			
Norma de diseño	TEMA			
Aislamiento tipo	Lana de roca			

## 7.4. Otros

	PLANTA: Obtención de biogás a partir de residuos de naranja		N.º EQUIPO: TH-101	
	Nº LÍNEA:		CANTIDAD: 1	
	DESCRIPCIÓN: Antorcha			
CONDICIONES DE OPERACIÓN			DIMENSIONES	
Fluido	Biogás		Volumen	0.14 m <sup>3</sup>
Temperatura	35	°C	Posición	Vertical
Presión	0.02	bar	Tipo	Cilíndrico
Estado	Gas		Altura	4 m
Caudal	243.17 m <sup>3</sup> /h			
Densidad	1000 kg/m <sup>3</sup>			
DATOS DE DISEÑO			ACCESORIOS	
Presión de diseño	0.02	bar	Tapa	No
Temperatura de diseño	800	°C	Válvula seguridad	Si
Norma de diseño	UNE		Venteo	No
Material constructivo	Acero inoxidable			
Fabricante	Aqua Limpia Engineering			
Modelo	FAII			
Referencia				
NOTAS				

	PLANTA: Obtención de biogás a partir de residuos de naranja	N.º EQUIPO: C-101	
	Nº LÍNEA:	CANTIDAD: 1	
	DESCRIPCIÓN: Turbina de gas		
CONDICIONES DE OPERACIÓN		DATOS DE DISEÑO	
Fluido	Biogás	Presión de diseño	1 bar
Temperatura	35 °C	Temperatura de diseño	800 °C
Presión	1 bar	Tamaño	484.18 kW
Caudal	243.17 m <sup>3</sup> /h	Norma de diseño	UNE
Densidad	1000 kg/m <sup>3</sup>	Material constructivo	Acero inoxidable
Viscosidad		Tipo	Turbina de gas
Rendimiento eléctrico	40 %	Nivel máximo de ruido	dB
Rendimiento térmico	50 %		
NOTAS			

## Anexo I: propiedades termofísicas de la materia

Todas las tablas que se reportan a continuación se han rescatado de la Colección de tablas, gráficas y ecuaciones de Transmisión de Calor, versión 3.5 (septiembre 2014), perteneciente al Grupo de Termotecnia de la Universidad de Sevilla. Fuente: S.A. Klein y F.L. Alvarado “Engineering Equation Solver Software (EES)” Academia Versión 6.271 (20/07/2001).

T (°C)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$c_p$ (kJ/kg·K)	$\mu \cdot 10^6$ (N·s/m <sup>2</sup> )	$\nu \cdot 10^6$ (m <sup>2</sup> /s)	$k \cdot 10^3$ (W/m·K)	$\alpha \cdot 10^6$ (m <sup>2</sup> /s)	Pr
-150	2.867	0.982	8.64	3.013	11.71	4.157	0.7246
-100	2.039	0.965	11.90	5.835	15.82	8.034	0.7263
-90	1.927	0.975	12.49	6.482	16.62	8.842	0.7330
-80	1.828	0.983	13.07	7.153	17.42	9.692	0.7381
-70	1.738	0.990	13.64	7.850	18.22	10.59	0.7414
-60	1.656	0.995	14.20	8.572	19.01	11.53	0.7433
-50	1.582	0.999	14.74	9.317	19.79	12.52	0.7440
-40	1.514	1.002	15.27	10.08	20.57	13.56	0.7436
-30	1.452	1.004	15.79	10.88	21.34	14.65	0.7425
-20	1.394	1.005	16.30	11.69	22.11	15.78	0.7408
-10	1.341	1.006	16.80	12.52	22.88	16.96	0.7387
0	1.292	1.006	17.29	13.38	23.64	18.17	0.7362
5	1.269	1.006	17.54	13.82	24.01	18.80	0.7350
10	1.247	1.006	17.78	14.26	24.39	19.44	0.7336
15	1.225	1.007	18.02	14.71	24.76	20.08	0.7323
20	1.204	1.007	18.25	15.16	25.14	20.74	0.7309
25	1.184	1.007	18.49	15.61	25.51	21.40	0.7296
30	1.164	1.007	18.72	16.08	25.88	22.08	0.7282
35	1.146	1.007	18.95	16.54	26.25	22.76	0.7268
40	1.117	1.007	19.18	17.02	26.62	23.45	0.7255
45	1.110	1.007	19.41	17.49	26.99	24.16	0.7241
50	1.092	1.007	19.63	17.97	27.35	24.87	0.7228
55	1.076	1.007	19.86	18.46	27.72	25.59	0.7215
60	1.060	1.007	20.08	18.95	28.08	26.31	0.7202
65	1.044	1.007	20.30	19.45	28.45	27.05	0.7190
70	1.029	1.007	20.52	19.95	28.81	27.79	0.7177
75	1.014	1.008	20.74	20.45	29.17	28.55	0.7166
80	0.999	1.008	20.96	20.97	29.53	29.31	0.7154
85	0.986	1.008	21.17	21.48	29.88	30.07	0.7143
90	0.972	1.008	21.39	22.00	30.24	30.85	0.7132
95	0.959	1.009	21.60	22.52	30.60	31.63	0.7121
100	0.946	1.009	21.81	23.05	30.95	32.42	0.7111
110	0.921	1.010	22.23	24.12	31.65	34.02	0.7092
120	0.898	1.011	22.64	25.21	32.35	35.64	0.7073
130	0.876	1.012	23.05	26.32	33.05	37.30	0.7057
140	0.854	1.013	23.45	27.44	33.74	38.98	0.7041
150	0.834	1.014	23.85	28.59	34.43	40.68	0.7027
160	0.815	1.016	24.24	29.74	35.11	42.40	0.7014
170	0.797	1.017	24.63	30.92	35.79	44.15	0.7003
180	0.779	1.019	25.01	32.11	36.46	45.92	0.6992
190	0.762	1.021	25.39	33.32	37.13	47.71	0.6983
200	0.746	1.023	25.77	34.54	37.79	49.53	0.6974
210	0.7306	1.025	26.14	35.78	38.45	51.36	0.6967
220	0.7158	1.027	26.51	37.04	39.10	53.21	0.6960
230	0.7016	1.029	26.88	38.31	39.75	55.08	0.6955
240	0.6879	1.031	27.24	39.60	40.40	56.97	0.6950
250	0.6748	1.033	27.60	40.90	41.04	58.88	0.6946
260	0.6621	1.035	27.95	42.22	41.67	60.81	0.6942
270	0.6499	1.037	28.30	43.55	42.31	62.75	0.6940
280	0.6382	1.040	28.65	44.90	42.93	64.72	0.6938
290	0.6269	1.042	29.00	46.26	43.56	66.69	0.6936
300	0.6159	1.044	29.34	47.64	44.18	68.69	0.6935

Ilustración 35: Tabla 4.4.1. Propiedades del aire seco a presión atmosférica.

T (°C)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$c_p$ (kJ/kg·K)	$\mu \cdot 10^7$ (N·s/m <sup>2</sup> )	$\nu \cdot 10^6$ (m <sup>2</sup> /s)	$k \cdot 10^3$ (W/m·K)	$\alpha \cdot 10^6$ (m <sup>2</sup> /s)	Pr
100.1	0.5973	2.044	122.7	20.54	25.10	20.56	0.9992
110	0.5808	2.023	126.4	21.77	25.78	21.94	0.9920
120	0.5652	2.007	130.2	23.04	26.50	23.37	0.9861
130	0.5504	1.995	134.0	24.35	27.26	24.82	0.9812
140	0.5365	1.987	137.9	25.71	28.05	26.31	0.9771
150	0.5233	1.981	141.8	27.10	28.86	27.84	0.9735
160	0.5108	1.977	145.8	28.53	29.70	29.41	0.9703
170	0.4989	1.975	149.7	30.01	30.57	31.02	0.9675
180	0.4876	1.974	153.7	31.52	31.45	32.67	0.9649
190	0.4768	1.975	157.7	33.08	32.36	34.37	0.9624
200	0.4665	1.976	161.8	34.68	33.28	36.11	0.9602
220	0.4472	1.980	169.9	37.99	35.19	39.74	0.9559
240	0.4295	1.986	178.1	41.46	37.16	43.56	0.9519
260	0.4131	1.994	186.3	45.10	39.19	47.57	0.9480
280	0.3980	2.003	194.6	48.89	41.28	51.77	0.9444
300	0.3840	2.013	202.9	52.84	43.41	56.16	0.9408
350	0.3529	2.040	223.7	63.38	48.96	67.98	0.9323
400	0.3266	2.070	244.5	74.87	54.75	80.98	0.9245
450	0.3039	2.102	265.2	87.26	60.76	95.13	0.9173
500	0.2842	2.135	285.7	100.5	66.97	110.4	0.9108
550	0.2669	2.168	306.1	114.7	73.35	126.8	0.9048
600	0.2516	2.203	326.2	129.7	79.89	144.2	0.8994

Ilustración 36: Tabla 4.4.5. Propiedades del vapor de agua a presión atmosférica.

T (°C)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$c_p$ (kJ/kg·K)	$\mu \cdot 10^6$ (N·s/m <sup>2</sup> )	$\nu \cdot 10^6$ (m <sup>2</sup> /s)	$k \cdot 10^3$ (W/m·K)	$\alpha \cdot 10^6$ (m <sup>2</sup> /s)	$\beta \cdot 10^3$ (1/K)	Pr
0.001	1005	4.213	1766	1.757	567.2	0.1339	-0.08021	13.12
5	1004	4.201	1506	1.500	574.8	0.1363	0.01135	11.00
10	1003	4.191	1300	1.297	583.0	0.1387	0.08744	9.348
15	1001	4.184	1135	1.134	591.4	0.1412	0.15230	8.033
20	999.5	4.180	1001	1.001	599.8	0.1436	0.20900	6.975
25	997.9	4.176	890.1	0.8920	608.0	0.1459	0.25940	6.114
30	996.2	4.175	797.6	0.8007	616.0	0.1481	0.3051	5.406
35	994.3	4.174	719.6	0.7238	623.6	0.1503	0.3470	4.817
40	992.4	4.174	653.3	0.6583	630.7	0.1523	0.3859	4.323
45	990.3	4.175	596.3	0.6022	637.4	0.1542	0.4225	3.906
50	988.1	4.177	547.1	0.5537	643.6	0.1559	0.4572	3.551
55	985.7	4.179	504.2	0.5115	649.3	0.1576	0.4903	3.245
60	983.2	4.182	466.6	0.4746	654.4	0.1592	0.5221	2.981
65	980.6	4.184	433.5	0.4420	659.1	0.1606	0.5528	2.752
70	977.9	4.188	404.1	0.4132	663.2	0.1620	0.5827	2.551
75	975.0	4.191	378.0	0.3877	666.9	0.1632	0.6118	2.375
80	971.9	4.195	354.6	0.3648	670.2	0.1644	0.6402	2.219
85	968.8	4.199	333.6	0.3443	673.0	0.1654	0.6682	2.081
90	965.5	4.204	314.6	0.3259	675.5	0.1664	0.6958	1.958
95	962.1	4.209	297.5	0.3092	677.5	0.1673	0.7230	1.848
100	958.5	4.214	281.9	0.2941	679.3	0.1682	0.7501	1.749

Ilustración 37: Tabla 4.5. Propiedades del agua líquida a presión atmosférica.

## Anexo II: Flujo de fluidos

Los gráficos y tablas que se reportan a continuación se han obtenido de los apuntes de la asignatura Operaciones Básicas con Sólidos y Fluidos, impartida en el curso 2017-18.

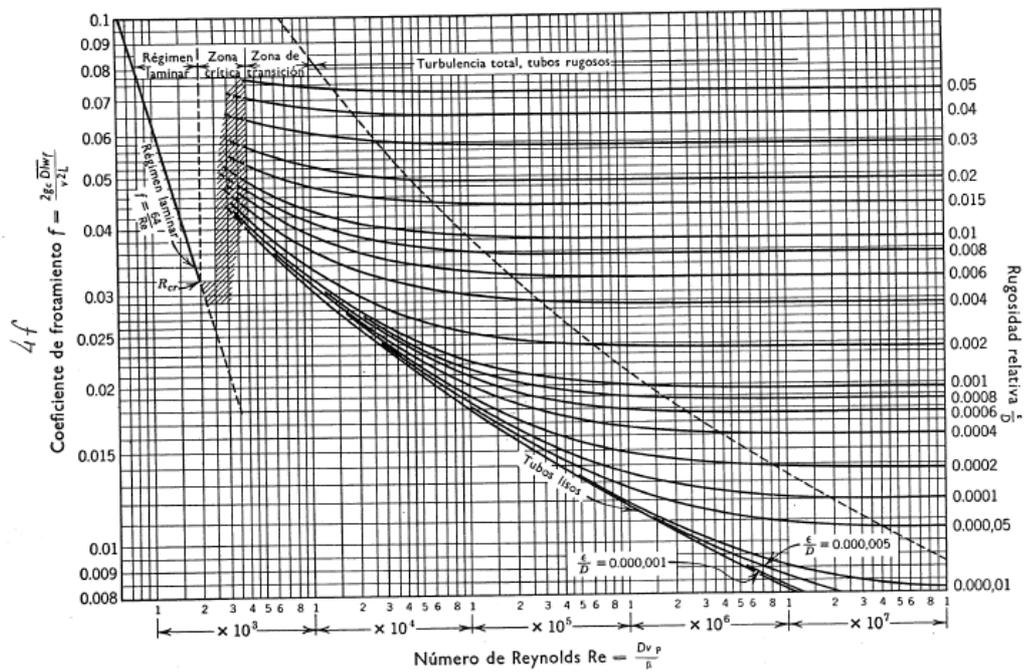


Ilustración 38: Análisis dimensional. Coeficiente de frotamiento en función de Reynolds y de la rugosidad relativa de la superficie del tubo.

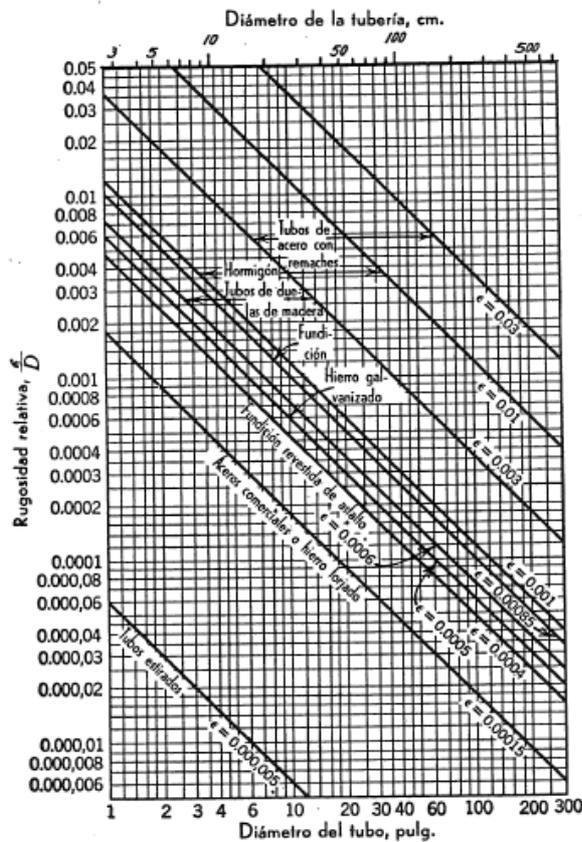


Ilustración 39: Rugosidad relativa en función del diámetro, para tubos de diversos materiales.

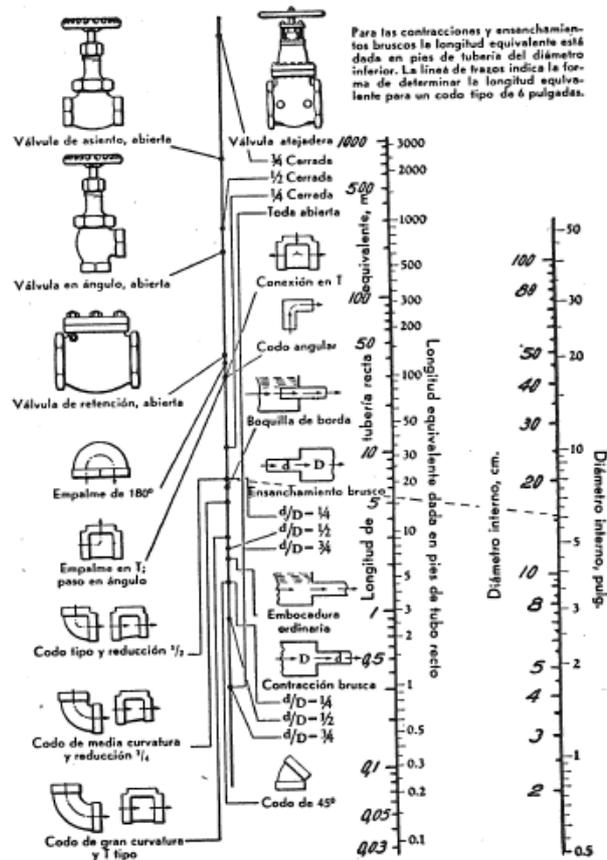


Ilustración 40: Transporte de fluidos, relaciones energéticas. Longitud de tubo equivalente al frotamiento en válvulas y accesorios (Crane Co.).

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

Ilustración 41: Dimensiones de tuberías de acero normalizadas.

### Anexo III: Cálculo intercambiador

Las correlaciones y tablas empleadas se han obtenido de la asignatura de tecnología energética impartida por David Velazquez, curso 2017/18.

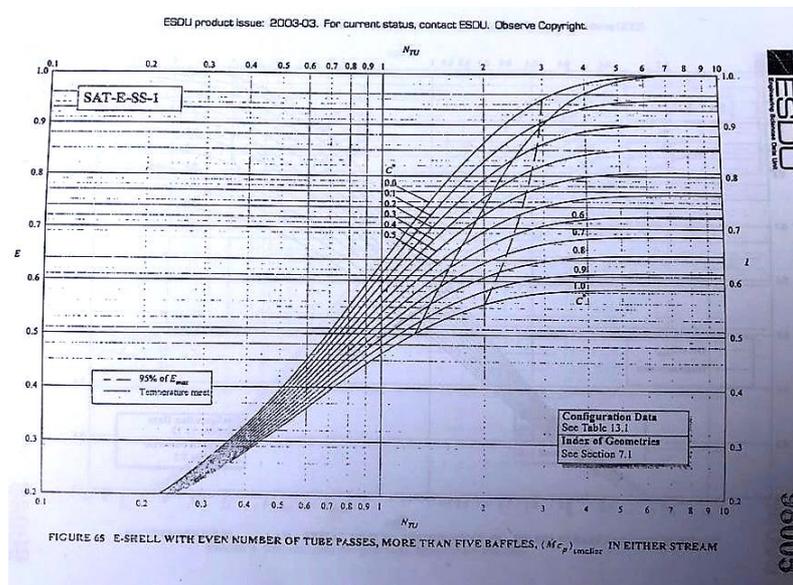


Ilustración 42: Método NTU.

**TABLE TEMA Design Fouling Resistances for Water**

Temperature of Heating Medium	Up to 115°C		115 to 205°C	
Temperature of Water	50°C		Over 50°C	
	Water Velocity, m/s		Water Velocity, m/s	
	< 0.9	> 0.9	< 0.9	> 0.9
Sea water	0.088	0.088	0.176	0.176
Brackish water	0.352	0.176	0.528	0.352
Cooling tower and artificial spray pond				
Treated makeup	0.176	0.176	0.352	0.352
Untreated	0.528	0.528	0.881	0.705
City or well water	0.176	0.176	0.352	0.352
River water				
Minimum	0.352	0.176	0.528	0.352
Average	0.528	0.352	0.705	0.528
Muddy or silty	0.528	0.352	0.705	0.528
Hard (over 15 grains/gallon)	0.528	0.528	0.881	0.881
Engine jacket	0.176	0.176	0.176	0.176
Distilled or closed cycle				
Condensate	0.088	0.088	0.088	0.088
Treated boiler feed water	0.176	0.088	0.176	0.176
Boiler blowdown	0.352	0.352	0.352	0.352

**TABLE TEMA Design Fouling Resistances for Chemical Processing Streams, (m<sup>2</sup> · K) / kW [19]**

<b>Gases and vapors</b>	
Acid gases	0.352-0.528
Solvent vapors	0.176
Stable overhead products	0.176
<b>Liquids</b>	
MEA and DEA solutions	0.352
DEG and TEG solutions	0.352
Stable side draw and bottom product	0.176-0.352
Caustic solutions	0.352
Vegetable oils	0.528

**TABLE TEMA Design Fouling Resistances for Natural Gas-Gasoline Processing Streams, (m<sup>2</sup> · K) / kW [19]**

<b>Gases and vapors</b>	
Natural gas	0.176-0.352
Overhead products	0.176-0.352
<b>Liquids</b>	
Lean oil	0.352
Rich oil	0.176-0.352
Natural gasoline and liquified petroleum gases	0.176-0.352

Ilustración 43: Ensuciamiento según normas TEMA (m<sup>2</sup>K/kW).

TABLE TEMA Design Fouling Resistances for Industrial Fluids, (m<sup>2</sup> · K) / kW [19]

Oils	
Fuel oil #2	0.352
Fuel oil #6	0.881
Transformer oil	0.176
Engine lube oil	0.176
Quench oil	0.705
Gases and vapors	
Manufactured gas	1.761
Engine exhaust gas	1.761
Steam (nonoil bearing)	0.088
Exhaust stream (oil bearing)	0.264-0.352
Refrigerant vapors (oil bearing)	0.352
Compressed air	0.176
Ammonia vapor	0.176
CO <sub>2</sub> vapor	0.176
Chlorine vapor	0.352
Coal flue gas	1.761
Natural gas flue gas	0.881
Liquids	
Molten heat transfer salts	0.088
Refrigerant liquids	0.176
Hydraulic fluid	0.176
Industrial organic heat transfer media	0.352
Ammonia liquid	0.176
Ammonia liquid (oil bearing)	0.528
Calcium chloride solutions	0.528
Sodium chloride solutions	0.528
CO <sub>2</sub> liquid	0.176
Chlorine liquid	0.352
Methanol solutions	0.352
Ethanol solutions	0.352
Ethylene glycol solutions	0.352

Ilustración 44: Resistencia al ensuciamiento, normas TEMA (m<sup>2</sup>K/kW) (Continuación).

Banco de tubos, flujo perpendicular				
Nº	Correlación	Condiciones de aplicación	Tª Propiedades	Nombre
16	$\overline{Nu}_D = 1.13 C_1 C_2 Re_{D,max}^m Pr^{1/3}$ (Tabla 6.5.1 y 6.5.2)	Medio, $2 \cdot 10^3 < Re_{D,max} < 4 \cdot 10^4$ , $0.7 \leq Pr$	Tª media de película	Grimison
17	$\overline{Nu}_D = C_1 C_2 Re_{D,max}^m Pr^{0.36} (Pr/Pr_s)^{1/4}$ (Tabla 6.5.3 y 6.5.4)	Medio, $10^3 < Re_{D,max} < 2 \cdot 10^6$ , $0.7 < Pr \leq 500$	Tª media del fluido, menos Pr, a T <sub>s</sub> media	Zhukauskas

- La temperatura media de película es la media aritmética de las temperaturas de película.
- Para la correlación (17) las propiedades se evalúan a la temperatura exterior del fluido, salvo Pr, que se evalúa a la temperatura superficial
- Las correlaciones para transferencia de masa pueden obtenerse sustituyendo en las correlaciones anteriores Nu y Pr por Sh y Sc respectivamente.

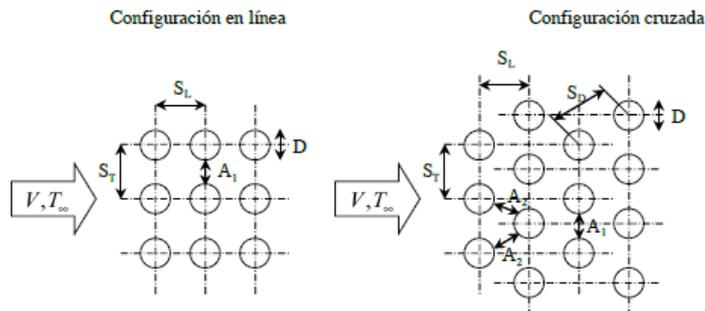


Tabla 6.5.2: Coeficiente C<sub>2</sub> de la correlación de Grimison (16)

N (nº filas)	1	2	3	4	5	6	7	8	9
En línea	0.64	0.80	0.87	0.90	0.92	0.94	0.96	0.98	0.99
Cruzada	0.68	0.75	0.83	0.89	0.92	0.95	0.97	0.98	0.99

Tabla 6.5.4: Coeficiente C<sub>2</sub> de la correlación de Zhukauskas (17)

N (nº filas)	1	2	3	4	5	7	10	13	16
En línea	0.70	0.80	0.86	0.90	0.92	0.95	0.97	0.98	0.99
Cruzada	0.64	0.76	0.84	0.89	0.92	0.95	0.97	0.98	0.99

Ilustración 45: Tabla 6.5. Correlaciones conv. Forzada, flujo externo, banco de tubos, flujo perpendicular

Tabla 6.5.1: Coeficiente  $C_1$  y  $m$  de la correlación de Grimson (16)

Distribución	$S_T/D$	$S_T/D$							
		1.25		1.50		2.00		3.00	
		$C_1$	$m$	$C_1$	$m$	$C_1$	$m$	$C_1$	$m$
En línea	1.25	0.348	0.592	0.275	0.608	0.100	0.704	0.0633	0.752
	1.50	0.367	0.586	0.250	0.620	0.101	0.702	0.0678	0.744
	2.00	0.418	0.570	0.299	0.602	0.229	0.632	0.198	0.648
	3.00	0.290	0.601	0.357	0.584	0.374	0.581	0.286	0.608
Cruzada	0.600	-	-	-	-	-	-	0.213	0.636
	0.900	-	-	-	-	0.446	0.571	0.401	0.581
	1.000	-	-	0.479	0.558	-	-	-	-
	1.125	-	-	-	-	0.478	0.565	0.518	0.560
	1.250	0.518	0.556	0.505	0.554	0.519	0.556	0.522	0.562
	1.500	0.451	0.568	0.460	0.562	0.452	0.568	0.488	0.568
	2.000	0.404	0.572	0.416	0.568	0.482	0.556	0.449	0.570
	3.000	0.310	0.592	0.356	0.580	0.440	0.562	0.428	0.574

Tabla 6.5.3: Coeficiente  $C_1$  y  $m$  de la correlación de Zhukauskas (17)

Configuración	$Re_{D,max}$	$C_1$	$m$
En línea	$10 \cdot 10^2$	0.8	0.4
Cruzada	$10 \cdot 10^2$	0.9	0.4
En línea / Cruzada	$10^3 \cdot 10^3$	Considerar como tubos aislados	
En línea ( $S_T/S_L > 0.7$ ) <sup>(1)</sup>	$10^3 \cdot 2 \cdot 10^5$	0.27	0.63
Cruzada ( $S_T/S_L < 2$ )	$10^3 \cdot 2 \cdot 10^5$	$0.35(S_T/S_L)^{1/5}$	0.6
Cruzada ( $S_T/S_L > 2$ )	$10^3 \cdot 2 \cdot 10^5$	0.4	0.6
En línea	$2 \cdot 10^3 \cdot 2 \cdot 10^6$	0.021	0.84
Cruzada	$2 \cdot 10^5 \cdot 2 \cdot 10^6$	0.022	0.84

<sup>(1)</sup> Para  $S_T/S_L < 0.7$ , la transferencia de calor es muy poco eficaz y no debe usarse un banco de tubos en línea

Conducto circular				
Nº	Correlación	Condiciones de aplicación	Tª Propiedades	Nombre
18	$x_{m,i} \sim 0.0575 D Re_D Pr$	Laminar $Re_D \leq 2300$ , Región de entrada térmica		
19	$f = 64/Re_D$	Laminar $Re_D \leq 2300$ , complet. desarrollado		
20	$f = 0.316 Re_D^{-1/4}$	Turbulento, complet. desarrollado, sup. no rugosa, $Re_D \leq 2 \cdot 10^4$		
21	$f = 0.184 Re_D^{-1/5}$	Turbulento, complet. desarrollado, sup. no rugosa, $Re_D > 2 \cdot 10^4$		
22	$f = (0.790 \ln(Re_D) - 1.64)^{-2}$	Turbulento, complet. desarrollado, sup. no rugosa, $3000 \leq Re_D \leq 5 \cdot 10^6$		Petukhov
23	$Nu_D = 3.66$	Laminar $Re_D \leq 2300$ , completamente desarrollado, $T_s$ cte, $Pr \geq 0.6$	Tª media masa	
24	$Nu_D = 4.36$	Laminar $Re_D \leq 2300$ , completamente desarrollado, $q_s$ cte, $Pr \geq 0.6$	Tª media masa	
25	$Nu_D = 3.66 + \frac{0.0668(D/L)Re_D Pr}{1 + 0.04[(D/L)Re_D Pr]^{2/3}}$	Laminar $Re_D \leq 2300$ , entrada térmica con perfil de velocidad completamente desarrollado, $T_s$ cte, $Pr \gg 1$ o zona inicial sin transferencia de calor	Tª media masa	Hausen
26	$Nu_D = 1.86 \left( \frac{Re_D Pr}{L/D} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_s} \right)^{0.14}$	Laminar $Re_D \leq 2300$ , ent. térmica e hidrod., $T_s$ cte, $0.48 \leq Pr < 16700$ , $[\frac{Re_D Pr}{L/D}]^{1/3} (\frac{\mu}{\mu_s})^{0.14} \geq 2$ , $0.0044 < (\mu/\mu_s) < 9.75$	Tª media masa, menos $\mu_s$ a $T_s$	Sieder y Tate
27	$Nu_D = 0.023 Re_D^{4/5} Pr^n$	Turbulento, complet. desarrollado, $Re_D > 10000$ , $0.6 \leq Pr < 160$ , $(L/D) > 10$ , $n = 0.4$ para $T_s > T_m$ , $n = 0.3$ para $T_s < T_m$	Tª media masa	Dittus-Boelter
28	$Nu_D = 0.027 Re_D^{4/5} Pr^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_s} \right)^{0.14}$	Turbulento, completamente desarrollado, $Re_D > 10000$ , $0.7 \leq Pr < 16700$ , $(L/D) > 10$	Tª media masa, menos $\mu_s$ a $T_s$	Sieder y Tate
29	$Nu_D = \frac{(f/8)(Re_D - 1000)Pr}{1 + 12.7(f/8)^{1/2}(Pr^{2/3} - 1)}$	Turbulento, completamente desarrollado, $3000 < Re_D < 5 \cdot 10^6$ , $0.5 \leq Pr < 2000$ , $(L/D) > 10$ , $f$ : Corr. 19 a 22 ó Ábaco de Moody (Gráfica 6.11)	Tª media masa	Gnielinski
30	$Nu_D = 4.82 + 0.0185(Re_D Pr)^{0.827}$	Turbulento, metales liq., complet. desarrollado, $q_s''$ uniforme, $3600 < Re_D < 9.05 \cdot 10^5$ , $10^3 < Pe_D < 10^4$	Tª media masa	Skupinski
31	$Nu_D = 5.0 + 0.025 Pe_D^{0.8}$	Turbulento, metales liq., complet. desarrollado, $T_s$ uniforme, $Pe_D > 100$	Tª media masa	Seban y Shimazaki

- La temperatura media de masa es la media aritmética de las temperaturas de masa  $T_m$ .  
 - Para las correlaciones (26) y (28) las propiedades se evalúan a la temperatura media de masa, salvo  $\mu$ , que se evalúa a la temperatura superficial.  
 - Las correlaciones (27) a (31) pueden utilizarse para calcular  $Nu$  local y medio.  
 - Las correlaciones para transferencia de masa pueden obtenerse sustituyendo en las correlaciones anteriores  $Nu$  y  $Pr$  por  $Sh$  y  $Sc$  respectivamente.

Ilustración 46: Correlaciones conv. Forzada, flujo interno, conducto circular

### Anexo IV: Parámetros de cálculo de adquisición de equipos mediante correlaciones

Para las técnicas de estimación de equipos, se utilizan los parámetros Diquima 2006, obtenidos de los apuntes de Ingeniería de Procesos 2018.

Compressor Data (without electric motors)									
Compressor Type	K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>	K <sub>3</sub>	F <sub>BMCS</sub>	F <sub>BMSS</sub>	F <sub>BMN</sub>	W <sub>min</sub> (kW)	W <sub>max</sub> (kW)	
Centrifugal	2,2891	1,3604	-0,1027	2,7	5,8	11,5	450	3000	
Axial	2,2891	1,3604	-0,1027	3,8	8,0	15,9	450	3000	
Rotary	5,0355	-1,8002	0,8253	2,4	5,0	9,9	18	950	
Reciprocating	2,2891	1,3604	-0,1027	3,4	7,0	13,9	450	3000	

Drive Data							
Electric Drives		K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>	K <sub>3</sub>	F <sub>BM</sub>	W <sub>min</sub> (kW)	W <sub>max</sub> (kW)
Explosion Proof		2,4604	1,4191	-0,1798	1,5	75	2600
Totally Enclosed		1,956	1,7142	-0,2282	1,5	75	2600
Open/Drip Proof		2,9508	1,0688	-0,1315	1,5	75	2600

Non-Electric Drives		K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>	K <sub>3</sub>	F <sub>BM</sub>	W <sub>min</sub> (kW)	W <sub>max</sub> (kW)
Gas Turbine		-21,7702	13,2175	-1,5279	3,5	7500	23000
Steam Turbine		2,6259	1,4398	-0,1776	3,5	70	7500
Internal Combustion		2,7635	0,8574	-0,0098	2,0	10	10000

Ilustración 47: Parámetros compresor y accionamientos eléctricos y no eléctricos.

Heat Exchanger Data											
Exchanger Type	K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>	K <sub>3</sub>	C <sub>1</sub>	C <sub>2</sub>	C <sub>3</sub>	B <sub>1</sub>	B <sub>2</sub>	A <sub>min</sub> (m <sup>2</sup> )	A <sub>max</sub> (m <sup>2</sup> )	P <sub>max</sub> (bar <sub>g</sub> )
Double Pipe	3,3444	0,2745	-0,0472	13,1467	-12,6574	3,0705	1,74	1,55	1	10	300
40 barg < P < 100 barg				0,6072	-0,912	0,3327					
P < 40 barg				0	0	0					
Multiple Pipe	2,7652	0,7282	0,0783	13,1467	-12,6574	3,0705	1,74	1,55	10	100	300
40 barg < P < 100 barg				0,6072	-0,912	0,3327					
P < 40 barg				0	0	0					
Fixed tube, sheet, or U tube tubes only > 5 barg	4,3247	-0,303	0,1634	0,03881	-0,11272	0,08183	1,63	1,66	10,0	1000	140
Floating Head tubes only > 5 barg	4,8306	-0,8509	0,3187	0,03881	-0,11272	0,08183	1,63	1,66	10,0	1000	140
Bayonet tubes only > 5 barg	4,2768	-0,0495	0,1431	0,03881	-0,11272	0,08183	1,63	1,66	10,0	1000	140
Kettle Reboiler tubes only > 5 barg	4,4646	-0,5277	0,3955	0,03881	-0,11272	0,08183	1,63	1,66	10,0	100	140
Scraped Wall	3,7803	0,8569	0,0349	13,1467	-12,6574	3,0705	1,74	1,55	2,0	20	300
40 barg < P < 100 barg				0,6072	-0,912	0,3327					
P < 40 barg				0	0	0					
Teflon Tube	3,8062	0,8924	-0,1671	0	0	0	1,63	1,66	1,0	10	15
Air Cooler	4,0336	0,2341	0,0497	-0,125	0,15361	-0,02861	0,96	1,21	10	10000	100
Spiral Tube - shell and tube only	3,9912	0,0668	0,243	-0,4045	0,1859	0	1,74	1,55	1	100	400
Spiral Plate	4,6561	-0,2947	0,2207	0	0	0	0,96	1,21	1	100	19
Flat Plate	4,6656	-0,1557	0,1547	0	0	0	0,96	1,21	10	1000	19

Ilustración 48: Parámetros intercambiadores.

Heat Exchanger Data  
Material Factors,  $F_M$

Exchanger Type	Shell - CS Tube - CS	CS Cu	Cu Cu	CS SS	SS SS	CS Ni	Ni Ni	CS Ti	Ti Ti
Double Pipe	1,00	1,35	1,69	1,81	2,73	2,68	3,73	4,63	11,38
Multiple Pipe	1,00	1,35	1,69	1,81	2,73	2,68	3,73	4,63	11,38
Fixed tube, sheet, or U tul	1,00	1,35	1,69	1,81	2,73	2,68	3,73	4,63	11,38
Floating Head	1,00	1,35	1,69	1,81	2,73	2,68	3,73	4,63	11,38
Bayonet	1,00	1,35	1,69	1,81	2,73	2,68	3,73	4,63	11,38
Kettle Reboiler	1,00	1,35	1,69	1,81	2,73	2,68	3,73	4,63	11,38
Scraped Wall	1,00	1,35	1,69	1,81	2,73	2,68	3,73	4,63	11,38
Spiral Tube	1,00	1,35	1,69	1,81	2,73	2,68	3,73	4,63	11,38

Shell Material					
Type of Exchanger	CS	Cu	SS	Ni	Ti
Teflon Tube Exchanger	1,00	1,20	1,30	1,40	3,30

Material In Contact with Process Fluid					
Type of Exchanger	CS	Cu	SS	Ni	Ti
Spiral Plate	1,00	1,35	2,45	2,68	4,63
Flat Plate	1,00	1,35	2,45	2,68	4,63

Tube Material			
Type of Exchanger	CS	Al	SS
Air Cooler	1,00	1,42	2,93

Ilustración 49: Factores de corrección por material en intercambiadores: en general, carcasa, en contacto con el fluido de proceso y tubos.

Fan Data (include electric motors)

Fan Type	$K_1$	$K_2$	$K_3$	$F_{BMCS}$	$F_{BM fiberglass}$	$F_{BMSS}$
Centrifugal Radial Fan	3,5391	-0,3533	0,4477	2,7	5,0	5,8
Centrifugal Backward cur	3,3471	-0,0734	0,3090	2,7	5,0	5,8
Axial Tube Fan	3,0414	-0,3375	0,4722	2,7	5,0	5,8
Axial Vane Fan	3,1761	-0,1373	0,3414	2,7	5,0	5,8

Fan Data (include electric motors)

Fan Type	$F_{BM}$	Threshold	$C_1$	$C_2$	$C_3$	$V_{max}(m/s)$	$V_{min}(m/s)$	$P_{max}(barg)$
Centrifugal Radial Fan	11,5	0,01	0,00	0,209	-0,033	1	100	0,16
Centrifugal Backward cur	11,5	0,01	0,00	0,209	-0,033	1	100	0,16
Axial Tube Fan	11,5	0,04	0,00	0,209	-0,033	1	100	0,16
Axial Vane Fan	11,5	0,04	0,00	0,209	-0,033	1	100	0,16

Fired Heater Data

Reactive Heaters	$K_1$	$K_2$	$K_3$	$Q_{min}(KW)$	$Q_{max}(KW)$	$P_{max}(barg)$	$C_1$	$C_2$	$C_3$	Bare Module Factor		
										CS	Alloy Steel	SS
Reformer Furnace	3,068	0,6597	0,0194	3000	100000	200	0,1405	-0,2698	0,1293	2,13	2,51	2,81
Pyrolysis Furnace	2,3859	0,9721	-0,0206	3000	100000	200	0,1017	-0,1957	0,09403	2,13	2,51	2,81

Non-reactive Heaters	$K_1$	$K_2$	$K_3$	$Q_{min}(KW)$	$Q_{max}(KW)$	$P_{max}(barg)$	$C_1$	$C_2$	$C_3$	Bare Module Factor		
										CS	Alloy Steel	SS
Process Heater	7,3488	-1,1666	0,2028	1000	100000	200	0,1347	-0,2368	0,1021	2,13	2,51	2,81

Ilustración 50: Parámetros ventiladores (incluidos motores eléctricos), calderas de combustión y calderas no reactivos.

**Fired Heater Data**

Thermal Fluid Heaters	K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>	K <sub>3</sub>	Q <sub>min</sub> (KW)	Q <sub>max</sub> (KW)	P <sub>max</sub> (barg)	C <sub>1</sub>	C <sub>2</sub>	C <sub>3</sub>	F <sub>bm</sub>	Steam Supreheat Factor		
											F <sub>T1</sub>	F <sub>T2</sub>	F <sub>T3</sub>
Hot Water	2,0829	0,9074	-0,0243	650	10750	200	-0,0163	0,0569	-0,0088	2,17			
Molten Salt, Mineral Oil,	1,1979	1,4782	-0,0958	650	10750	200	-0,0163	0,0569	-0,0088	2,17			
Diphenyl Based Oils	2,2628	0,8581	0,0003	650	10750	200	-0,0163	0,0569	-0,0088	2,17			
Packaged Steam Boilers	6,9617	-1,48	0,3161	1200	9400	40	2,5941	-4,2348	1,7224	2,2	1,000	0,00184	3,35E-06

**Pump Data (including electric drives)**

Pump Type	K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>	K <sub>3</sub>	C <sub>1</sub>	C <sub>2</sub>	C <sub>3</sub>	W <sub>min</sub> (KW)	W <sub>max</sub> (KW)
Centrifugal pump	3,3892	0,0536	0,1538	-0,3935	0,3957	-0,00226	1	300
Positive Displacement	3,4771	0,1350	0,14380	-0,24538	0,259016	-0,01363	1	100
Reciprocating pump	3,8896	0,3161	0,12200	-0,2454	0,2590	-0,0138	0,1	200

**Pump Data (including)**

Pump Type	B <sub>1</sub>	B <sub>2</sub>	F <sub>mci</sub>	F <sub>mcs</sub>	F <sub>mcsu</sub>	F <sub>mcs</sub>	F <sub>mcs</sub>	F <sub>mcs</sub>	F <sub>mcs</sub>	P <sub>max</sub> (barg)	W <sub>min</sub> (KW)	W <sub>max</sub> (KW)
Centrifugal pump	1,89	1,35	1,0	1,6	NA	2,3	4,4	NA	100	1	300	
Positive Displacement	1,89	1,35	1,0	1,4	1,3	2,7	4,7	10,7	100	1	100	
Reciprocating pump	1,89	1,35	1,0	1,5	1,3	2,4	4,0	6,4	100	0,1	200	

Ilustración 51: Parámetros calderas y bombas (incluyendo accionamientos eléctricos).

**Tank Data**

Tank Type	K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>	K <sub>3</sub>	B <sub>1</sub>	B <sub>2</sub>	V <sub>min</sub> (m3/s)	V <sub>max</sub> (m3/s)
Fixed Roof	4,8509	-0,3973	0,1445	1,10	0	90	30000
Floating Roof	5,9567	-0,7585	0,1749	1,10	0,00	1000	40000

**Turbine Data**

Turbine Type	K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>	K <sub>3</sub>	F <sub>BMCi</sub>	F <sub>BMCs</sub>	F <sub>BMCu</sub>	F <sub>BMCs</sub>	F <sub>BMCs</sub>	F <sub>BMCs</sub>	F <sub>BMCs</sub>	W <sub>min</sub> (KW)	W <sub>max</sub> (KW)
Axial	2,7051	1,4398	-0,1776	NA	3,5	NA	6,1	11,7	NA	100	4000	
Radial	2,2476	1,4965	-0,1618	NA	3,5	NA	6,1	11,7	NA	100	1500	

**Vaporizer and Evaporator Data**

Evaporator Types	K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>	K <sub>3</sub>	A <sub>min</sub> (m2)	A <sub>max</sub> (m2)	P <sub>max</sub> (barg)	C <sub>1</sub>	C <sub>2</sub>	C <sub>3</sub>
Forced Circulation	5,0238	0,3475	0,0703	5	1000	150	0,1578	-0,2992	0,1413
Falling Film	3,9119	0,8627	-0,0088	50	500	150	0,1578	-0,2992	0,1413
Agitated (Scraped Wall)	5	0,149	-0,0134	0,5	5	150	0,1578	-0,2992	0,1413
Short Tube	5,2368	-0,6572	0,35	10	100	150	0,1578	-0,2992	0,1413
Long Tube	4,642	0,3698	0,0025	100	10000	150	0,1578	-0,2992	0,1413

Ilustración 52: Parámetros tanques, turbinas, vaporizadores y evaporadores.

Vaporizer Types	K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>	K <sub>3</sub>	V <sub>min</sub> (m3)	V <sub>max</sub> (m3)	P <sub>max</sub> (barg)	C <sub>1</sub>	C <sub>2</sub>	C <sub>3</sub>
Jacketed Vessel	3,8751	0,3328	0,1901	1	100	320	0,1578	-0,2992	0,1413
Internal Coil	4,038	0,09142	0,2766	1	100	320	0,1578	-0,2992	0,1413
Jacketed Vessel w/ Coil	4,038	0,09142	0,2766	1	100	320	0,1578	-0,2992	0,1413

Evaporator Types	Bare Module Factors, F <sub>BM</sub>				
	CS	Cu Alloy	SS	Ni Alloy	Ti
Forced Circulation	2,9	3,63	5,08	9,66	14,5
Falling Film	2,25	2,81	3,94	7,49	11,25
Agitated (Scraped Wall)	2,25	2,81	3,94	7,49	11,25
Short Tube	2,9	3,63	5,08	9,66	14,5
Long Tube	2,9	3,63	5,08	9,66	14,5

Vaporizer Types	Bare Module Factors, F <sub>BM</sub>									
	CS	Cu	s Lined SS	s Lined Ni	SS	SS Clad	Ni Alloy	Ni Alloy Cla	Ti	Ti Clad
Jacketed Vessel	2,7	3,4	4,7	4,9	4,8	3,8	9,1	5,9	13,7	9,5
Internal Coil	3,0	3,8	5,2	5,5	5,2	4,1	10,1	6,6	15,2	10,6
Jacketed Vessel w/ Coil	3,0	3,8	5,2	5,5	5,2	4,1	10,1	6,6	15,2	10,6

Ilustración 53: Parámetros según tipos de vaporizadores y evaporadores.

**Vessel Data (including data for distillation towers and packed columns)**

Horizontal Vessels					
$K_1$	$K_2$	$K_3$	$V_{min}$	$V_{max}$	$P_{max(barg)}$
3,5565	0,3776	0,0905	0,1	628	400

**Vessel Data (including data for distillation towers and packed columns)**

Vertical Vessels					
$K_1$	$K_2$	$K_3$	$V_{min}$	$V_{max}$	
3,4974	0,4485	0,1074	0,3	520	

Vessel B-Values

	B1	B2
Horizontal	1,49	1,52
Vertical	2,25	1,82

**Vessel Pressure (psig)**

Up to	50	100	200	300	400	500	900	1000
<b>Fp</b>	1.00	1.05	1.15	1.20	1.35	1.45	2.30	2.50

Ilustración 54: Parámetros recipientes horizontales y verticales, incluyendo datos para torres de destilación y columnas empacadas y factores de correcciones por presión.

$F_a$

Tray Type	$K_1$	$K_2$	$K_3$	$A_{min}(m^2)$	$A_{max}(m^2)$
Sieve	2,9949	0,4465	0,3961	0,07	12,3
Valve	3,3322	0,4838	0,3434	0,7	10,5
Demister	3,2353	0,4838	0,3434	0,7	10,5

$F_{BM}$

MOC	Sieve	Valve	Demister
CS	1,0	1	
SS	1,8	1,83	1,0
Fluorocarbon			1,8
Ni-alloy	5,6	5,58	5,6

Materials of Construction

$F_{MCS}$	1,0
$F_{MSS clad}$	1,7
$F_{MSS}$	3,1
$F_{MNI clad}$	3,6
$F_{MNI}$	7,1
$F_{MTi clad}$	4,7
$F_{MTi}$	9,4

Tower Packing

Materials of Construction	$K_1$	$K_2$	$K_3$	$V_{min}(m^3)$	$V_{max}(m^3)$
Ceramic	3,0664	0,9744	0,0055	0,03	628
304 SS	3,2999	0,9744	0,0055	0,03	628
Plastic Saddle	2,4493	0,9744	0,0055	0,03	628

Ilustración 55: Factores de corrección por material.

Equipo	Correlación
Cambiadores de calor, depósitos y bombas	$C_{T,a} = C_{\text{equipo } x}^o \cdot F_{BM} = C_{\text{equipo } x}^o \cdot (B_1 + B_2 \cdot F_M \cdot F_P)$
Compresores y soplantes sin motor	$C_{T,a} = C_{\text{equipo } x}^o \cdot F_M$
Motores para soplantes y compresores	$C_{T,a} = C_p^o \cdot F_M$
Evaporadores y vaporizadores	$C_{T,a} = C_{\text{equipo } x}^o \cdot F_M \cdot F_P$
Ventiladores con motores eléctricos	$C_{T,a} = C_{\text{equipo } x}^o \cdot F_M \cdot F_P$
Calderas y Hornos	$C_{T,a} = C_{\text{equipo } x}^o \cdot F_M \cdot F_P \cdot F_T$ $F_T = 1 + 0,00184 \cdot \Delta T - 0,00000335(\Delta T)^2$ Donde: $F_T$ es el factor de sobrecalentamiento en calderas de vapor $\Delta T$ = Sobrecalentamiento en °C
Turbinas	$C_{T,a} = C_{\text{equipo } x}^o \cdot F_M$
Columnas de plato y separadores de gotas	$C_{T,a} = C_{\text{equipo } x}^o \cdot N \cdot F_M \cdot F_q$ $\log_{10} F_q = 0,4771 + 0,08516 \cdot \log_{10} N - 0,3473(\log_{10} N)^2 \text{ si } N < 20$ $F_q = 1 \text{ si } N > 20$ Donde : N es el número de platos $F_q$ es un factor de corrección en C. plato
Columnas de relleno	$C_{T,a} = C_{\text{equipo } x}^o \cdot F_M$
Nota: Factores de corrección obtenidos a partir del ANEXO I teniendo en cuenta el equipo - $C_{\text{equipo } x}^o$ Coste del equipo calculado mediante correlación o mediante la regla de Williams - $F_M$ es un factor de corrección que depende del material de construcción - $F_P$ es un factor de corrección que depende de la presión - $B_1$ son parámetros característicos del equipo	

Ilustración 56: Coste de equipos corregidos por P, T y materiales.

# REFERENCIAS

---

- [1] J. M. d. S. y. Pineda, Industrias transformadoras de frutas y hortalizas, Madrid: Dossat S.A., 1965.
- [2] Naranja, «La Enciclopedia libre Wikipedia,» [En línea]. Available: <https://es.wikipedia.org/wiki/Naranja>. [Último acceso: 25 Febrero 2020].
- [3] J. d. A. Observatorio de precios y mercados, «Informe semanal de cítricos. Campaña 19/20, semana 3,» 2020.
- [4] G. P. y. D. S. J. d. A. Conserjería de Agricultura, «El aforo de cítricos para 2018-2019 en Andalucía prevé un incremento del 2,5% con respecto a la campaña anterior,» 19/10/2018.
- [5] E. Comission, «Statistical Factsheet Spain,» Agriculture and Rural Development, Junio 2019.
- [6] E. Comission, «The citrus market in the EU: production, areas and yields,» 13 noviembre 2018.
- [7] V. C. y M. D. I. R. E.-U. Ruíz-Altisent, «Control de calidad en la comercialización de frutas,» *Vida Rural*, pp. 50-55, 15 mayo 1998.
- [8] H. R. y. M. Roser, «Environmental impacts of food production,» *Our World in Data*, 2020.
- [9] n. 8. Reglamento (CE), «Producción y etiquetado de los productos ecológicos,» Diario Oficial de la Unión Europea, 28 junio 2007.
- [10] P. P. G.-C.-P. d. Milano, *Special Chemical Technologies: Renewable Raw Materials*, Milano, 2018.
- [11] A. E. F. J. Association, «AIJN Liquid Fruit. Market Report 2019,» Brussels, 2019.
- [12] F. E. U. H. S. V. C. S. A. M. D. P. N. José Luis Hoyos, «Determinación de parámetros fermentativos para la formulación y obtención de vino de naranja (*Citrus sinensis*),» *Facultad de Ciencias Agropecuarias*, vol. 8, nº 1, pp. 27-34, Enero-Junio 2010.
- [13] P. A. M. M., Aceites Esenciales, Medellín: Facultad Química Farmacéutica, Universidad de Antioquía, 2001.
- [14] A. Waste, «Alimentación animal. Elaboración de pellets».
- [15] Kozan, «HPLC determination of organic acids, sugars, phenolic compositions and antioxidant capacity of orange juice and orange wine made from a Turkish,» University of Cukurova, Faculty of Agriculture, Department of Food Engineering, Adana, Turkey, 18/12/2008.
- [16] V. B. Naranjo, Proceso Industrial de Elaboración de Zumo de Naranja, Sevilla, junio 2015.

- [17] C. C.-A. Ivonne Cerón-Salazar, «Evaluación del proceso integral para la obtención de aceite esencial y pectina a partir de la cascara de naranja,» *Ingeniería y ciencia ISSN 1794-9165*, vol. 7, nº 13, pp. 65-86, enero-junio 2011.
- [18] R. S. Gras, «Guía técnica ainia de envases y embalaje,» Ainia, [En línea]. Available: <http://www.guiaenvase.com/bases/guiaenvase.nsf/V02wp/D24C96B9564E2A4EC1256F250063FAA3?Opendocument>. [Último acceso: 1 mayo 2020].
- [19] D. G. y. H. S. Sierra, Purificación y usos del biogás, Cerdanyola del Vallès: Universitat Autònoma de Barcelona, Junio 2017.
- [20] P. L. Vilches, «Procesos biológicos anaerobios,» DIQA, Universidad de Sevilla, Sevilla, 2018.
- [21] E. y. R. S. Taersa - Tratamiento de Aguas, «Anaeróbico - EGSB (Expanded Granular Sludge Bed),» Caba, Argentina, 2016.
- [22] A. T. E. d. C. y. R. (ATECYR), «Guía técnica: Selección de equipos de transporte de fluidos,» Instituto para la Diversificación y Ahorro de la Energía (IDAE), Madrid, junio de 2012.
- [23] A. M. Torrado, «Citric Acid Production from Orange Peel Wastes by Solid-State Fermentation,» *Brazilian Journal of Microbiology*, vol. 42, nº 1, pp. 394-409, 2011 Jan-Mar.
- [24] M. & E. I. AECOM, Wastewater Engineering Treatment and Resource Recovery, New York NY: McGraw Hill, 2014.
- [25] J. C. S. P. H. Warren McCabe, «Agitación y mezcla de líquidos,» de *Operaciones Unitarias en Ingeniería Química*, México D.F., McGraw Hill Interamericana, 2007, p. 261.
- [26] V. C. Uribe, «DISEÑO Y CÁLCULO DE UN AGITADOR DE FLUIDOS,» Universidad del Bío-bío, Facultad de Ingeniería, Chile, Octubre 2013.
- [27] M. M. V. y. S. A. M. González, «Reactores Anaerobios de Flujo Ascendente (RAFA's o UASB). Antología,» Laboratorio de Ingeniería Ambiental; Centro Tecnológico Aragón, Aragón, 2011.
- [28] M. d. I. M. C. Palacio, Tratamiento de Efluentes Gaseosos, Sevilla: Departamento de Ingeniería Química y Ambiental, Universidad de Sevilla, 2020.
- [29] G. P. S. R. K. Towler, Chemical engineering design principles, practise and economics of plant and process design, Butterworth-Heinemann: Oxford, 2013.
- [30] «Tarifas de Emasesa para usuarios domésticos, industriales y de otros usos,» EMASESA: Empresa Metropolitana de Abastecimiento y Saneamiento de Aguas de Sevilla S.A., 2020. [En línea]. Available: <https://www.emasesa.com/clientes/tu-factura/tarifas/>. [Último acceso: 5 mayo 2020].
- [31] COGERSA, «Compost COGERSA,» [En línea]. Available: <http://www.cogersa.es/metaspacesportal/14498/19176>. [Último acceso: abril 2020].

# BIBLIOGRAFÍA

---

1. Pagina web Bodegas García Carrión.  
<http://www.garciacarrion.es/es/donsimon/inicio>
2. Línea de producción de Zumo de Fruta. Proyecto Fin de Carrera. Autor: Jaime Solis Guzmán. Profesor: Tomás Lloret García. Escuela Superior de Ingenieros, Universidad de Sevilla (febrero 2005).
3. Proyecto de una industria de extracción, procesado y envasado de zumo de naranja en el municipio de Paiporta, Valencia. Julio 2019. Autor: Mario Martín Zapatero. Tutor: Andrés Caballero Calvo. Escuela Técnica Superior de Ingenierías Agrarias, Universidad de Valladolid.
4. Pectin. Chapter 10. Claus Rolin and Joop De Vries. Copenhagen Pectin, DK-4623 Lille Skensved, Denmark.
5. Biogás sostenible a pequeña escala a partir de residuos de la agroindustria para la autosuficiencia energética. Biogas3. Remigio Berruto, Patrizia Busato, Alessandro Sopegno, Lorenzo Venudo, Daniele Rossi
6. Ingeniería Básica de una Planta de Extracción de Aceite Esencial de “Mentha arvensis L.” por Destilación de Arrastre con Vapor. Jesús Ruiz Galán, Sevilla 2019
7. Guía técnica a inia de envases y embalaje. Raquel Sanleón Gras. Dpto. Tecnologías del envase de a inia  
<http://www.guiaenvase.com/bases/guiaenvase.nsf/V02wp/D24C96B9564E2A4EC1256F250063FAA3?OpenDocument>
8. Estudio del aceite esencial de la cáscara de la naranja dulce (Citrus sinensis, variedad Valenciana) cultivada en Labateca (Norte de Santander, Colombia) X. Yáñez Rueda, L. L. Lugo Mancilla, D. Y. Parada Parada  
[Bistua: Revista de la Facultad de Ciencias Básicas](#) 2007, 5(1)
9. Determinación de los parámetros óptimos de funcionamiento para un equipo de extracción sólido-líquido en la extracción de aceite esencial de naranja usando un sistema de cáscara de naranja – alcohol etílico. Tesis Germán Martín Ruiz Garay, Juan José Saavedra Rotta. Universidad Nacional Mayor de San Marcos, Facultad de Química e Ingeniería Química (Lima, Perú 2007).
10. Introducción a la obtención de aceite esencial de limón. Mariano Cerutti, Fernando Neumayer (INVENIO Junio 2004)
11. Chemical composition and antimicrobial activity of Gannan navel orange (Citrus sinensis Osbeck cv. Newhall) peel essential oils. National Navel Orange Engineering Research Center, College of Life and Environmental Sciences, Gannan Normal University, Ganzhou City, Jiangxi Province, China. 2019 The Authors. Food Science & Nutrition published by Wiley Periodicals, Inc.
12. Preparation and phycochemical evaluation of chitosan/poly(vinyl alcohol)/ pectin ternary film for food-packaging applications. S. Tripathi, G.K. Mehrotra, P.K. Dutta. Carbohydrate polymers, volume 79, issue 3, 11 february 2010, pages 711-716.
13. Extracción de pectina de residuos de cáscara de naranja por hidrólisis ácida asistida por microondas (HMO). Vanesa Y. Zegada Franco. Centro de investigaciones de Procesos Industriales (CIPI). Universidad Privada Boliviana. Inv. y Des. vol.1 no.15 Cochabaamba 2015.
14. Production of biogas fro banana and plantain peels. Mather O. Ilori, Sunday A. Adebusoye, A.K. Iawal and Oluwatoyin A. Awotiwon. Department of Botany and Microbiology, University of Lagos, Lagos Nigeria. Federal Institute of Industrial Research, Oshodi, Lagos, Nigeria. 2007, AENSI.

15. Chemical Process Design and Integration. Robin Smith. Appendix C Heat transfer Coefficients and Pressure Drop in Shell-and-Tube Heat Exchangers.

<https://www.slideshare.net/MiguelAngelmartinezS1/chemical-process-design-and-integration-r-smith-2nd-ed>

16. Iveco trakker tracción 6x4, ST Aguatrans

<https://www.staguatrans.com/nuestros-vehiculos-camion-cisterna/>

17. Fabricante SULZER

<https://www.sulzer.com/es-es/spain/shared/products/z22-double-suction-axially-split-single-stage-centrifugal-pump>

# GLOSARIO

---

ISO: International Organization for Standardization

UNE: Una Norma Española

S.S.T.: sólidos solubles totales

DQO: demanda química de oxígeno

OMG: Organismos Modificados Genéticamente

EFJC: European Fruit Juice Consumption

$C_4H_3OCHO$ : Furfurol

$CH_3CH_2OH$ : Etanol

$CO_2$ : dióxido de carbono

$CH_4$ : metano

DA: digestión anaeróbica

AGV: ácidos grasos volátiles

CPW: Citrus Peel Waste

UV: ultravioleta

SS: sólidos en suspensión

GSS: separador de gas/sólidos

MP: mezcla perfecta

NPK: Nitrógeno (N), fósforo (P) y potasio (K)

VAN: Valor Actual Neto

TIR: Tasa Interna de Retorno