

UNIVERSIDAD DE OVIEDO

**MASTER UNIVERSITARIO EN BIOTECNOLOGÍA
ALIMENTARIA**

**“TRATAMIENTO DE AGUAS
RESIDUALES EN LA INDUSTRIA DEL
ZUMO DE MANZANA”**

PROYECTO FIN DE MASTER

POR

ADRIÁN LLANEZA GONZÁLEZ

JUNIO, 2012



ÍNDICE	Página
I. RESUMEN	I
II. ABSTRACT	III
III. FIGURAS	V
IV. TABLAS	VII
1. INTRODUCCIÓN	1
1.1. Contaminación del subsector de zumos y concentrados	1
1.2. Normativa que afecta a las aguas residuales	4
1.2.1. Normativa europea que afecta a la industria de transformados vegetales	4
1.2.2. Normativa española que afecta a la industria de transformados vegetales	5
1.3. Objetivo del proyecto	8
2. CONSIDERACIONES TEÓRICAS	9
2.1. Procesado y técnicas específicas a la elaboración del zumo	9
2.1.1. Limpieza, selección y clasificación de los frutos	14
2.1.2. Extracción	15
2.1.3. Pasteurización/Esterilización y enfriamiento	17
2.1.4. Concentración	21
2.2. Consumos y balances globales	26
2.2.1. Consumos	26
2.2.2. Balances globales	29
2.3. Técnicas de tratamiento de aguas residuales	30
2.3.1. Pretratamientos	31
2.3.2. Tratamientos primarios	34
2.3.3. Tratamientos secundarios	35

2.3.4.	Tratamientos terciarios	41
3.	DISEÑO DE LA PLANTA	43
3.1.	Datos de partida	43
3.2.	Justificación del tratamiento adoptado	44
3.2.1.	Línea de agua residual	44
3.2.2.	Línea de fangos.....	47
4.	CÁLCULOS DE LOS EQUIPOS	51
4.1.	Canal de entrada	51
4.2.	Rejas	52
4.2.1.	Cálculo de la velocidad de paso entre barras de la rejilla.....	52
4.2.2.	Cálculo de las pérdidas de carga.....	53
4.3.	Tamiz.....	56
4.4.	Tanque de homogeneización	57
4.4.1.	Dimensiones del tanque de homogeneización.....	57
4.4.2.	Cálculo de la energía necesaria para el mezclado	59
4.5.	Decantador primario	60
4.5.1.	Dimensiones del decantador.....	61
4.5.2.	Zona de entrada	63
4.5.3.	Campana central	63
4.5.4.	Vertedero	64
4.5.5.	Barrederas de fangos	64
4.5.6.	Caudales de fango producidos.....	64
4.5.7.	Poceta de fangos	65
4.5.8.	Reducción de DQO y de DBO ₅	66
4.5.9.	Reducción del Nitrógeno y Fósforo.....	67
4.5.10.	Características del agua en la decantación primaria.....	67

4.6.	Tratamiento anaerobio	67
4.6.1.	Dimensiones del reactor	68
4.6.2.	Reducciones de los parámetros contaminantes	70
4.6.3.	Características del agua en el tratamiento anaerobio.....	70
4.6.4.	Intercambiador de calor	71
4.6.5.	Aprovechamiento del biogás	78
4.7.	Tratamiento aerobio.....	79
4.7.1.	Dimensiones del reactor	80
4.7.2.	Necesidad y transferencia de oxígeno	84
4.7.3.	Potencia a instalar	89
4.7.4.	Fangos en exceso	90
4.7.5.	Relación de recirculación	92
4.7.6.	Decantador secundario	92
4.7.7.	Reducciones de los parámetros contaminantes	96
4.7.8.	Características del agua en el tratamiento aerobio	96
4.8.	Laguna de maduración.....	97
4.8.1.	Dimensiones de la laguna de maduración	97
4.8.2.	Reducciones de los parámetros contaminantes	98
4.8.3.	Características del agua en la laguna de maduración	99
4.8.4.	Comparación aguas finales/vertido permitido.....	99
4.9.	Espesador por gravedad.....	100
4.9.1.	Dimensiones del espesador.....	100
4.9.2.	Balance al espesador.....	103
4.9.3.	Depósito tampón de fangos	104
4.10.	Filtro banda.....	105
4.11.	Tolva de almacenamiento.....	108

4.12.	Cálculo de tuberías	109
4.13.	Cálculo de bombas	112
5.	CONCLUSIONES.....	117
6.	SÍMBOLOS	119
7.	BIBLIOGRAFÍA	125

I. RESUMEN

En el presente proyecto, se presenta una industria de zumo de manzana. En esta industria, el agua es una materia prima imprescindible para el desarrollo de su actividad. Su producción de aguas residuales es de 200000 m³/año, su origen tiene lugar en cuatro procesos: en la eliminación de partes del fruto, en la extracción del zumo, en la pasteurización y en la concentración, mezclándose en un mismo canal. Estas aguas residuales presentan una alta carga contaminante, debido alto contenido de materia orgánica y sólidos en suspensión y variación de su pH.

Se ha diseñado una planta de tratamiento de aguas residuales, para reducir su alta carga contaminante y corregir su pH, seleccionando aquellos equipos o procesos que produzcan menos contaminación, de forma que pueda realizarse el vertido al río, dentro de los límites marcados por el Real Decreto 1/2001. La planta se ha diseñado en dos líneas: la de aguas residuales y la de los fangos producidos en el tratamiento.

La línea de aguas residuales consta de: un pretratamiento (desbaste y homogeneización), un tratamiento primario (decantador primario), un tratamiento anaerobio (reactor UASB), un tratamiento aerobio (fangos activos) y un tratamiento terciario (laguna de maduración).

La línea de fangos la forma un espesador y un filtro banda (con el fin de conseguir unos fangos secos para su transporte y control).

II. ABSTRACT

This project presents an Apple juice industry. In this industry, water is an essential raw material for the development of the activity. Its production of waste water is 200000 m³ per year, its origin takes place in four processes: the elimination of parts of the fruit, the juice extraction, the pasteurisation and concentration, mixing in a same channel. These waste waters present a high pollution load, due to the high content of organic matter and solids in suspension and its pH variation.

A waste water treatment plant is designed to reduce its high pollution load and correct its pH, selecting those equipment or processes that produce less pollution, so the dumping into the river is carried out, within the limits set by the Royal Decree-Law 1/2001. The plant has been designed in two lines: one for the waste water and another for the sludge produced in the treatment.

The sewage line consists of: a pretreatment (roughing and homogenization), a primary treatment (primary decanter), anaerobic treatment (UASB reactor), aerobic treatment (activated sludge) and a tertiary treatment (lagoon of maturation).

The sludge line is made up of a thickener and a band filter (in order to get some dry sludge for its transport and monitoring).

III. FIGURAS	Página
Figura 1. – Distribución porcentual de los distintos productos hortofrutícolas utilizados en la elaboración de zumos.....	2
Figura 2. – Diagrama de flujo de la elaboración de zumos y concentrados	12
Figura 3. – Extracción por prensado.....	16
Figura 4. – Extracción por centrifugación	17
Figura 5. – Extracción por difusión	17
Figura 6. – Esquema del pasteurizador completo más sencillo.....	18
Figura 7. – Pasteurizador con recuperación de calor.....	20
Figura 8. – Evaporador de simple efecto.....	22
Figura 9. – Evaporador de múltiple efecto	23
Figura 10. – Termocompresión en un sistema de efecto múltiple.....	23
Figura 11. – Recompresión mecánica del vapor.....	24
Figura 12. – Técnica de membrana	24
Figura 13. – Esquema de las fases del proceso de concentración por congelación.....	26
Figura 14. – Consumo de agua en la industria de zumos	27
Figura 15. – Consumo de energía en la industria de zumos	28
Figura 16. – Clasificación de los tratamientos	31
Figura 17. – Diagrama de flujo típico de tratamiento de aguas residuales procedentes del sector de la fruta y vegetales.....	45
Figura 18. – Diagrama de flujo de la instalación adoptada	49
Figura 19. – Valor del coeficiente K_2 en cálculo de pérdida de carga en reja.....	54
Figura 20. – Imagen del tamiz Hidranet H – 1800 304.....	56
Figura 21. – Definición esquemática de un agitador de turbina en un tanque provisto de deflectores.....	58

Figura 22. – Decantador circular de alimentación central.....	61
Figura 23. – Diagrama de un decantador.....	65
Figura 24. – Manto de fango anaerobio de flujo ascendente.....	67
Figura 25. – Balance de masas típicos de sólidos suspendidos para el control de la recirculación de fangos.....	81
Figura 26. – Balance al espesador por gravedad.....	104
Figura 27. – Esquema de un filtro banda.....	105

IV. TABLAS	Página
Tabla 1. – Ventas por sabores de zumos y néctares en España.....	3
Tabla 2. – Límites de vertido de aguas residuales a cauce público.....	6
Tabla 3. – Límites de vertido en algunas Comunidades.....	7
Tabla 4. – Límites de vertido en algunos Municipios españoles.....	8
Tabla 5. – Balance de consumo en la industria de zumos.....	29
Tabla 6. – Datos del agua residual en la industria de zumos.....	30
Tabla 7. – Clasificación de las rejillas en función de la separación entre barros.....	32
Tabla 8. – Datos típicos de rendimiento de procesos anaerobios empleados en el tratamiento de vertidos industriales.....	36
Tabla 9. – Valores del coeficiente k_3 en cálculo de pérdida de carga de rejillas.....	55
Tabla 10. – Valores de k para las necesidades de energía de mezclado.....	60
Tabla 11. – Velocidad ascensional a caudal medio.....	61
Tabla 12. – Tiempo de retención recomendados (h).....	62
Tabla 13. – Información típica para el proyecto de los tanques de decantación circular utilizados para el parámetro primario del agua residual.....	63
Tabla 14. – Valores en vertederos ($(m^3/h)/m$).....	64
Tabla 15. – Tiempo de retención en pocetas (h).....	66
Tabla 16. – Resumen de las características del agua en la decantación primaria.....	67
Tabla 17. – Características del agua en el tratamiento anaerobio.....	70
Tabla 18. – Valores del coeficiente α	73
Tabla 19. – Valores del coeficiente λ de algunos materiales.....	73
Tabla 20. – Parámetros de diseño de algunos procesos de fangos activos.....	80
Tabla 21. – Concentración de saturación de oxígeno en agua limpia a diferentes temperaturas.....	87

Tabla 22. – Valores del coeficiente K_{T3} para diferentes sistemas de aireación.....	88
Tabla 23. – Parámetros de la decantación secundaria a caudal medio	93
Tabla 24. – Características del agua en el tratamiento aerobio	96
Tabla 25. – Características del agua en la laguna de maduración	99
Tabla 26. – Características agua tratada frente a los valores admisibles de vertido.....	99
Tabla 27. – Valores típicos de la carga hidráulica en espesadores por gravedad.....	101
Tabla 28. – Valores típicos de la carga de sólidos en espesadores por gravedad.....	102
Tabla 29. – Valores típicos de concentración en un espesador por gravedad	103
Tabla 30. – Resumen diámetros nominales de tuberías.....	111
Tabla 31. – Resumen potencia de las bombas	115
Tabla 32. – Comparación de las características del agua residual tratada.....	117

1. INTRODUCCIÓN

1.1. Contaminación del subsector de zumos y concentrados

El subsector de zumos y concentrados está dentro de lo que es el sector de elaborados vegetales. Esta industria de elaborados vegetales es una industria compleja dentro de las referidas al sector agroalimentario debido, básicamente, al gran número de materias primas y técnicas que se emplean, así como de productos que se llegan a elaborar. En este sector se incluyen las siguientes actividades principales:

- Zumos y concentrados vegetales
- Conservas vegetales en salmuera, en su jugo o almíbar
- Congelados vegetales

Se trata de un subsector afectado por normativas que tienden a potenciar la fabricación de productos más naturales, y para el que se ha considerado fundamental el derecho del consumidor a disponer de una información concreta y clara acerca de lo que compra. Las empresas del este subsector están obligadas a indicar si el producto es:

- Mezcla de zumo de fruta
- Zumo a base de concentrado
- Néctar
- Fruto total o parcialmente de un producto concentrado

Dentro del subsector de zumos y concentrados en España, cabe destacar la presencia de grandes multinacionales y la concentración empresarial que se está llevando a cabo en los últimos años, pues del total de aproximadamente 100 empresas existentes entre embotelladoras y transformadoras sólo 10 de ellas controlan el 75% del mercado nacional. No obstante, permanecen algunas empresas consideradas tradicionales que compiten a nivel local o regional con las anteriores. Son estas empresas tradicionales las que tienen una localización geográfica más definida (Región de Murcia, Comunidad Valenciana y Comunidad de Aragón); por el contrario, la localización de las grandes empresas es menos específica.

En relación a las materias primas utilizadas para la elaboración de los zumos, cabe destacar que casi el 90 % se corresponde con el melocotón, la piña y la naranja. Manzana, tomate, pera y otras frutas y hortalizas son los productos restantes con los que se elaboran zumos como puede verse en la *figura 1*. En cuanto al envase más utilizado en el subsector, es el de tipo “brick” con un 88% del total, seguido por el vidrio en un 10.7% del total.

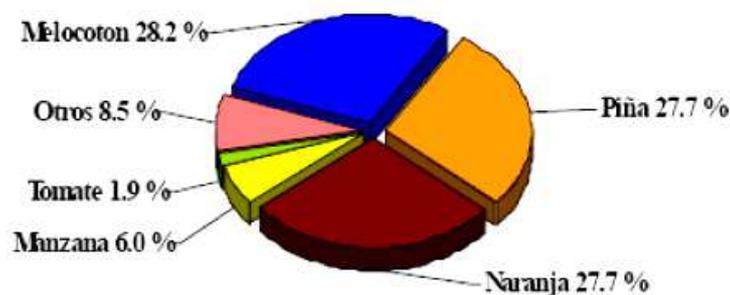


Figura 1. – Distribución porcentual de los distintos productos hortofrutícolas utilizados en la elaboración de zumos (Cascales F., 2001)

En el mercado, como se puede observar en la *tabla 1* con el paso de los últimos años, ha ido disminuyendo la cantidad de zumo vendido. Los zumos de naranja, piña y melocotón representan más del 50 % de la producción total de zumos y néctares de España. Del total de la producción aproximadamente el 70 % se destina a consumo interno.

En España, el nivel de consumo de zumos es de 20 litros por habitante y año, lo que nos sitúa en un nivel medio con respecto a los países europeos por debajo de Alemania (40 litros), Austria (38 litros) y Holanda (26 litros); por encima de Italia (12 litros) y similar a Francia y el Reino Unido.

En relación al comercio exterior la exportación de zumos y néctares sigue la pauta de crecimiento que está experimentando el sector; en concreto, en el 2008 ha habido un incremento en el volumen exportado del 20 % que ha supuesto un 18 % de subida con respecto al año anterior en valor en millones de euros. El crecimiento más importante se ha producido en la exportación de zumos y néctares de naranja, de uva y de mezclas, siendo estos últimos los que han tenido un incremento porcentual más importante. Ello indica que el mercado se mueve hacia la búsqueda de nuevos productos, de productos con valor añadido y nuevos formatos de ventas.

Tabla 1. – Ventas por sabores de zumos y néctares en España (en millones de litros) (web 1)

Sabor	2006			2005			2004			2003			2002		
	Cantidad	%	Δ	Cantidad	%	Δ	Cantidad	%	Δ	Cantidad	%	Δ	Cantidad	%	Δ
Naranja	134.3	27.6	-4.8	141	27.8	-4.9	143.2	28.1	-1.6	150.9	28.5	7.2	140.7	27.4	-2.2
Tomate	9.5	2	-1	9.6	1.9	-2	9.8	1.9	-3.9	10.2	1.9	0.2	9	1.9	-2.1
manzana	29	6	-3.3	30	5	-5.4	31.7	6	2.3	31	5.9	-3.4	32.1	6.3	-3.7
Melocotón	130.4	26	-4.8	137	27.1	-4.9	141.1	27.8	1	142.7	27	-0.5	143.4	28.1	-4.9
Piña	136.3	28	-4.7	143	28.2	-2.5	146.7	27.6	-1.3	148.6	29	4.6	141.8	27.6	-1.3
tropical	6.6	1.4	1.5	3.5	1.3	-4.8	14.2	1.6	12.7	0	1	-10.7	0	1.3	-0.9
enriquecidos	15.8	3.2	1.9	15.5	3.1	-1.9	15.8	3	9.7	14.4	2.7	-4.6	15.1	2.9	25.2
Otros	24.3	5.8	2.1	25.8	5.6	-2.9	24.5	4	-4.5	25.6	4	0.5	23.6	4.5	-0.7
Total Zumos	486.2	100	-4	505.4	100	-3.9	527	100	-0.4	523.4	100	3.1	505.7	100	-2.4
Naranja	30.2	93.2	15.3	26.2	92.9	17.5	23.1	92.5	13	19.8	92	24.1	13	90.8	0.5
Tomate										0.2	1		0.2	1.1	
manzana										0.1	0.5		0.1	0	
Melocotón										0.1	0.5		0.1	0.6	
Piña										0.5	2.2	-32	0.7	4	-15
Pomelo										0.1	0.5		0.1	0.6	-33
Otros	2.2	6.8	10	20	7.1	11.1	1	7.5	0.9	0.7	3.3	30.5	0.4	2.9	14.6
Total Zumos Refrigerados	32.4	100	14.9	46.2	100	17	24.1	100	12.1	21.5	100	22.5	14.6	100	2
Naranja							0.4	100	-42.9	0.7	100	-61.1	1.8	100	
Total Zumos Congelados							0.4	100	-42.9	0.7	100	-61.1	1.8	100	0
Melocotón	66.5	39.1	-4.5	69.6	39.2	-3.3	71	39.2	-2.2	73.6	39.2	5	70.1	39.6	1.4
naranja	21.5	12.6	-7.7	23.3	13.1	-2.9	24	13.1	-4.6	29.2	13.4	4.1	24.2	13.7	3.9
Piña	44.4	26.1	-5.9	47.2	26.6	-3.1	49.7	25.6	-3.6	50.6	27	5.4	48	27.1	0.4
pera										3.7	2	2.8	3.6	2	5
Albaricoque										1.7	0.9	21.4	1.4	0.8	15.5
Tropical	9.3	5.5	-2.1	9.5	5.3	-3.1	9.8	6.2	0.5	9.2	4.9	19.2	7.7	4.4	37.5
Otros	28.5	16.7	1.8	26	15.8	-4.1	29.2	15.9	0.3	23.7	12.6	8	22	12.4	10.4
Total Néctares	170.2	100	-4.2	175.6	100	-3	183.7	100	-2.1	191.7	100	6	177	100	10.9
Néctares sin azúcar añadido	152.5	100	5	145.2	100	5.2	136.7	100	9.3	12.1	100	19	105.1	100	28.3
Mosto/zumo de uva	40.7	100	-5.6	43.1	100	-5.9	43.8	100	-7.5	49.4	100	0	52.9	100	-3.2
TOTAL MERCADO	882	100	-2.1	900.5	100	-1.5	917.7	100	0.5	913.1	100	5.3	857.1	100	1.9

La generación de aguas residuales en el subsector de transformados vegetales es importante como consecuencia del elevado consumo de agua, sobre todo en cuanto a su volumen o caudal; aproximadamente entre el 70 al 80% del consumo de agua se vierte en forma de aguas residuales (el 20 - 30% restante se incorpora al producto como líquido de gobierno, se pierde en evaporaciones, etc.).

Otro aspecto importante de las aguas residuales es la carga contaminante que contienen. El agua entra en contacto con el producto y se produce un intercambio de sustancias del producto al agua. La carga contaminante de estos vertidos se debe principalmente al contenido de materia orgánica y sólidos en suspensión y en ocasiones sales disueltas.

Dichos contaminantes se traducen analíticamente en parámetros como DBO (demanda bioquímica de oxígeno), DQO (demanda química de oxígeno) y sólidos en suspensión totales (SST), y en ocasiones en vertidos con alta conductividad y pH's variables en función del proceso, materia prima o si se utiliza el pelado alcalino.

Con respecto al punto de vertido de las aguas residuales, puede realizarse a colector municipal (donde generalmente existen depuradoras municipales) o a cauce público (en cuyo caso los límites son mas restrictivos que en un colector municipal).

Otra particularidad muy común en este tipo de industria es la irregularidad en la producción en función de las diferentes campañas de elaboración y en ocasiones con paradas de actividad entre campañas, dificultando todo ello el tratamiento de las aguas residuales.

1.2. Normativa que afecta a las aguas residuales

Las competencias sobre la regulación y el control de vertido de aguas residuales dependen del lugar en el que la empresa realice el vertido de sus aguas residuales. Así, cuando los vertidos se realizan a cauce publico de cuencas hidrográficas intercomunitarias la competencia recae sobre el Estado, cuando el vertido es a cauce público de cuencas hidrográficas intracomunitarias o al mar la competencia recae sobre la Comunidad Autónoma y si el vertido es la red de saneamiento la competencia corresponde al Ayuntamiento del municipio donde se realice el vertido.

Esto quiere decir que dependiendo de donde se realice el vertido habrá que aplicar una normativa u otra y, por lo tanto, los límites máximos de contaminantes aplicables también difieren significativamente, en este caso no sólo de donde se vierta sino también de la Comunidad o Municipio donde se realice el vertido.

1.2.1. Normativa europea que afecta a la industria de transformados vegetales

Dentro de la normativa europea se encuentra la Directiva 91/271/CEE del Consejo, de 21 de mayo de 1991, sobre el tratamiento de las aguas residuales urbanas y la Directiva 2000/60/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 23 de octubre de 2000, también conocida como Directiva marco de aguas.

Respecto a la Directiva 91/271/CEE tiene por objeto la recogida, el tratamiento y el vertido de las aguas residuales urbanas y el tratamiento y vertido de las aguas residuales procedentes de determinados sectores industriales, así como proteger el medioambiente de los efectos negativos de dichos vertidos. Estos sectores son los señalados en el Anexo III de la Directiva y entre ellos se encuentran dos que afectan a la industria de transformados vegetales:

- Productos elaborados del sector hortofrutícola.
- Elaboración y embotellado de bebidas sin alcohol.

La Directiva 2000/60/CE es la que constituye el marco para la protección de las aguas superficiales continentales, las aguas de transición, las aguas costeras y las aguas subterráneas. Esta Directiva constituye un texto básico que incide de forma muy importante sobre los aspectos ambientales de las aguas y se apoya, tal y como se indica en su Anexo VI, en programas de medidas de acuerdo con diferentes directivas entre las que figura la Directiva 91/271/CEE relativa al tratamiento de aguas residuales urbanas.

1.2.2. Normativa española que afecta a la industria de transformados vegetales

A. Vertidos a cauce público

El Real Decreto 1/2001, de 20 de julio, por el que se aprueba el texto refundido de la Ley de Aguas y el Real Decreto 606/2003, de 23 de Mayo, por el que se modifica el Real decreto 849/1986, de 11 de Abril, por el que se aprueba el Reglamento del Dominio Público Hidráulico, sobre medidas de regularización y control de vertidos y los planes de cuenca establecen el marco jurídico general aplicable a las aguas y los vertidos a cauce público.

El Real Decreto 1/2001 en su artículo 100 punto 1, indica respecto a los vertidos que:

“A los efectos de la presente Ley, se considerarán vertidos los que se realicen directa o indirectamente en las aguas continentales, así como en el resto del dominio público hidráulico, cualquiera que sea el procedimiento o técnica utilizada. Queda prohibido, con carácter general, el vertido directo o indirecto de aguas y de productos residuales susceptibles de contaminar las aguas continentales o cualquier otro elemento del dominio público hidráulico, salvo que se cuente con la previa autorización administrativa”.

Y en el punto 2, se indica lo siguiente:

“La autorización de vertido tendrá como objeto la consecución de los objetivos medioambientales establecidos. Dichas autorizaciones se otorgarán teniendo en cuenta las Mejores Técnicas Disponibles y de acuerdo con las normas de calidad ambiental y los límites de emisión fijados reglamentariamente”

El Real Decreto 1/2001 fija tres tablas de valores límite de vertido, según el grado de tratamiento que deben recibir para su desinfección, que se utilizan como referencia por los organismos de cuenca para desarrollar o para la concesión de la autorización de vertidos a cauce público.

Tabla 2. – Límites de vertido de aguas residuales a cauce público (Real Decreto 1/2001)

Parámetro	Grupo de calidad		
	Tabla 1	Tabla 2	Tabla 3
pH	5.5 – 9.5	5.5 – 9.5	5.5 – 9.5
Sólidos en suspensión (mg/L)	300	150	80
Materias sedimentable (mg/L)	2	1	0.5
Sólidos gruesos	Ausentes		
DBO ₅ (mg/L)	300	60	40
DQO (mg/L)	500	200	160
Temperatura	Menos de 3 °C de incremento		
Color	Inapreciable por dilución		
CromoIII (mg/L)	4	3	2
Cromo VI (mg/L)	0.5	0.2	0.2
Cadmio (mg/L)	0.5	0.2	0.1
Zinc (mg/L)	20	10	3
Cobre (mg/L)	10	0.5	0.2
Estaño (mg/L)	10	10	10
Hierro (mg/L)	10	3	2
Detergentes (mg/L)	6	3	2
Manganeso (mg/L)	10	3	2
Níquel (mg/L)	10	3	2
Plomo (mg/L)	0.5	0.2	0.2
Cloruros (mg/L)	2000	2000	2000
Sulfatos (mg/L)	2000	2000	2000
Fósforo total (mg/L)	20	20	10
N - Nítrico (mg/L)	20	12	10
Amoniaco (mg/L)	50	50	15
Aceites y grasa (mg/L)	40	25	20

El significado de cada una de ellas es el siguiente:

- **Tabla 1:** Tratamiento físico simple.
- **Tabla 2:** Tratamiento físico simple, tratamiento químico.
- **Tabla 3:** Tratamientos físicos y químicos intensivos.

Los planes hidrológicos de cuenca aprobados en el Real Decreto 1664/1998 del Ministerio de Medio Ambiente, de 24 de julio de 1998 contienen los límites de vertido a cada cuenca en particular.

En definitiva, estas normativas establecen los procedimientos y los requerimientos técnicos para la obtención de la autorización de vertidos a cauce público y los criterios de calidad para poder realizar el vertido. Asimismo, establecen el pago de un canon con carácter anual y periódico cuyo importe viene fijado en la Resolución de la Autorización de vertidos.

B. Vertidos a red de saneamiento

Las Administraciones Municipales, en virtud de la Ley 7/1985, de 2 de Abril, Reguladora de las Bases del Régimen Local, ejercerá competencias en diferentes materias y entre ellas la de “*tratamiento de residuos, alcantarillado y tratamiento de aguas residuales*”. La incorporación de las competencias municipales se hará, en todo caso, respetando las diferentes Normativas que las distintas Administraciones (Unión Europea, Estatal y/o de las Comunidades Autónomas) si las hubiere.

Esto implica que los vertidos deben ajustarse a los límites establecidos en la normativa existente en cada zona en particular. Todo ello conlleva que exista cierta diversidad en los límites de contaminantes aplicados a los vertidos en función de la Comunidad o Municipio donde se realice el vertido.

En las siguientes tablas se muestran los límites aplicados en algunas Comunidades Autonómicas y algunos Municipios.

Tabla 3. – Límites de vertido en algunas Comunidades

(Guía de Mejores Técnicas Disponibles del sector de transformados vegetales).

Parámetros	Región de Murcia	Navarra	Asturias	Madrid	La Rioja	Cataluña
DQO (mg/L)	1100	1000	1600	1750	1000	1500
DBO (mg/L)	650	500	1000	1000	600	500
SST (mg/L)	500	500	1000	1000	600	500
CE (µS/cm)	5000	5000	5000	5000	5000	6000
pH	5.5 – 9.5	5.5 – 9.5	6 - 9	6 - 9	5.5 – 9.5	6 - 9

Tabla 4. – Límites de vertido en algunos Municipios españoles
(Guía de Mejores Técnicas Disponibles del sector de transformados vegetales).

Parámetros	Cuenca	Palencia	Málaga	Granada	Badajoz	Valencia	Barcelona	Zaragoza	Álava
DQO (mg/L)	1500	1750	1500	1400	1750	1500	1500	1500	900
DBO (mg/L)	500	1000	500	700	1000	500		500	300
SST (mg/L)	600	1000	500	700	1000	500	750	500	200
CE (µS/cm)			5000	300			6000	3000	
pH	6 – 9.5	5.5 – 9.6	5.5 - 11	6 – 9.5	5.5 - 9.6	5.5 - 9	7.5 – 9.5	7.5 – 9.5	6.5 – 8.5

1.3. Objetivo del proyecto

En este proyecto, se ha supuesto una industria de zumo de manzana, con una producción de 40000 m³/año de zumo, situada en el concejo de Laviana (Asturias), que capta el agua necesaria para llevar a cabo las etapas de producción del zumo, del río Nalón. Esta planta tiene una producción de aguas residuales de 200000 m³ al año, con una alta carga contaminante.

El objetivo general de este proyecto es diseñar una planta de tratamiento de aguas residuales para la fábrica de producción de zumo de manzana.

Con el diseño de esta instalación se pretenderá depurar el agua residual procedente del proceso de fabricación del zumo de manzana con el fin de no sólo alcanzar los niveles límite de contaminación establecidos por el Real Decreto 1/2001, sino intentar que estén muy por debajo de los mismos para contribuir, en mayor medida, al cuidado del medio ambiente. Además, se realizará el tratamiento de los fangos generados en la depuración del agua residual de forma que se consiga unos fangos de mayor sequedad para su posterior transporte y control.

Otro de los objetivos será el escoger aquellos equipos o procesos que produzcan una menor contaminación y por lo tanto sean más beneficiosos para el medio ambiente, además de que sean los adecuados para estas tareas de depuración del agua residual y del tratamiento de fangos.

2. CONSIDERACIONES TEÓRICAS

2.1. Procesado y técnicas específicas a la elaboración del zumo

El mercado de los zumos y los néctares ofrece una gran diversidad de productos reflejo de la variedad de procesos productivos existentes para la elaboración de los mismos. De ahí que se puedan considerar dos subsectores:

- **Sector de Semielaborados:** productores de materias primas (concentrados, zumos directos, purés, pulpas, fibras...) destinadas a plantas envasadoras de zumos o a otros sectores.
- **Sector de Envasados:** destinados a la fabricación de productos envasados listos para el consumo (zumos directos, zumos procedentes de concentrado, néctares de frutas, bebidas funcionales a base de zumos...).

Ambos sectores presentan sus problemáticas medioambientales, pero también hay similitudes en el proceso productivo y una base legal común que es la Reglamentación técnico-sanitaria de zumos de frutas y de otros productos similares destinados a la alimentación humana, recogida en el Real Decreto 1050/2003, de 1 de agosto (BOE nº 184, 2 de agosto de 2003) y transposición de la Directiva 2001/112/CE del Consejo, de 20 de diciembre de 2001.

El objeto de la mencionada Reglamentación técnico-sanitaria es definir lo que se entiende por zumos de frutas y productos similares, y establecer las normas para su elaboración y comercialización. Se resumen a continuación:

En cuanto a las denominaciones y características de los productos se dan las definiciones para: zumo de frutas, zumo de frutas a base de concentrado, zumo de frutas deshidratado o en polvo, néctar de frutas, puré de frutas, puré de frutas concentrado y pulpa o celdillas. También figuran las características que tiene que reunir la fruta destinada a la transformación de estos productos.

- **Zumo de frutas:** producto susceptible de fermentación, pero no fermentado, obtenido a partir de frutas sanas y maduras, frescas o conservadas por el frío, de una o varias especies, que posea el color, el aroma y el sabor característicos de los zumos de la fruta de la que procede. Se podrá

reincorporar al zumo el aroma, la pulpa y las celdillas que haya perdido con la extracción.

En el caso de los cítricos, el zumo de frutas procederá del endocarpio. No obstante, el zumo de lima podrá obtenerse a partir del fruto entero, siempre que se apliquen prácticas de fabricación correctas que permitan reducir al máximo la presencia en el zumo de constituyentes de las partes exteriores del fruto.

- **Zumos de frutas a base de concentrados:** producto obtenido mediante la incorporación al zumo de frutas concentrado de la cantidad de agua extraída al zumo en el proceso de concentración y la restitución de los aromas, y en su caso, la pulpa y celdillas perdidas del zumo, pero recuperados en el proceso de producción del zumo de frutas de que se trate o de zumos de frutas de la misma especie.
- **Zumo de frutas deshidratado o en polvo:** producto obtenido a partir de zumo de frutas de una o varias especies por eliminación física de la práctica totalidad del agua.
- **Néctar de frutas:** producto susceptible de fermentación, pero no fermentado, obtenido por adición de agua y de azúcares y/o miel a los productos definidos anteriormente, al puré de frutas o a una mezcla de estos productos. La adición de azúcares y/o miel se autoriza en una cantidad (igual al 20% del peso total del producto acabado). En el caso de la elaboración de néctares de frutas sin azúcares añadidos o de valor energético reducido, los azúcares podrán sustituirse total o parcialmente por edulcorantes.
- **Puré de frutas:** El producto susceptible de fermentación, pero no fermentado, obtenido tamizando la parte comestible de frutas enteras o peladas sin eliminar el zumo.
- **Puré de frutas concentrado:** El producto obtenido a partir del puré de frutas por eliminación física de una proporción determinada del agua que lo constituye.
- **Pulpa o celdillas:** Los productos obtenidos de la parte comestible de fruta de la misma especie sin eliminar el zumo. Además, en lo referente a los cítricos, la pulpa y las celdillas son los sacos de zumo obtenidos del endocarpio.

En cuanto a los procedimientos de extracción, ingredientes, tratamientos y sustancias autorizadas esta reglamentación señala para la extracción los procedimientos mecánicos y los procedimientos físicos habituales para la elaboración de zumos concentrados, para facilitar la filtración y la decantación se admiten las enzimas (pectolíticas, proteolíticas y amilolíticas) y los coadyuvantes de filtración químicamente inertes y agentes de precipitación (perlita, diatomita lavada, celulosa, polivinilpolipirrolidona, poliamida insoluble, poliestireno). También se autoriza el uso de gelatina alimenticia, taninos, bentonita, sílica gel y carbón vegetal y para el desamargado de zumos cítricos, los coadyuvantes de adsorción químicamente inertes.

En relación a los ingredientes permitidos, éstos quedan recogidos en el Real Decreto 142/2002, de 1 de febrero.

El proceso de elaboración del zumo consta, *figura 2*, de las siguientes fases:

- **Limpieza, selección y clasificación de los frutos:** con la limpieza se elimina polvo, residuos de pesticidas y tierra. Con la selección se desechan los frutos podridos y se puede realizar manual o mecánicamente. La clasificación por tamaños suele hacerse de forma mecanizada.
- **Extracción de los aceites esenciales:** mediante un raspado de la capa más superficial del flavedo.
- **Extracción del zumo:** para la obtención de jugos y concentrados se utilizan gran variedad de sistemas y equipos, a menudo adaptados muy específicamente a la materia prima a procesar. Esta operación puede ser compleja en cuyo caso existe una operación de extracción y otra de tamizado del zumo (caso de los cítricos) o básica, en cuyo caso la extracción y el tamizado se realizan en la misma operación (prensado o centrifugación). Los sistemas de extracción están muy íntimamente ligados a la naturaleza de la materia prima.
- **Decantación:** esta operación se realiza en aquellos zumos que habitualmente se consumen con un acabado final transparente (uva, manzana). Se basa en una precipitación y eliminación de sustancias disueltas que con el tiempo pueden conferir un aspecto no transparente en el jugo. En el caso de la uva, hay que eliminar el bitartrato potásico en sobresaturación para evitar la formación de pequeños cristales. En esta operación se pueden producir cantidades apreciables de residuos y fangos.

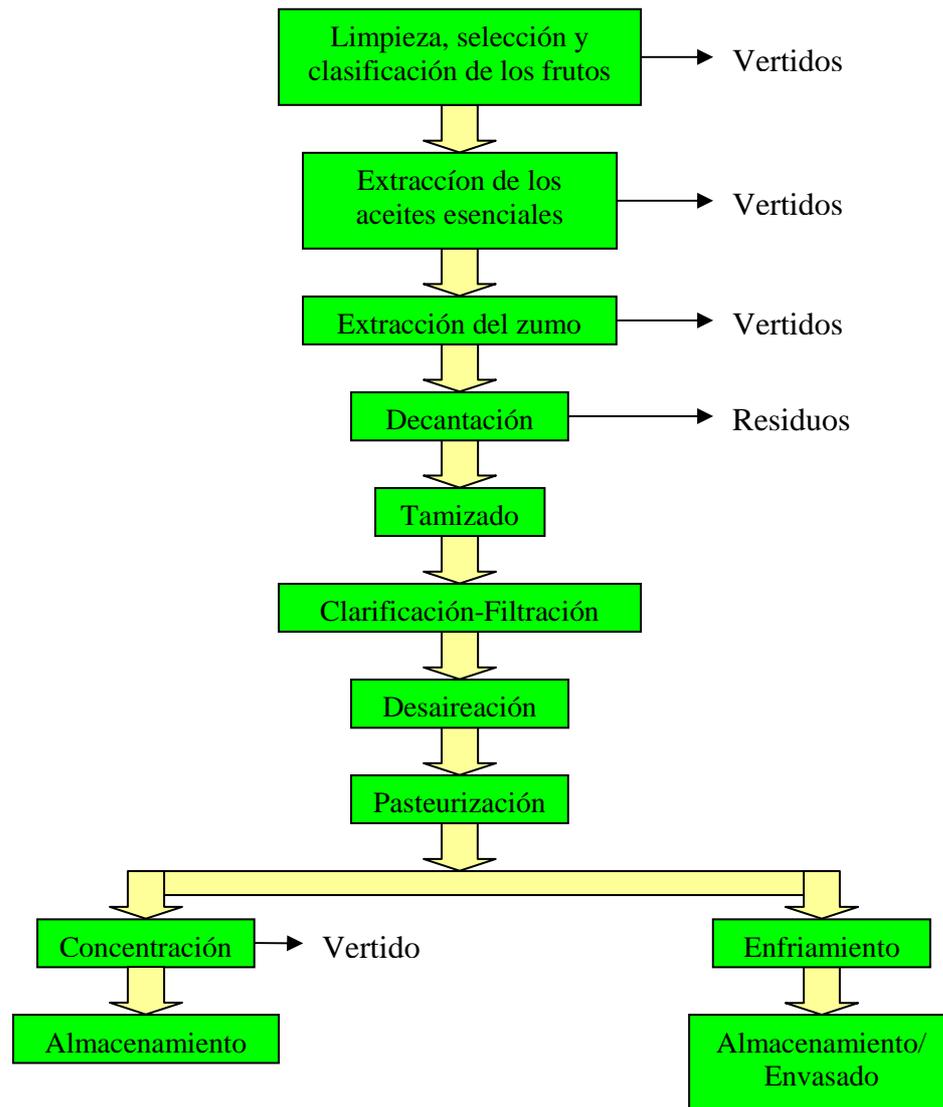


Figura 2. – Diagrama de flujo de la elaboración de zumos y concentrados

(AINIA, Instituto Tecnológico Alimentario).

- **Tamizado del zumo:** para eliminar restos de corteza y centrifugado para tipificar el contenido en pulpa.
- **Clarificación-filtración:** la clarificación consiste en la eliminación de todas las materias pécticas, proteicas y gomosas que se encuentran en los zumos y pueden dificultar la filtración. En esta operación la producción de residuos sólidos no es significativa. Esta clarificación se puede realizar mediante centrifugación o filtrado.

Posteriormente, en algunos zumos como el de uva y manzana, se realiza una operación de filtración para mejorar su aspecto. Esta operación no se realiza

en la elaboración de zumos de naranja, tomate o piña. Se puede utilizar diferentes técnicas como el filtro prensa o los filtros rotativos a vacío.

La clarificación y filtración se puede realizar simultáneamente utilizando técnicas de membrana.

- **Desaireación:** esta operación se realiza en los zumos y concentra dos de cítricos y tomate para mejorar el aroma y color del producto, disminuir la espumación durante el enlatado de jugos y reducir la separación de sólidos en suspensión.

La operación se basa en la eliminación del oxígeno y otros gases como el CO₂ disueltos en el jugo, mediante la aplicación de vacío. En esta operación se producen consumos de energía que no son significativos.

- **Pasteurización:** el método general de conservación de zumos y concentrados es la pasteurización, que consiste en el calentamiento del zumo a temperaturas entre 60 y 100 °C durante un tiempo variable.

Se puede utilizar en casi todos los zumos debido a que su mayoría tienen un pH relativamente bajo. La pasteurización se puede realizar sobre el zumo antes de envasar o sobre los envases cerrados conteniendo el zumo.

La pasteurización rápida del zumo una vez desaireado consiste en elevar su temperatura a 82 - 90 °C durante 5 a 10 segundos en el caso de productos ácidos. Posteriormente se enfría a la temperatura adecuada para su llenado en envases esterilizados.

El tratamiento térmico tiene dos objetivos principalmente:

- **Inactivación de enzimas:** para evitar la pérdida de la turbiedad del zumo, un factor de calidad. Los enzimas rompen las cadenas de pectinas con lo que queda en el zumo un sobrenadante restando calidad al zumo.
- **Eliminación de los microorganismos:** cuando el llenado es aséptico, se realiza una esterilización (eliminación casi total de gérmenes) que supone un mayor calentamiento del producto o del envase.

En algunas ocasiones, la micro filtración puede ser utilizada como una técnica de “pasteurización” en frío.

Cuando se ha obtenido el zumo, puede destinarse para la elaboración de concentrados o para su consumo natural.

- **Concentración:** en la elaboración de zumos concentrados se realiza una operación de concentración que consiste en la eliminación de la mayor parte del contenido inicial de agua de los zumos.

Una vez obtenido el zumo concentrado, éste es utilizado como base para la elaboración de refrescos, se puede mezclar con otros zumos, o puede ser consumido directamente por mezcla con zumo.

El zumo concentrado tiene una serie de ventajas para las empresas que lo elaboran porque permite mejor transporte y almacenamiento, ya que ocupa menos espacio y además no se ha de conservar a temperaturas bajo cero como el zumo congelado. Por otra parte, el zumo concentrado se puede conservar durante todo el año y esto le permite a la empresa un continuo abastecimiento del mercado.

Las tecnologías utilizadas por las empresas para cada operación dependen en gran medida del tipo de materia prima con la que se trabaja y la tipología del producto buscado.

Se describirán más detalladamente aquellas operaciones específicas de la elaboración de zumos y concentrados que generen aguas residuales que posteriormente son las que se tratarán (limpieza, selección y clasificación de los frutos, extracción, pasteurización y concentración).

2.1.1. Limpieza, selección y clasificación de los frutos

La reducción de tamaño con motivo de presentación comercial, adecuación al tipo de envase, normas de calidad, etc., es muy habitual en la elaboración de vegetales.

Para la eliminación de partes y reducción de tamaño de productos fibrosos se utilizan en general fuerzas de impacto y cizalla, aplicadas generalmente por medio de una arista cortante. La eliminación de partes del producto puede realizarse de forma:

- **Manual:** por medio de operarios entrenados que retiran las partes no deseadas para el procesado (puntas, corazones, cubiertas vegetales, etc.) o que lo cortan según las especificaciones del mismo.
- **Automatizada:** la eliminación de partes o el corte del producto se realizan de forma mecanizada. Las técnicas más empleadas son los equipos que

constan de cuchillas rotatorias, discos cortantes, etc., que se pueden ajustar dependiendo de la longitud o el grosor del corte que se quiera realizar.

- **Combinada:** manual y mecanizada. Por medio de operarios entrenados que retiran las partes no deseadas para el procesado y posteriormente se realiza el corte mecanizado del producto.

Hay **otros equipos** más específicos como cubitadoras, despuntadoras, laminadoras, ralladoras, trituradores, etc. Hay operaciones de reducción de tamaño más especializadas como la conversión de los sólidos a pulpa semisólida y blanda.

2.1.2. Extracción

Los sistemas de extracción para la obtención de jugos y concentrados dependen en gran medida de la naturaleza de la materia prima.

Se emplean gran variedad de sistemas y equipos. Esta operación puede ser compleja en cuyo caso existe una operación de extracción y otra de tamizado del zumo (caso de los cítricos) o puede ser básica, en cuyo caso la extracción y el tamizado se realizan en la misma operación (prensado o centrifugación).

Para la extracción en el zumo de manzana se suele emplear los siguientes métodos:

- Prensa tornillo, hidráulica, etc.
- Centrífugas.
- Difusión.

A. Extracción por prensado

Existen prensas discontinuas y continuas, entre las primeras se encuentra la prensa de tanque, consiste esencialmente en un cilindro horizontal cuyo espacio interior se halla dividido por una membrana. En un ciclo de presión automáticamente controlado de 1-5 horas, la pulpa de la fruta en cuestión es conducida hasta una cara de la membrana a través de unas aberturas laterales, al propio tiempo que se aplica presión de aire por la cara opuesta. El zumo exprimido se recoge en unos canales y cuando el prensado se ha completado, el tanque gira sobre su eje longitudinal para desprender y eliminar el residuo del prensado. Un incremento ligero de la presión de prensado

permite obtener un rendimiento elevado de zumo de gran calidad. Estas prensas, cuya capacidad oscila de 3600 - 25000 Kg. (AINIA, Instituto Tecnológico Alimentario), al ser cerradas, poseen la ventaja de que evitan la contaminación del producto.

Entre las prensas continuas se encuentran:

- **Prensas de cinta sinfín:** de gran capacidad de producción y permiten la elaboración de zumos de gran calidad. La principal desventaja es su elevado coste y su difícil mantenimiento y limpieza.
- **Prensa de tornillo:** como se puede apreciar en la *figura 3*, consiste en un robusto cilindro metálico horizontal dotado de un tornillo helicoidal de acero inoxidable de paso de rosca decreciente hacia su extremo, lo cual permite aumentar la presión sobre la pulpa a medida que ésta progresa por el interior del cilindro. La porción distal de éste, es perforada, para permitir el paso del zumo extraído. La torta de prensado se elimina a través de una abertura en el cilindro metálico. La presión en el interior del mismo puede regularse ajustando el diámetro de la abertura de descarga. En la extracción de zumos, el cilindro se refrigera con agua, para reducir los efectos del calor generado.

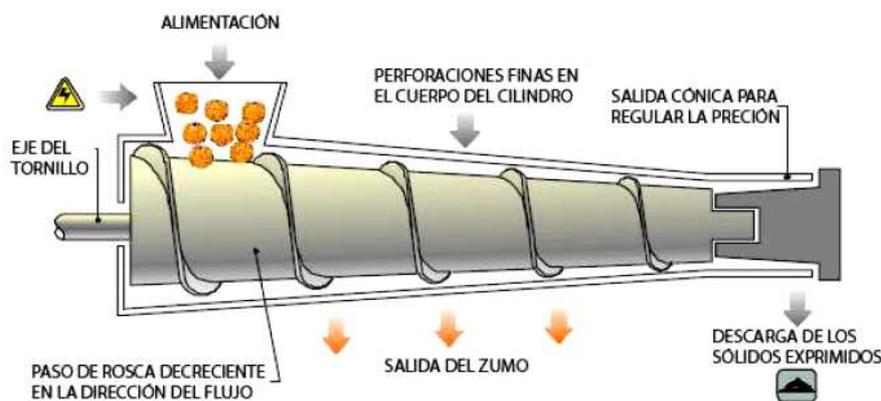


Figura 3. – Extracción por prensado (AINIA, Instituto Tecnológico Alimentario).

B. Extracción por centrifugación

El zumo que se obtiene por simple extracción tiene un alto contenido en sólidos (pulpa). Este inconveniente se soluciona mediante centrífugas, que pueden ser verticales u horizontales, reduciendo el contenido en pulpa de un 20% a menos del 1% en volumen, quedando de esta forma un zumo adecuado para posteriores procesos. En la *figura 4*, se muestran las distintas partes que lo componen.

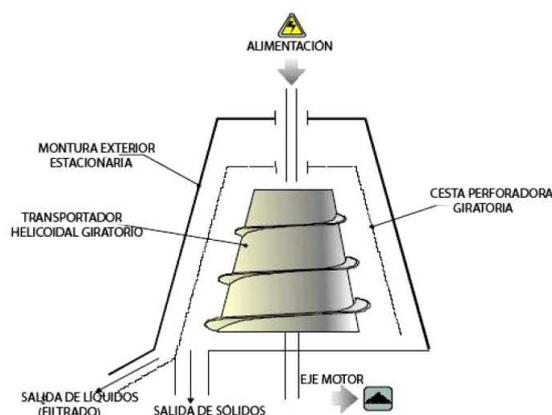


Figura 4. – Extracción por centrifugación (AINIA, Instituto Tecnológico Alimentario).

C. Extracción por difusión

El equipo consiste en un robusto cilindro metálico horizontal dotado de un tornillo helicoidal inclinado de acero inoxidable de paso de rosca decreciente hacia su extremo (*figura 5*). El tornillo va cortando y despedazando la fruta. La porción distal de éste, es perforada, para permitir el paso del zumo extraído. La torta de prensado se elimina través de una abertura en el cilindro metálico. En la extracción de zumos, el cilindro se refrigera con agua, para reducir los efectos del calor generado.

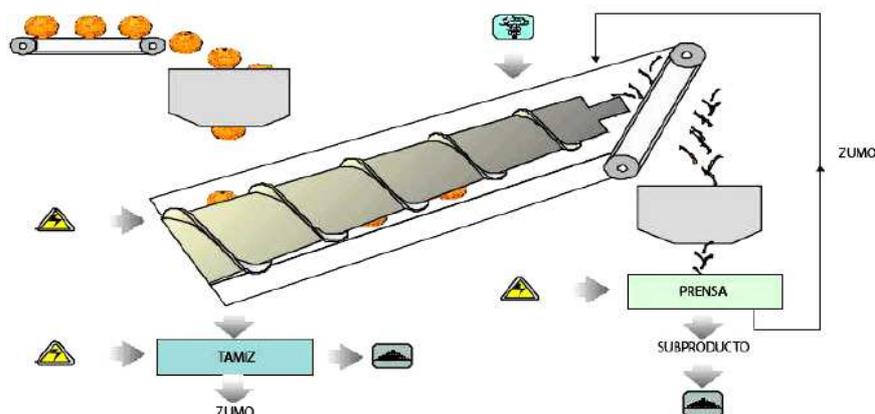


Figura 5. – Extracción por difusión (AINIA, Instituto Tecnológico Alimentario).

2.1.3. Pasteurización/Esterilización y enfriamiento

Generalmente, el factor limitante de los tratamientos de pasteurización es su actuación sobre las características organolépticas y nutricionales de los alimentos tratados. La elección de la temperatura y del tiempo de tratamiento vendrá condicionada por la preservación de la composición inicial del alimento: impedir la destrucción de las

vitaminas de los zumos de frutas, evitando en todos los casos la aparición de los gustos a cocido que deteriorarían irreversiblemente los productos.

Generalmente se puede elegir entre dos grandes sistemas de pasteurización:

- Baja temperatura durante un tiempo largo (LTLT: *low temperature-long time*): para zumos sería mantener el producto a 75 - 80 °C durante 2 - 4 minutos.
- Alta temperatura durante un tiempo corto (HTST: *high temperature-short time*). En el caso de los zumos llegaría hasta 85 - 95 °C durante 15 - 60 segundos.

En el caso de zumos nos referimos únicamente a los equipos empleados en la pasteurización HTST, que son los adecuados para el tratamiento en continuo.

La instalación completa de pasteurización constará de:

- Una primera zona de calentamiento.
- Una segunda zona de mantenimiento de la temperatura.
- Una tercera de enfriamiento y de las bombas, sistemas de medida y de control.
- Accesorios necesarios para conseguir un proceso preciso y eficiente.

A continuación se muestra (*figura 6*) un diagrama de flujo de lo que sería un pasteurizador completo. El fluido calefactor que aporta el calor al producto es agua caliente, ya que a las alturas a las que se trabaja no es preciso usar vapor de agua. El fluido refrigerante a la salida también sería agua, esta vez a bajas temperaturas. El producto una vez pasteurizado será llevado a continuación, en las condiciones de asepsia adecuadas, al equipo de llenado de los envases en que se vaya a comercializar.

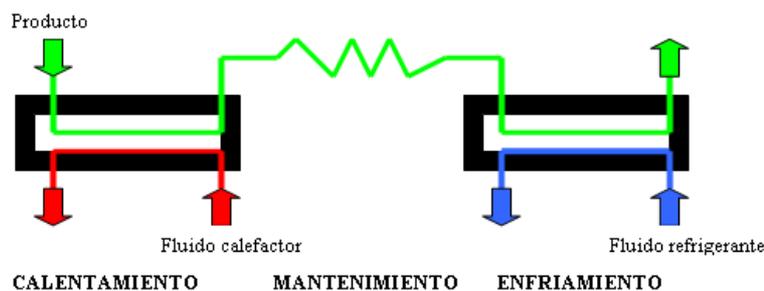


Figura 6. – Esquema del pasteurizador completo más sencillo

(Guía de Mejores Técnicas Disponibles del sector de transformados vegetales).

En la fase de pasteurización se produce un consumo de energía (por aplicación de temperatura elevada), por lo que la adopción de sistemas eficientes en la recuperación de calor permite ahorros de energía considerables. La eficacia de la transmisión de calor en estos equipos se puede valorar conociendo su coeficiente global de transmisión de calor, que indica la cantidad de calor transferido por unidad de tiempo, por unidad de superficie de intercambio y por cada grado centígrado de diferencia de temperaturas. Es interesante conseguir los más altos valores para este coeficiente, ajustando de la mejor forma las variables de las que depende:

- Turbulencia del flujo.
- Forma, espesor y tipo de material de la pared de intercambio.
- Presencia de depósitos en la pared de intercambio.

Los pasteurizadores continuos para productos sin envasar se clasifican en dos tipos:

- Cambiadores de calor tubulares (tubos concéntricos, de superficie rascada, carcasa y tubo).
- Cambiadores de calor de placas.

Para pasteurizar zumos de baja y media densidad se suelen usar esterilizadores de placas o tubulares, que están bastante optimizados en cuanto a recuperación de calor, disminución de consumos de agua en el enfriado y precalentamiento del alimento. Además, estos equipos permiten utilizar sistemas integrados de limpieza C.I.P (Cleaning In Place).

A. Cambiadores de tubos concéntricos

Fundamentalmente están compuestos por una serie de parejas de tubos concéntricos unidos unos a otros por medio de codos. Por el interior de los tubos circulan los fluidos, generalmente el producto ocupa el espacio central mientras que el fluido térmico se coloca en el espacio anular que queda libre entre los dos tubos. Los fluidos podrán circular en corrientes paralelas o en contracorriente.

B. Cambiadores de superficie ampliada

Son unos cambiadores de calor de tubos concéntricos dispuestos casi siempre en posición vertical, especialmente diseñados para el trabajo con productos de viscosidad

elevada, que presentan aletas y/o protulevancias al objeto de aumentar la superficie de contacto. En estos cambiadores al no formarse incrustaciones del producto en las paredes el coeficiente de transmisión de calor es elevado.

C. Cambiadores de carcasa y tubos

Están formados por un haz de tubos paralelos dispuestos dentro de una envolvente o carcasa. En uno o en los dos extremos de la carcasa se dispone un cabezal que se encarga de dirigir el flujo de uno de los fluidos. Uno de los fluidos circulará por el interior de los tubos mientras que el otro lo hará entre los tubos y la envolvente.

D. Cambiadores de calor de placas

Este tipo de cambiador está compuesto por uno o varios paquetes de placas de acero inoxidable, equipadas con juntas y colocadas una al lado de otra en un bastidor entre un cabezal fijo y otro móvil. Entre estos dos cabezales existen unos tirantes que se encargan de ejercer la presión suficiente para conseguir la estanqueidad necesaria en las juntas. Un rail solidario al cabezal fijo permite el desplazamiento de las placas para las operaciones de mantenimiento (revisión, limpieza, etc.).

E. Pasteurizadores con recuperación de calor

Son intercambiadores de calor, donde el producto fluye en ambos lados de las placas o los tubos. Permite que el calor del producto estéril caliente sea transferido al producto no estéril frío que entra al sistema.

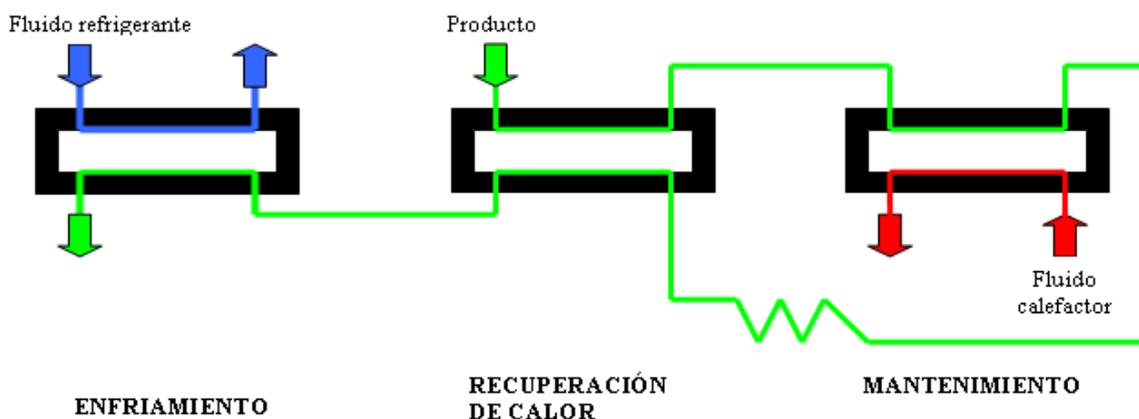


Figura 7. – Pasteurizador con recuperación de calor

(Guías de Mejores Técnicas Disponibles del sector de transformados vegetales).

2.1.4. Concentración

Generalmente, los alimentos que se concentran permanecen en estado líquido. Los alimentos se concentran para proporcionarles un aumento de la vida útil y/o incrementar su valor. Además, la concentración permite una reducción de los costes de transporte, cuando el producto final se obtiene por restitución del agua hasta su nivel inicial. La concentración del producto se realiza principalmente en tomate y frutas con la finalidad de aumentar la viscosidad y textura del producto.

Se utilizan tres grandes grupos de técnicas para realizar esta operación:

- Evaporación.
- Técnicas de membrana.
- Congelación.

Estas tecnologías son las más utilizadas en la industria de concentrados, siendo la criocentración otra tecnología que, aunque produce concentrados de gran calidad, no es utilizada por sus elevados consumos energéticos.

En la operación de concentración, los efectos medio ambientales más importantes son el consumo energético, las aguas de refrigeración (concentración por evaporación) y la producción de efluentes derivados de la condensación de las aguas de evaporación.

A. Evaporación

En este proceso un disolvente volátil (agua en el caso de zumos) es eliminado por ebullición de un alimento líquido hasta que su contenido en sólidos alcance la concentración deseada.

La evaporación presenta varias ventajas sobre la concentración por congelación y los procesos por membrana. Las plantas modernas de evaporación son muy efectivas en la utilización de pequeñas cantidades de vapor para producir una elevada eliminación de agua. Técnicas tales como la evaporación de múltiple efecto y la recompresión térmica reducen de forma importante el vapor requerido para conseguir un grado determinado de concentración.

Una segunda ventaja de la evaporación es el grado de concentración que se puede alcanzar. La evaporación con frecuencia supera concentraciones de 80 - 85% de sólidos, mientras que los procesos de membrana y la concentración por congelación

están limitados, por efectos de transferencia de masa, a niveles de concentración mucho más bajos.

La tecnología de evaporación ha avanzado significativamente hasta conseguir una alta eficiencia energética y una calidad elevada del producto. Para mejorar la eficiencia de la evaporación, se han desarrollado varios métodos, basados particularmente en la reutilización de la energía contenida en el vapor.

- **Evaporador de simple efecto**

El método de evaporación más simple es la utilización de un único efecto, decir, de un solo evaporador (*figura 8*), en el que el vapor se alimenta al interior de la cámara de vapor, el concentrado y el vapor producidos se eliminan y después este vapor se condensa hasta agua caliente. El método es sencillo, pero utiliza ineficazmente el vapor.

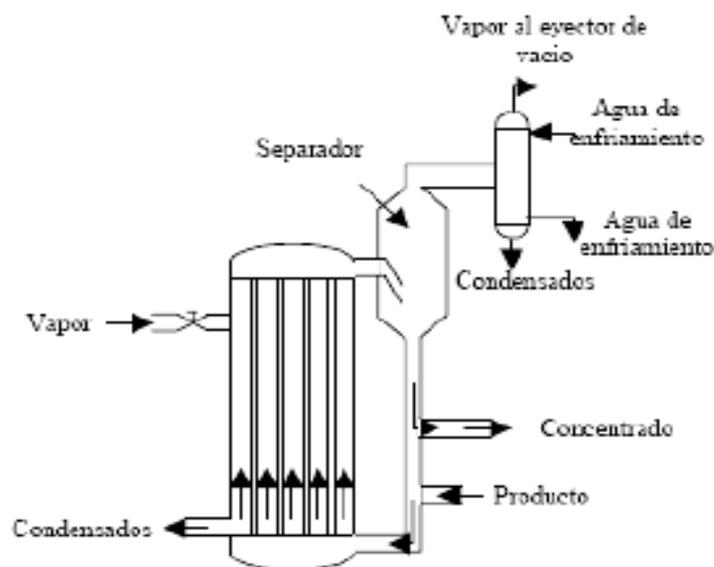


Figura 8. – Evaporador de simple efecto

(Guía de Mejores Técnicas Disponibles del sector de transformados vegetales).

- **Evaporador de múltiple efecto**

En el evaporador de simple efecto los vapores producidos se separan sin utilizar posteriormente su contenido calorífico. Ahora bien, si los vapores se reutilizan como medio de calentamiento (vapor primario) en otro paso de evaporación, el evaporador se denomina de múltiple efecto (*figura 9*).

La utilización de múltiples efectos tiene como objetivo la recuperación de energía.

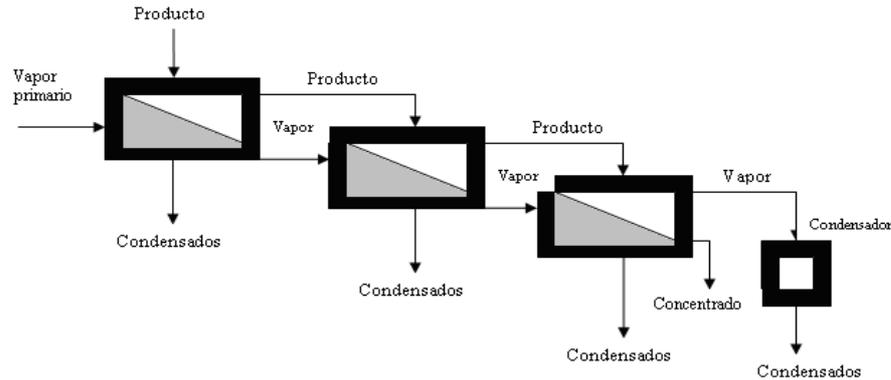


Figura 9. – Evaporador de múltiple efecto

(Guía de Mejores Técnicas Disponibles del sector de transformados vegetales).

Existen, además, otros sistemas de recuperación que a su vez pueden utilizarse en montajes en múltiple efecto:

- **Recompresión térmica del vapor:** una forma de reutilizar el vapor secundario consiste en reciclarlo, al menos parcialmente, reinyectándolo en el evaporador como vapor de calentamiento (*figura 10*).

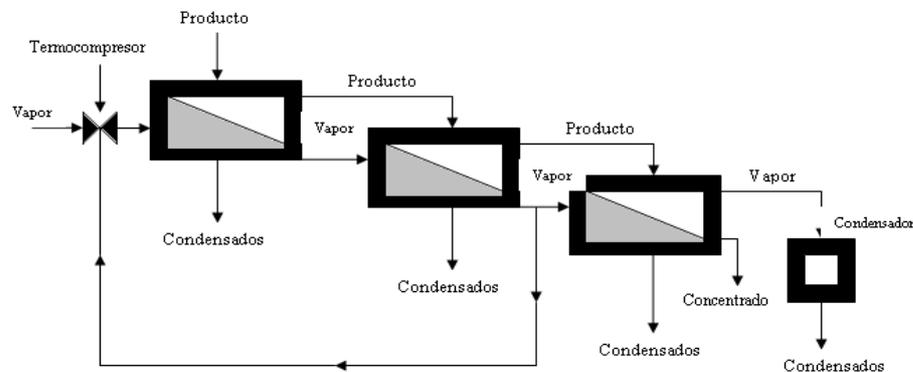


Figura 10. – Termocompresión en un sistema de efecto múltiple

(Guía de Mejores técnicas Disponibles del sector de transformados vegetales).

Para que esta solución sea posible es necesario compensar la caída de entalpía entre vapor de calentamiento y secundario, recomprimiendo el vapor a reciclar; esto se consigue por medio de un termocompresor.

- **Recompresión mecánica del vapor:** la compresión mecánica también puede mejorar la utilidad (presión, temperatura y contenido energético) de los vapores producidos durante la evaporación. Como se puede

apreciar en la *figura 11* los vapores de un efecto se comprimen para alcanzar una presión alta, en un compresor mecánico y después son reutilizados.

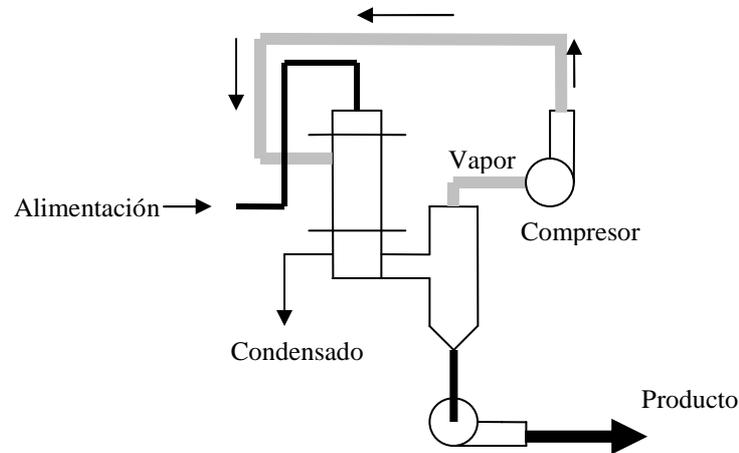


Figura 11. – Recompresión mecánica del vapor

(Guía Mejores técnicas Disponibles del sector de transformados vegetales).

B. Técnicas de membrana

Las técnicas de membrana aplicadas a la concentración de zumos consisten en la eliminación selectiva del agua y algunos solutos disueltos en la misma mediante el paso del zumo a través de una membrana semipermeable por medio de la aplicación de un gradiente de presión al líquido a concentrar.

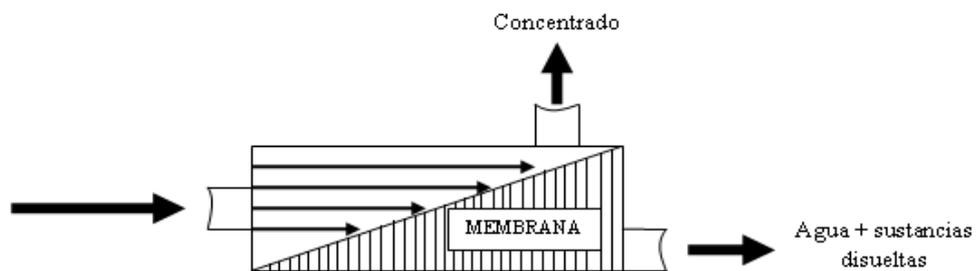


Figura 12. – Técnica de membrana

(Guía Mejores técnicas Disponibles del sector de transformados vegetales).

Las principales ventajas de la concentración por membrana, respecto a la evaporación, son:

- Las pérdidas organolépticas y de valor nutritivo son mínimas, en especial las de las sustancias volátiles. Dado que las operaciones de membranas

generalmente se realizan a temperaturas reducidas, $< 50\text{ }^{\circ}\text{C}$, no se produce degradación térmica de nutrientes, sólo algunos nutrientes con peso molecular bajo (tales como la vitamina C) se pierden a través de membranas de ultrafiltración, mientras que no se pierde ninguno por ósmosis inversa. Por lo tanto, la calidad de los alimentos procesados utilizando sistemas de membrana es generalmente superior a la conseguida empleando otras tecnologías de concentración.

- En los procesos de membrana no se producen cambios de gases (líquido – gas) por lo que sus consumos energéticos son menores.
- No se necesitan grandes volúmenes de agua para el enfriamiento posterior a la concentración.
- El agua eliminada del zumo posee unas características analíticas aceptables para su reutilización.

Las principales desventajas respecto a la evaporación son:

- No se pueden obtener grados de concentración tan elevados como con la evaporación (30 - 35° Brix frente a los 70 - 75° Brix alcanzados mediante evaporación).
- Mayores costes de inversión.
- Obstrucciones de las membranas (por polímeros), lo que reduce el tiempo de funcionamiento efectivo entre dos sesiones de limpieza consecutivas.

C. Congelación

La concentración de alimentos líquidos por congelación implica una reducción de la temperatura del producto de una forma suficientemente controlada, para conseguir una congelación parcial del mismo, hasta obtener una mezcla de cristales de hielo en un fluido concentrado. Estos cristales de hielo, si se han formado bajo condiciones apropiadas, serán muy puros, es decir, llevarán muy poco producto incorporado entre ellos. La separación de estos cristales puros de hielo, por centrifugación o por alguna otra técnica, lleva a conseguir un producto líquido concentrado. La concentración por congelación es aplicable a muchos alimentos. Se ha utilizado comercialmente para la concentración de zumo de naranja.



Figura 13. – Esquema de las fases del proceso de concentración por congelación

(Guía de Mejores técnicas Disponibles del sector de transformados vegetales).

Las principales ventajas de la utilización de la concentración por congelación, frente a la evaporación o a la ósmosis inversa, están relacionadas con las bajas temperaturas del proceso y la ausencia de la interfase líquido-vapor en la separación. La operación a baja temperatura permite la concentración de alimentos térmicamente sensibles sin pérdidas de calidad de los mismos; además en la separación sólido-líquido de la concentración por congelación no se producen pérdidas de sabor y aromas volátiles, como ocurre en la evaporación. Por estas razones, los productos obtenidos por este sistema generalmente presentan una calidad superior a los obtenidos por evaporación y equivalentes a los concentrados hechos por ósmosis inversa.

2.2. Consumos y balances globales

En este apartado se presentan datos con respecto a los aspectos ambientales y al impacto ambiental que provocan de forma global los procesos del sector de transformados vegetales.

A menudo, o más bien en la práctica totalidad de las empresas, la información cuantitativa disponible sobre los impactos ambientales se corresponde al proceso de elaboración en su conjunto y no al de las diferentes fases de la producción. Por ello, es importante aclarar que cuando se dan intervalos a consumos o en la emisión de contaminantes, corresponden a datos del proceso global y dentro de dichos intervalos habrá empresas de todos los tipos, en unos casos no habrán aplicado MTD y en otros casos sí, que en el caso de cada instalación puede tener implantadas las MTD en operaciones diferentes.

2.2.1. Consumos

A. Consumo de agua

En la industria agroalimentaria y en particular en el subsector de transformados vegetales el agua es una materia prima imprescindible para el desarrollo de su actividad,

de hecho este sector tiene un consumo de agua importante debido a las numerosas fases de producción y operaciones en las que se emplea: lavado de materias primas, escaldado y enfriamiento, tratamiento térmico, equipos auxiliares (producción de vapor, generación de frío, etc.), limpieza, etc.

Un hecho destacable en el consumo de agua de la industria de transformados vegetales es, como se puede deducir de la diversidad de operaciones y procesos en los que se utiliza, que se necesitan aguas de distintas calidades en función de su destino; ello es importante porque permite las recirculaciones y reutilizaciones adecuando la calidad del agua a las necesidades que el proceso u operación demande.

El consumo de agua del sector de transformados vegetales depende fundamentalmente de:

- Tipo de producto elaborado.
- Técnica empleada.
- Sistemas de reutilización del agua para el mismo uso (mediante torres de refrigeración) o para otros usos (aguas de enfriamiento para etapa de lavado de la materia prima, etc.).

En lo referente a la industria de zumos el consumo de agua (*figura 14*) es diferente en las distintas etapas del proceso, desde apenas hacer uso de ella hasta realizar gastos muy importantes, lo cual se debe a los factores de los que se comentó anteriormente.

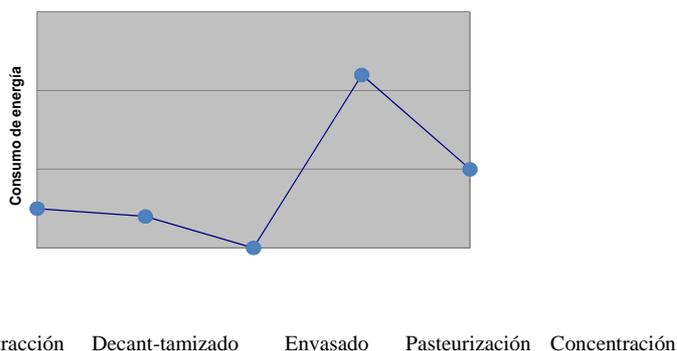


Figura 14. – Consumo de agua en la industria de zumos

(Guía de Mejores técnicas Disponibles del sector de transformados vegetales).

B. Consumo de energía

En relación con el consumo de energía, lo primero que hay que destacar es que la industria de transformados vegetales no se encuentra entre los sectores más consumidores de energía.

El calor se produce a partir de combustibles sólidos (leña, etc.), combustibles líquidos (fueloil, etc.), combustibles gaseosos (gas natural, etc.) y energía eléctrica (que es generada por combustibles sólidos, líquidos, gaseosos, nucleares o por saltos de agua, molinos de viento, etc.). La selección de la fuente de calor depende no sólo de consideraciones económicas sino también de los efectos del combustible y sus subproductos sobre los alimentos o el medio ambiente.

El vapor de agua necesario para muchas de las operaciones de transformación de los vegetales se genera mediante calderas de vapor. El combustible consumido en la caldera supone el 8.6 – 97.2 % del gasto energético total de la empresa. Solamente entre la mitad y dos tercios del vapor condensado retorna a la caldera, por lo que el calor que éste contiene se pierde. Aproximadamente el 40 % de las pérdidas energéticas de las fábricas son en forma de vapor y otro 10 – 20 % en forma de agua caliente (*Guía de Mejores Técnicas Disponibles del sector de transformados vegetales*).

El consumo energético en el sector de zumos es más uniforme que en el de consumo de agua como se puede apreciar en la siguiente figura, donde la pasteurización y enfriamiento es lo que más consume, seguido de la concentración y extracción, siendo lo que menos el calentamiento, tamizado, decantación y envasado.

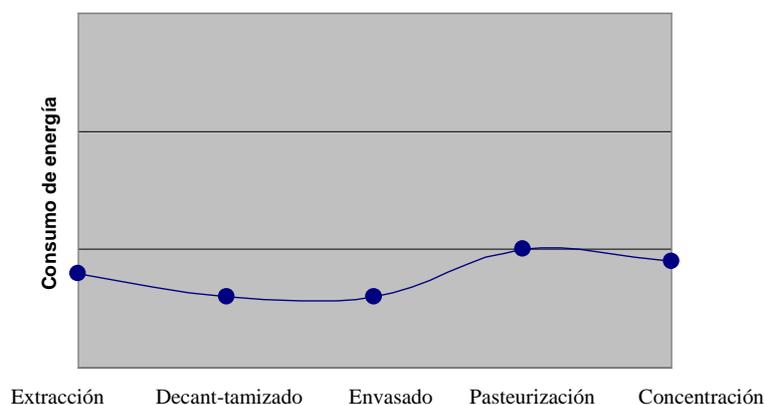


Figura 15. – Consumo de energía en la industria de zumos

(*Guía de Mejores Técnicas Disponibles del sector de transformados vegetales*).

C. Aguas residuales

El origen de las aguas residuales en la industria de la elaboración del zumo de debe principalmente a cuatro procesos principalmente:

- **Eliminación de partes:** habitualmente, se utiliza agua después del corte o troceado para transportar el producto, eliminar restos vegetales y además hacer un lavado complementario; estas aguas entran en contacto con el producto desintegrado (troceado, laminado, etc.) y disuelven componentes del mismo (sólidos en suspensión, materia orgánica, etc.).
- **Extracción:** en esta operación se generan volúmenes pequeños de agua residual pero con alto contenido en carga orgánica debido a los restos de zumo y de materia prima que en parte se disuelven en el agua y le confieren una elevada DBO y altos contenidos en sólidos suspendidos.
- **Pasteurización:** durante las operaciones de tratamiento térmico y enfriamiento se consume un caudal importante de agua para estos procesos. En caso de que existan sistemas de recuperación del agua para volver a reutilizarla en el mismo uso (mediante torres de refrigeración, intercambiadores de calor, et.) no existe vertido de aguas residuales; sin embargo, si la empresa no dispone de sistemas de recuperación de vertido se genera un vertido de aguas residuales “limpias” y a temperatura elevada.
- **Concentración:** durante la operación de concentración se producen vertidos de aguas residuales con un contenido en carga contaminante variable en función de la tecnología utilizada, pudiendo llegar a tener elevadas demandas de oxígeno y alto contenido en sólidos solubles.

2.2.2. Balances globales

A continuación en las *tablas 2 y 3* se encuentran reflejados balances de consumo de la producción del zumo de manzana, así como los datos de las aguas residuales producidas:

Tabla 5. – Balance de consumo en la industria de zumos
(Guía de Mejores Técnicas Disponibles del sector de transformados vegetales).

ENTRADAS	SALIDAS
1000 kg materia prima	Producto elaborado: 850 - 900 kg
Consumo de agua: 0.5 – 5m ³	Restos orgánicos: 100 - 150 kg
	Aguas residuales: 0.5 - 5 m ³

Tabla 6. – Datos del agua residual en la industria de zumos

(Guía de Mejores Técnicas Disponibles del sector de transformados vegetales y BREF Industria Alimentaria).

pH	4.5 - 7
SST (mg/L)	440
DQO (mg/L)	5500
DBO₅ (mg/L)	2500
N_{tot} (mg/L)	26.5
P_{tot} (mg/L)	21

2.3. Técnicas de tratamiento de aguas residuales

Las técnicas de tratamiento de aguas residuales se pueden clasificar de dos formas distintas. Una de ellas es atendiendo al fundamento del proceso que se lleve a cabo en el tratamiento:

- **Físicos:** son aquellos en los que se aplican fuerzas físicas o principios físicos, como son el desbaste, mezcla, flotación, sedimentación, filtración.
- **Biológicos:** la eliminación de los contaminantes es realizada por la actividad biológica de microorganismos, para eliminar la materia orgánica biodegradable.
- **Químicos:** la separación o conversión de contaminantes se realiza por la adición de productos químicos o reacciones químicas, precipitación química, neutralización, oxidación, coagulación/floculación.

La otra forma de clasificación es mediante el orden (*figura 16*) en el que los distintos tratamientos son llevados a cabo:

- Pretratamientos.
- Tratamientos primarios.
- Tratamientos secundarios.
- Tratamientos terciarios.

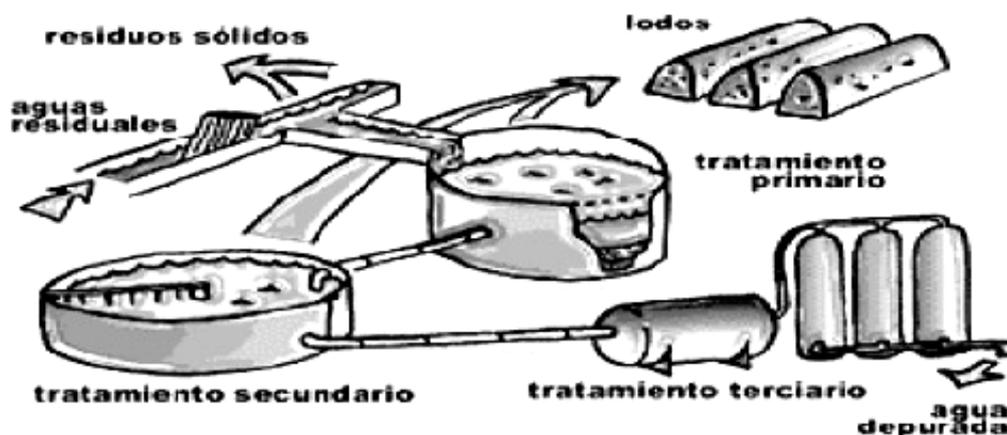


Figura 16. – Clasificación de los tratamientos

(Guía de Mejores técnicas Disponibles del sector de transformados vegetales).

2.3.1. Pretratamientos

Con el pretratamiento se pretende conseguir la separación de determinados contaminantes que el agua lleva consigo, tales como partículas de gran tamaño y finos inorgánicos.

La separación de estas sustancias busca fundamentalmente una protección de los procesos siguientes, evitar obstrucciones en canales, conducciones y tuberías y evitar la posibilidad de que se produzcan depósitos.

A. Desbaste

El desbaste tiene por objeto el retener y separar los cuerpos voluminosos, flotantes y en suspensión, que el agua arrastra consigo.

Esta técnica consiste en hacer pasar el agua bruta a través de un sistema de barras, alambres o varillas paralelas, rejillas, telas metálicas o placas deflectoras (tamices), aunque los más habituales son las rejas de barras y los tamices.

Tamices

El tamizado consiste en una filtración sobre soporte mucho más delgado que unas rejillas. Dependiendo de las dimensiones de los orificios de paso se pueden distinguir dos tipos de tamizado:

- **Macrotamizado:** se realiza sobre chapa perforada o enrejado metálico con paso superior a 0.3 mm y menos de 10 mm.

- **Microtamizado:** se realiza sobre tela metálica o plástica de malla inferior a 0.1 mm.

Los sistemas de desbaste más utilizados para la separación de sólidos en suspensión son:

- Tamices rotativos.
- Tamices de escalera.

Rejas

Las rejas consisten en un conjunto de barras metálicas de sección regular, paralelas y de separación uniforme entre ellas, que se sitúan en posición transversal al fluido de tal manera que el agua pasa a través de ellas, quedando retenidos aquellos sólidos cuyo tamaño sea superior a la separación de las barras.

Las rejas pueden clasificarse en función de:

- **Separación entre barrotes:**

Según la separación entre barrotes se clasifican según la *tabla 7*:

Tabla 7. – Clasificación de las rejas en función de la separación entre barrotes

(Hernández, 2001).

Tipo	Luz (mm)
Rejas de gruesos	50 - 100
Rejas medias	15 - 50
Rejas de fino o rejillas	8 - 12

- **Disposición del plano de las barras:**

1. Verticales.
2. Inclínadas.
3. Circulares.

- **Sistema de limpieza:**

1. Manual.
2. Automático.

B. Desengrasado

En la industria del zumo, las aguas residuales se caracterizan, aparte de por la presencia de materia orgánica, sólidos en suspensión y en algunos casos de pH ácido o alcalino, por la presencia de aceites y grasas. La fase de desengrasado tiene por objeto eliminar las grasas, aceites y en general los flotantes, antes de pasar el agua a las fases posteriores del tratamiento. En la producción del zumo de naranja se extraen aceites esenciales de su piel, para gran variedad de utilidades en cosmética.

El procedimiento utilizado para esta operación es el de inyectar aire a fin de provocar la desemulsión de las grasas y su ascenso a la superficie, de donde se extraen por algún dispositivo de recogida superficial, normalmente rasquetas, para acabar en contenedores.

C. Sistemas de neutralización

En el caso de que se generen vertidos con pH extremos se recomienda la segregación de este vertido en la zona del proceso en la que se genere, donde se conduciría a un pequeño tanque, en el cual, por medio de una sonda de medición en continuo de pH, un agitador y unos tanques de almacenamiento y dosificación de ácido o base, se conseguiría su neutralización.

Una vez que este vertido tiene un pH próximo a la neutralidad, se conduce junto con el resto de los vertidos hacia la balsa de homogeneización, evitando así tener que neutralizar volúmenes de vertido muy elevados.

D. Sistemas de homogenización

El sistema de homogenización como su nombre indica homogeniza, desde el punto de vista de volumen y de carga orgánica, los vertidos generados en las empresas.

Esta necesidad surge de la heterogeneidad de los caudales tratados por las empresas a lo largo de una jornada y de la variabilidad de las características analíticas. No siempre se está produciendo el mismo caudal en cada una de las fases del proceso, ni sus características son las mismas, pues dependiendo de la estación del año se producirá zumo natural o concentrado.

Este sistema también sirve de depósito de seguridad ante vertidos accidentales ocurridos en las industrias, ya que evita la llegada de los mismos al punto final de vertido.

El sistema de homogeneización ha de constar de una balsa con capacidad para acoger, como mínimo, el volumen de vertido producido en un turno de trabajo, así como las puntas de caudal derivadas del proceso, todo ello referido a la campaña más desfavorable.

Para homogeneizar el vertido se pueden utilizar sistemas de agitación mecánica o de agitación mediante aireadores. Estos últimos permiten además aumentar la oxigenación del agua y favorecer el desarrollo de poblaciones de microorganismos aerobios que eliminen parte de esa materia orgánica.

2.3.2. Tratamientos primarios

Principalmente se pretende la reducción de los sólidos en suspensión del agua residual. Dentro de estos sólidos en suspensión pueden distinguirse:

- **Los sólidos sedimentables:** son los que sedimentan al dejar el agua residual en condiciones de reposo durante una hora, este tiempo también depende del tamaño del sedimentador.
- **Los sólidos flotantes:** definibles por contraposición a los sedimentables.
- **Los sólidos coloidales:** sólidos de tamaño entre 3 - 10 micras.

Como, en general, parte de los sólidos en suspensión están constituidos por materia orgánica, consecuencia del tratamiento primario suele ser la reducción de la DBO.

El grado de reducción de éstos índices de contaminación depende del proceso utilizado y de las características del agua residual.

A. Decantación primaria

El objetivo de la decantación primaria es la reducción de los sólidos en suspensión de las aguas residuales bajo la exclusiva acción de la gravedad. Por tanto sólo se puede pretender la eliminación de los sólidos sedimentables y las materias flotantes.

En cuanto a la forma en planta del decantador existen tres tipos básicos:

- **Decantador circular:** son más habitualmente en la decantación primaria. En ellos el agua entra por el centro y sale por la periferia, mientras que los fangos son arrastrados hacia un pozo de bombeo de donde son eliminados por purgas periódicas.
- **Decantador rectangular:** la velocidad de desplazamiento horizontal del agua es constante y se suelen utilizar para separar partículas densas y grandes (arenas).
- **Decantador de planta cuadrada:** su funcionamiento suele asimilarse a uno circular.

B. Flotación

La flotación por aire disuelto además de eliminar materias sólidas y/o líquidas de densidad inferior a la del agua, es capaz de eliminar sólidos de densidad superior.

El proceso de flotación por aire disuelto consiste en la creación de microburbujas de aire en el seno del agua residual, las cuales se unen a las partículas a eliminar formando agregados capaces de flotar por tener una densidad inferior a la del agua. Por tanto, se puede decir que el objetivo de este proceso en el tratamiento primario es doble: reducción de materias flotantes y reducción de sólidos en suspensión.

Además de estos dos métodos hay otro proceso mixto de decantación-flotación, la existencia de este proceso se debe a que el rendimiento del proceso de flotación por aire disuelto para bajas concentraciones de sólidos en suspensión depende entre otros factores de la formación de un buen enlace partícula-burbuja de aire. Así, habrá partículas que no son flotantes y que ó sedimentarán en el flotador (depósito de flotación) ó bien se irán con el efluente. Para evitar este problema aparece el decantador-flotador, consistente en un decantador primario convencional en cuyo interior se ubica el flotador.

2.3.3. Tratamientos secundarios

El objetivo del tratamiento secundario es el de reducir la materia orgánica biodegradable tanto en forma coloidal como disuelta. En este apartado los tratamientos son biológicos, consiguiendo una coagulación/floculación mediante microorganismos que consumen dicha materia orgánica. Se pueden conseguir rendimientos de eliminación de materia en torno al 80 - 90%.

A. Tratamiento anaerobio

Para agua con alto contenido orgánico, se utilizarán procesos de tratamiento anaerobio.

La digestión anaerobia es un proceso biológico mediante el cual la materia orgánica biodegradable se transforma en una serie de productos gaseosos (metano y dióxido de carbono fundamentalmente) y un efluente denominado lodo en el que se encuentran los compuestos más difíciles de degradar como es la mayor parte del nitrógeno (en forma amoniacal) y del fósforo, así como componentes minerales (potasio, calcio, magnesio, etc.).

Las condiciones ambientales más adecuadas para este tipo de proceso son las siguientes:

- **pH:** 6.8 – 7.5
- **Temperatura:**
 - Rango psicrófilico: $T < 15^{\circ} \text{C}$
 - Rango mesófilico: $15 < T < 45^{\circ} \text{C}$
 - Rango termófilico: $50 < T < 65^{\circ} \text{C}$
- **Nutrientes:** C/N/P = 100/0.5/0.1

A continuación se muestra en la *tabla 8*, los principales tipos de digestores anaeróbicos:

Tabla 8. – Datos típicos de rendimiento de procesos anaerobios empleados en el tratamiento de vertidos industriales (Metcalf & Eddy, 2000).

Proceso	DQO _{entrada} (mg/L)	THR (h)	Carga orgánica (gDQO/L·día)	Eliminación DQO %
Proceso anaerobio de contacto	1500 – 5000	2 – 10	0.48 – 2.40	75 – 90
Manto de fango anaerobio de flujo ascendente	5000 – 15000	4 – 12	4.00 – 12.00	75 – 85
Lecho fijo	10000 – 20000	24 – 48	0.96 – 4.80	75 – 85
Lecho expandido	5000 - 10000	5 - 10	4.80 – 9.60	80 - 85

B. Tratamiento aerobio

Para cargas bajas de contenido orgánico, el tratamiento aerobio será la mejor opción. Los sistemas de fangos activos y los filtros biológicos son los más utilizados para este tipo de agua residual.

Después de los tratamientos aerobios el efluente puede ser descargado a la red de saneamiento pero no al cauce público.

Para poder descargar a cauce público cumpliendo los límites establecidos deberá de llevarse a cabo los dos tipos de tratamientos (primero uno anaerobio y luego uno aerobio).

Fangos activos

El sistema consiste en desarrollar un cultivo bacteriano disperso en forma de flóculo alimentado con el agua a depurar. La agitación evita sedimentos y homogeniza la mezcla de los flóculos bacterianos y el agua residual (licor de mezcla).

Después de un tiempo de contacto suficiente, 5 - 10 horas, el licor de mezcla se envía a un clarificador (decantador secundario) destinado a separar el agua depurada de los fangos.

Un porcentaje de estos últimos se recirculan al depósito de aireación para mantener en el mismo una concentración suficiente de biomasa activa. Se tiene que garantizar los nutrientes necesarios para que el sistema funcione correctamente.

Una vez que los influentes han pasado por estos tanques de aireación y digestión bacteriana, los efluentes pasan por los decantadores secundarios. Estos decantadores constituyen el último escalón en la consecución de un efluente bien clarificado, estable, de bajo contenido en DBO y sólidos en suspensión (menos del 10% en comparación con el influente).

Para que se verifique el proceso, debe haber un equilibrio entre los microorganismos que se mantienen en el reactor y el alimento contenido en el agua residual, por lo que es necesario regular el caudal de fangos que se introduce en la balsa de activación en función de la cantidad de alimento que entra con el agua residual.

Aunque el tratamiento biológico reduce la DBO del agua efluente un 75 - 90%, la del fango se reduce en mucha menor medida, por lo que suele ser necesario el posterior tratamiento de dichos fangos.

Filtros percoladores

Son tanques circulares rellenos de piedras o materiales sintéticos formando un filtro con un gran volumen de huecos, destinado a degradar biológicamente la materia orgánica del agua residual.

El agua a tratar se rocía sobre el lecho filtrante, mediante un brazo giratorio, provisto de surtidores, y da lugar a la formación de una película que recubre los materiales filtrantes y que está formada por bacterias, protozoos y hongos alimentados por la materia orgánica del agua residual. Al fluir el agua residual sobre la película, la materia orgánica y el oxígeno disuelto son extraídos de ésta. El oxígeno disuelto en el líquido se aporta por la absorción del aire que se encuentra entre los huecos del lecho. El material del lecho debe tener una gran superficie específica y una elevada porosidad, y suelen emplearse piedras calizas, gravas, escorias o bien materiales plásticos artificiales de diversas formas.

C. Tratamientos de fangos

Junto con el tratamiento biológico es necesario instalar la línea de tratamiento de lodos cuyo objetivo es eliminar agua del exceso de fango generado durante el proceso de la depuración. Habitualmente este tratamiento consta de una etapa de espesamiento (con o sin adición de agentes químicos). Además, puede realizarse también otra de deshidratación que persigue conseguir un mayor grado de sequedad que la hace más manejable.

- **Espesado del fango**

El espesado es un procedimiento que se emplea para aumentar el contenido de sólidos del fango por eliminación de parte de la fracción líquida del mismo. El espesado se puede llevar a cabo por distintos procedimientos físicos siendo los más usados el espesado por gravedad y por flotación.

- **Espesado por gravedad**

Un espesador es un medio de separación de la fase sólida y líquida de un agua que contiene materia en suspensión. Su misión y modo de funcionar es, por tanto, similar a la de un decantador convencional, de los normalmente utilizados en la depuración de las aguas residuales.

El agua penetra por la parte central del aparato, a través de una campana deflectora, que tiene como misión repartir la corriente de agua de una

manera uniforme en su fluir hacia la periferia del aparato. En este momento, y a la altura del nivel del agua del aparato, comienza una forma de separación sólido-líquido. Las partículas en suspensión decantan individualmente o bien en grupos formando flóculos.

El espesador consiste en una cuba cilíndrica, en cuyo interior van colocados dos brazos con rasquetas, movidos por un motor-reductor que acciona el eje central sobre el que se sujetan los brazos. La función especial de las rasquetas es concentrar los sólidos, conducirlos a la parte central del fondo cónico del espesador, para su evacuación final.

– **Espesado por flotación**

Se pretende igualmente con este proceso la separación de la fase sólida y líquida, concentrándose en la parte superior los sólidos.

La aplicación de sistemas de flotación ha sido dirigida a separación de materias insolubles menos densas que el agua (aceite y grasas), materias finas dispersas (emulsiones y pinturas), materias hidrófobas (látex, azufre, etc.), materias fibrosas, precipitados coloidales y fangos secundarios.

Comparando con los espesadores de gravedad, los fangos ascienden a una velocidad superior a la de sedimentación en los de gravedad. El fango ascendente se recogerá en la superficie del flotador, como fango flotado.

• **Deshidratación del fango**

– **Eras de secado**

Normalmente las eras de secado, aunque funcionan bien y produce un lodo seco y sin olor apreciable, cuando el fango está bien digerido, tienen un límite natural o techo, ya que los problemas de entretenimiento, costo de mano de obra e inversión de terreno, los hacen impracticables. Con buen tiempo, producen fácilmente lodos secos.

El método consiste en incorporar sobre una balsa de arena, con fondo drenado, los lodos que deben estar bien estabilizados. De esta forma se efectúa una primera pérdida de agua por drenaje, a la vez que los lodos van decantando. Simultáneamente se pierde agua por vaporación.

– **Filtración a vacío**

La filtración al vacío se ha venido utilizando para la deshidratación de fangos, pero debido a la complejidad del sistema, a la necesidad de reactivos para acondicionamiento y los elevados costes de explotación y mantenimiento, su uso va disminuyendo.

– **Centrifugación**

El proceso de centrifugación utilizado desde hace mucho tiempo, se basa en la acción centrípeta para la separación sólido-líquido por diferencia de densidades. Existen tres tipos de centrifugas que son: la cónica, la cilíndrica y la cilíndrico-cónica.

El tambor cónico alcanza la mayor sequedad de torta, pero a costa de una turbidez mayor en el agua de salida.

El tipo cilíndrico tiene una retención con mucho calado a lo largo de toda su longitud, y produce un agua con menos contenidos de sólidos, pero sin embargo la torta es relativamente húmeda.

El diseño cilíndrico-cónico es el más generalizado. Es una máquina más flexible y puede variar la relación entre la sequedad de la torta y la calidad del agua sobre márgenes más amplios. Dependiendo del resultado deseado, este diseño consiste en una unidad giratoria, en el cual se incluye un tornillo de Arquímedes también giratorio en el mismo sentido, pero con velocidad diferente, regulados por un sistema de platos-polea, en conexión con el motor principal. La sección tronco-cónica de un extremo, forma un área de playa sobre la cual el tornillo empuja al lodo y éste tiene un tiempo para deshidratarse antes de ser evacuado por las bocas de salida. El líquido clarificado, que sobrenada en la parte cilíndrica, escapa por unos vertederos dispuestos a tal fin, regulables en altura. Si el agua residual y la torta salen por el mismo extremo de la máquina, se dice que es de tipo concurrente; en caso contrario, la centrifuga es de tipo de contracorriente.

La operación de las centrifugas es simple, limpia y relativamente barata, pero debe prestarse especial atención a que los cimientos sean robustos y aislados acústicamente, debido a la vibración y el ruido resultante del centrifugado y dotarla de energía eléctrica adecuada debido a sus motores de gran potencia.

– **Filtro banda**

Los filtros banda son dispositivos de deshidratación de fangos de alimentación continua que incluyen el acondicionamiento químico, drenaje por gravedad, y aplicación mecánica de presión para deshidratar el fango. Como ventajas destacan los bajos costes energéticos y de mantenimiento de estos equipos, así como también la producción de una torta muy seca. Aunque la vida útil del medio es corta comparada con la de los otros dispositivos que emplean medios de telas.

– **Filtro prensa**

Básicamente el filtro prensa consiste en un cierto número de bandejas, que están colocadas sobre unas guías para garantizar la alineación, siendo sometidas todas juntas a presión por sistemas electromecánicos e hidráulicos entre un extremo fijo y uno móvil. Se utiliza cuando tenemos altas concentraciones de sólidos en la torta obteniendo un filtrado muy clarificado.

Algunos de los problemas que pueden encontrarse en la utilización de este equipo son el elevado coste de los equipos y la mano de obra, así como la gran superficie que ocupan.

2.3.4. Tratamientos terciarios

Los tratamientos terciarios están enfocados a la reutilización del agua depurada. El objetivo en estos casos del tratamiento es desinfectar y eliminar agentes patógenos que hagan posible esta reutilización (normalmente como agua de riego agrícola o para otros usos). Estos sistemas están poco implantados en el sector y pueden ser los siguientes:

- Cloración
- Ozonización
- Ultravioleta
- Ultrafiltración
- Ósmosis inversa
- lagunas de maduración

3. DISEÑO DE LA PLANTA

3.1. Datos de partida

Se supone que la planta de la industria de zumo de manzana a la que se aplicará el tratamiento, la cual está situada en el concejo de Laviana (Asturias), tiene una producción de 40000 m³/año de producto al año. Se considerará el agua que no forme parte del producto como agua residual, y se diseñará una planta de tratamiento para alcanzar unos valores admisibles de forma que pueda realizarse el vertido en el río Nalón.

Como se comentó anteriormente en el *apartado 3.1*, las aguas residuales proceden de cuatro procesos (eliminación de partes, extracción, pasteurización y concentración) mezclándose en un mismo canal para facilitar su tratamiento. Los valores de los parámetros contaminantes de las aguas de este proceso poseen los siguientes valores:

- pH: 4.5 – 7
- SST: 440 mg/L
- DQO: 5500 mg/L
- DBO₅: 2500 mg/L
- N_{Tot}: 26.5 mg/L
- P_{Tot}: 21 mg/L

En general, las aguas residuales son más calientes que las aguas naturales, así pues se tomará como temperatura del agua residual 25 °C.

Utilizando los valores de los balances globales que se indicaron en el apartado 3.2- se obtienen los m³ de agua residual por m³ de zumo producido junto con el valor de la densidad del zumo, cuyo valor medio es de 1050 kg/m³ según la norma NMX-F-045-1987 (*web 2*). Se supone que se producen 900 kg/año de producto y 4.25 m³/año de agua residual por lo que nuestra planta produciría 5 m³ de agua residual/m³ de zumo de manzana. Por lo tanto, en la planta se producirán al año 200000 m³/año de agua residual, de forma que la planta produce un caudal medio de 23 m³/h. Sin embargo, la variabilidad de operación de la planta hace que este valor pueda alcanzar un caudal máximo de hasta 69 m³/h (se estima que el caudal máximo es tres veces el caudal medio).

El agua deberá ser tratada de forma que no supere los valores límite a la hora del vertido en el río Nalón. Los valores de niveles de emisión a cauces públicos se encuentran en la *tabla 4*, procedentes del Real Decreto 1/2001. Dentro de esta, se han seleccionado los de la tercera tabla, por ser los más restrictivos, además de indicar el tipo de tratamiento a llevar a cabo:

- pH: 6.5
- SST: 80 mg/L
- DQO: 160 mg/L
- DBO₅: 40 mg/L
- N_{Tot}: 10 mg/L
- P_{Tot}: 10 mg/L

3.2. Justificación del tratamiento adoptado

Dentro de lo que las distintas etapas que constituyen el tratamiento realizado en la planta pueden distinguirse dos líneas distintas, una la que trata las agua residual y la otra en la que se procede al acondicionamiento y tratamiento los lodos producidos.

3.2.1. Línea de agua residual

El tratamiento típico para las aguas residuales en las industrias del zumo puede seguir dos caminos, como se puede observar en la *figura 17*. En el caso del zumo de manzana, al poseer una alta carga orgánica se ha seleccionado el primer recorrido. En cambio, no se aplica la recuperación de almidón.

- **Canal de entrada**

El agua residual proviene de cuatro procesos distintos (eliminación de partes, extracción, pasteurización y concentración) por lo que es necesario recoger los distintos caudales y conducirlos hacia el tratamiento.

- **Sistemas de desbaste**

Se aplicarán para la retención de sólidos tanto un sistema de rejillas como un tamiz:

- **Rejas:** Se instalarán en primer lugar con el fin de retener aquellos sólidos más voluminosos, piel de la manzana, pepitas, etc. Esto ayuda a evitar daños en otros equipos como pueden ser las bombas o válvulas además de eliminar del agua los sólidos.
- **Tamiz:** Posteriormente se deberá colocar un tamiz para separar los sólidos de pequeña granulometría (por ejemplo, la pulpa de la manzana).

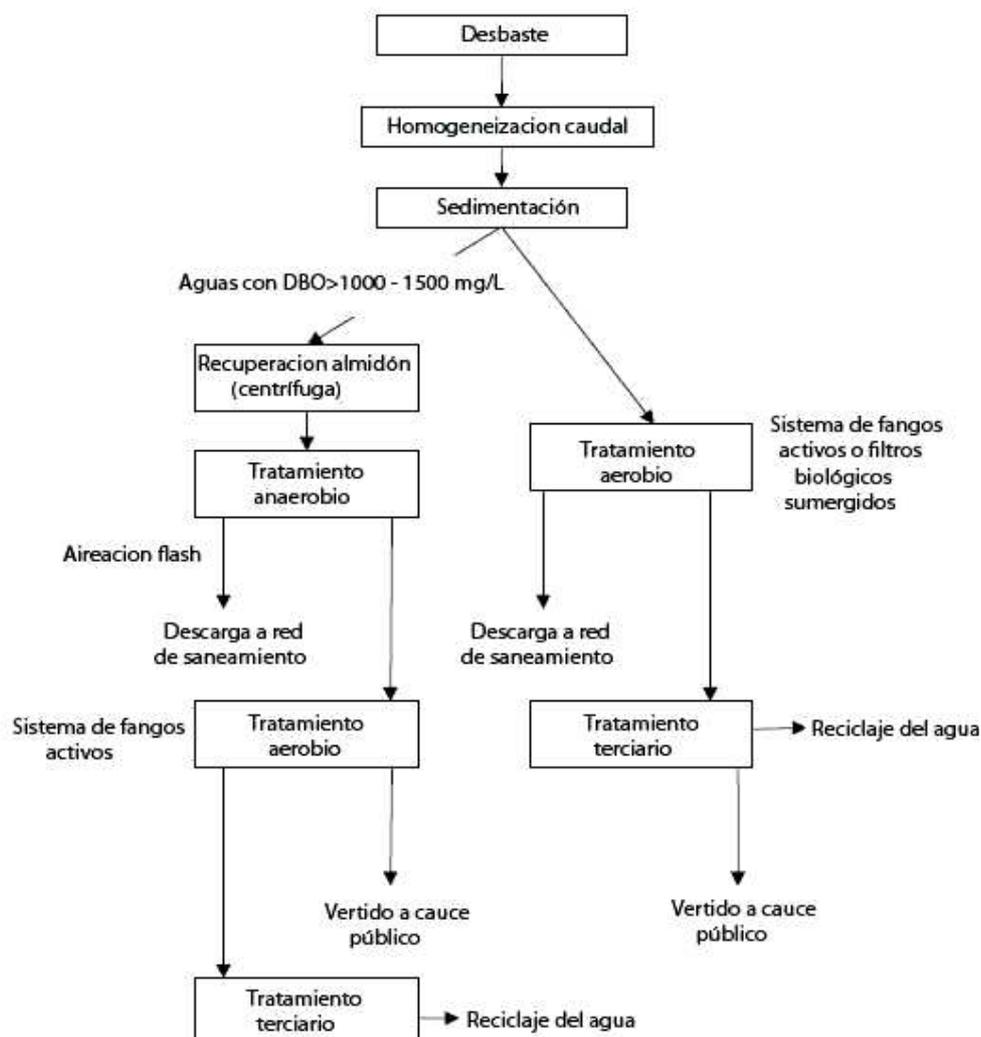


Figura 17. – Diagrama de flujo típico de tratamiento de aguas residuales procedentes del sector de la fruta y vegetales (BREF Industria Alimentaria).

- **Tanque de homogeneización**

Es necesaria la instalación de un tanque de homogeneización para así poder laminar el caudal y la carga orgánica. Evitará además la llegada a otros tratamientos y al posterior punto final de vertido de posibles vertidos accidentales.

Otra ventaja de su utilización consiste en que el funcionamiento de los reactores biológicos es tanto mejor, cuanto mas constantes son las cargas de contaminación y las cargas hidráulicas.

En este mismo tanque puede regularse el pH del agua residual, el cual en ocasiones llega a niveles extremos, sin falta de tener que instalar un tanque específico para la neutralización. Se instalaría un medidor de pH de forma que al saber si alcanza valores extremos pueda neutralizarse.

- **Decantador primario**

Se instalará un decantador primario con el fin de reducir la cantidad de sólidos suspendidos presentes en el agua residual. No se aplicará un sistema de flotación por aire disuelto debido a que este proceso es ampliamente usado en este sector para la eliminación de aceites y grasas.

- **Tratamiento de digestión anaerobia**

Para el tratamiento de la carga orgánica en el agua residual se instalará primeramente un tratamiento de digestión anaerobia, debido a la alta concentración que esta presenta. Es un proceso más lento que el aerobio, pero presenta como ventaja que produce de 3 a 20 veces menos cantidad de lodos. Además, se produce biogás que posteriormente se aprovechará.

- **Tratamiento aerobio**

El tratamiento de digestión anaerobia, a pesar de presentar altos rendimientos de eficacia, no es un método que consiga que el agua residual tratada tenga la calidad suficiente exigida para hacer su vertido sobre un cauce público, por lo que es necesario la instalación de un tratamiento aerobio de forma que reduzca aun más los niveles de materia orgánica para conseguir los valores necesarios. Se empleará el sistema de fangos activos tal y como se recomienda en el *BREF de Industria Alimentaria*.

Además, es necesaria la instalación de una decantación secundaria para la separación de los fangos biológicos del agua tratada.

- **Tratamiento terciario**

El N_{Tot} y P_{Tot} contenido en el agua son eliminados con un pequeño porcentaje en el decantador primario y en el sistema de fangos activos, sin embargo, con la concentración que contiene esta agua residual no es suficiente para llegar a los valores mínimos para poder realizar el vertido, por lo que es necesario realizar un tratamiento terciario.

En nuestro caso se ha optado por una laguna de maduración como sistema de desinfección. Las lagunas de maduración tienen como objetivo primordial la eliminación de bacterias patógenas. Además de su efecto desinfectante, las lagunas de maduración cumplen otros objetivos, como son la nitrificación del nitrógeno amoniacal, cierta eliminación de nutrientes, clarificación del efluente y consecución de un efluente bien oxigenado, por lo que se obtiene un efluente de elevada calidad.

Estas lagunas operan siempre al menos como lagunas secundarias, es decir, como mínimo el agua residual ha pasado otro tratamiento antes de ser introducida en ellas. La secuencia más habitual es la de laguna anaerobia seguida de laguna facultativa y por último de laguna de maduración. A veces se construyen lagunas de maduración como etapa final del tratamiento de otros sistemas de depuración, como fangos activados, con lo que sustituyen a la cloración, que suele ser el método más común de desinfección en estos sistemas.

Este sistema presenta como principales ventajas una sencilla operativa, perfecta integración en el medio natural y opera con bajo consumo energético.

En estas lagunas se da un alto crecimiento de algas con una fuerte reducción de nutrientes. Estas algas deben ser retiradas para permitir la penetración de las radiaciones solares y acción de las radiaciones ultravioletas.

3.2.2. Línea de fangos

Los fangos en la planta diseñada son generados en la decantación primaria y en la decantación secundaria.

- **Espesado del fango**

Con el fin de eliminar parte del agua de los fangos se emplea la técnica de espesamiento. Para el espesado del fango se emplea el espesado por gravedad, puesto que el espesado por flotación se aplicará generalmente a materias insolubles menos densas que el agua (como por ejemplo aceite y grasas).

Este tipo de tratamiento tiene altos rendimientos con los fangos primarios pero, en estaciones depuradoras con tratamiento secundario y recirculación de fangos, se puede conducir directamente el exceso de fangos de la decantación secundaria al espesador, donde se produce la mezcla con los extraídos de la decantación primaria, de forma que el caudal se uniforma. Por lo tanto con este equipo se tratarán los fangos de ambos decantadores.

- **Deshidratación**

También se instala un sistema de deshidratación con el que se persigue conseguir un grado de sequedad mayor para poder hacer más manejable el lodo.

Para la deshidratación usaremos un equipo de filtro de banda. Estos equipos pueden tratar lodos primarios y biológicos, digeridos y sin digerir. Presenta como ventajas con respecto a otros equipos las siguientes:

- Menor coste de adquisición; debido a su rendimiento por m².
- Ahorro de energía (consumo diez veces menor), tanto si se compara con los filtros de vacío como con las centrifugadoras.
- Ahorro de floculante.
- Ahorro en piezas de recambio y mantenimiento.
- Ahorro de personal, debido a su facilidad de manejo y mantenimiento.
- Menor espacio requerido para su instalación.

- **Tolva de almacenamiento**

Finalmente se instalará una tolva de almacenamiento donde guardar los fangos ya tratados para su posterior transporte y gestión. Para transportar desde el equipo de deshidratación a la tolva de almacenamiento se usará una cinta transportadora.

Para la posterior recogida y control de los lodos producidos se contratará un servicio externo que se encargue de su gestión.

A continuación se muestra (*figura 18*) el diagrama de flujo de la instalación finalmente adoptado:

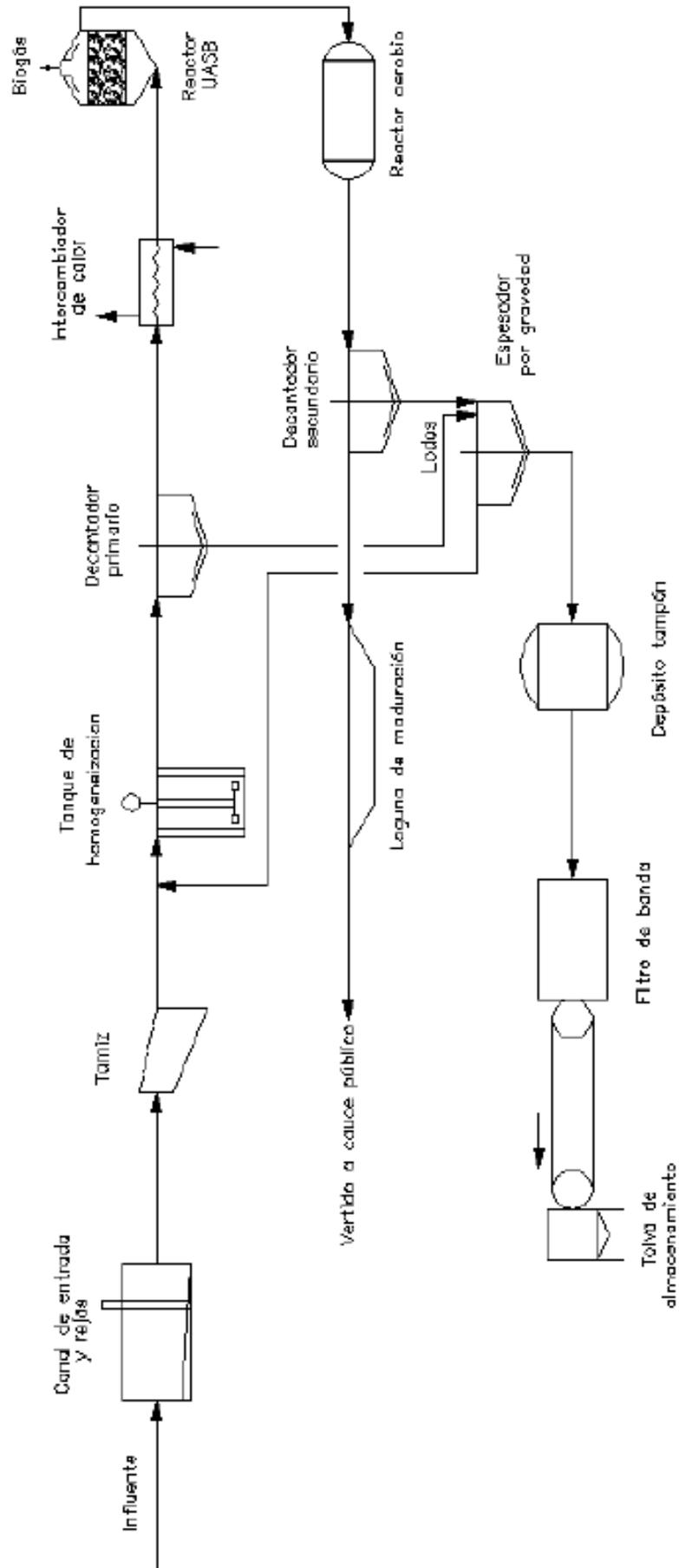


Figura 18. – Diagrama de flujo de la instalación adoptada

4. CÁLCULOS DE LOS EQUIPOS

4.1. Canal de entrada

El canal de entrada es único y será dimensionado en función del caudal máximo, que es 69 m³/h. Será un canal abierto de sección rectangular y construido de hormigón.

Para el diseño del canal de entrada se aplicará la ecuación de Manning:

$$Q = \frac{1}{n} \cdot A \cdot R_h^{\frac{2}{3}} \cdot \sqrt{S} \quad [1]$$

Donde:

A: área transversal del canal, m²

Q: caudal de fluido, m³/s (= 69 m³/h = 19.2·10⁻³ m³/s)

n: coeficiente de rugosidad que depende del tipo de material del que está construido, en este caso será de hormigón, por tanto su valor será 0.013 (Richard H., 1988)

R_h: radio hidráulico, m:

$$R_h = \frac{\text{superficie mojada}}{\text{perímetro mojado}} = \frac{a \cdot h}{a + 2h}$$

Donde:

a: ancho del canal, m, se supone un valor de a = 0.5 m

h: altura de la lámina de agua, m

La ecuación de Manning [1] se utiliza para calcular la velocidad lineal de paso del agua, la cual debe mantenerse entre 0.6 – 0.9 m/s en caso de utilizarse rejillas automáticas (Metcalf & Eddy, 2000).

$$19.2 \cdot 10^{-3} \frac{m^3}{s} = \frac{1}{0.013} \cdot (0.5 \text{ m} \cdot h) \cdot \left(\frac{0.5 \text{ m} \cdot h}{0.5 \text{ m} + 2h} \right)^{\frac{2}{3}} \cdot \sqrt{0.005 \text{ m}^2}$$

$$h \cdot \left(\frac{0.5 \cdot h}{0.5 + 2h} \right)^{\frac{2}{3}} = 7.06 \cdot 10^{-3}$$

Tanteando: h = 0.0555 m

Para esa altura de lámina de agua y para el ancho del canal establecido, la velocidad de paso del agua será de:

$$v = \frac{Q}{\text{sueperficie}} = \frac{Q}{a \cdot h} = \frac{19.2 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3 / \text{s}}{0.5 \text{ m} \cdot 0.0555 \text{ m}} = 0.69 \text{ m/s}$$

El valor de la velocidad se encuentra dentro de los límites antes citados.

La altura del canal para evitar posibles desbordamientos o inundaciones será calculada en el siguiente apartado una vez calculada la pérdida de presión en el sistema de rejillas.

4.2. Rejas

Las rejas que se van a utilizar serán verticales con limpieza automática. El automatismo del sistema limpiador será regulado con intervalo de tiempo modificado con arreglo al grado de obstrucción de la rejilla, pues se ha considerado más ventajoso el ahorro de energía, mayor cantidad de materia retenida y menor desgaste de maquinaria que la sencillez de funcionamiento y no ser necesario personal especializado para su mantenimiento como es el caso del automatismo con intervalo de tiempo fijo.

Puesto que las aguas residuales de este tipo de industria no tienden a presentar cuerpos muy voluminosos se emplearán rejillas finas, ya que son aquellas en que la separación libre de aberturas es inferior a 15 mm.

4.2.1. Cálculo de la velocidad de paso entre barras de la rejilla

Se suponen los siguientes parámetros habituales en rejas:

e: espacio entre barrotos = 10 mm = 0.01 m

d: anchura de los barrotos = 10 mm = 0.01 m

z: espesor de los barrotos = 5d (= 50 mm = 0.05 m)

Son recomendados aquellos valores de velocidad de paso entre las barras de la rejilla que estén comprendidos entre 0.6 y 1.5 m/s (*Metcalf & Eddy, 2000*).

- Número de barrotos utilizados:

$$\text{Ancho del canal} / (\text{Anchura de los barrotes} + \text{Espacio entre barrotes}) \\ 0.5 \text{ m} / (0.01 \text{ m} + 0.01 \text{ m}) = 25 \text{ barrotes}$$

- Área ocupada por los barrotes a la altura de la lámina del agua:
(Nº barrotes) · (Altura de lámina del agua) · (Ancho de barrote)
 $25 \text{ barrotes} \cdot 0.0555 \text{ m} \cdot 0.01 \text{ m} = 13.88 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$

- Área libre de paso a la altura de la lámina de agua:
Área de paso a la altura del agua – Área ocupada por los barrotes a dicha altura
 $(0.5 \text{ m} \cdot 0.0555 \text{ m}) - 13.88 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2 = 13.87 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$

- Velocidad de paso entre los barrotes:
Caudal / Área libre de paso

$$19.2 \cdot 10^{-3} \frac{\text{m}^3}{\text{s}} / 13.87 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2 = 1.38 \text{ m/s}$$

Como se observa la velocidad de paso está comprendida entre los valores recomendados.

4.2.2. Cálculo de las pérdidas de carga

La pérdida de carga tiene la siguiente expresión:

$$\Delta h = K_1 \cdot K_2 \cdot K_3 \cdot \frac{v^2}{2g} \quad [2]$$

Donde:

Δh: pérdida de carga, m

v: velocidad de paso en el canal, m/s

g: aceleración de la gravedad, m/s²

K₁: coeficiente referido al atascamiento

K₂: coeficiente que tiene en cuenta la sección horizontal de los barrotes

K₃: coeficiente que tiene en cuenta la sección de paso entre barrotes

Cálculo de K_1

El K_1 tendrá dos valores, uno cuando la reja este limpia, y otro cuando presente el mayor grado de atascamiento.

- Reja limpia: $K_1 = 1$
- Reja atascada: $K_1 = (100/C)^2$

Siendo C el porcentaje de sección libre de paso que subsiste en el atascamiento máximo tolerado (del orden del 60 al 90%). Se supone que como máximo en este equipo se atascará el 60%, de forma que así se evitarán mayores pérdidas de carga, ya que entra dentro de los órdenes establecidos, del 60 al 90% (*Hernández M., 2001*).

$$C = 100 - 60 = 40\%$$

$$K_1 = (100/C)^2 = 6.25$$

Cálculo de K_2

Los valores de K_2 dependen de la forma de la sección horizontal de los barrotes:

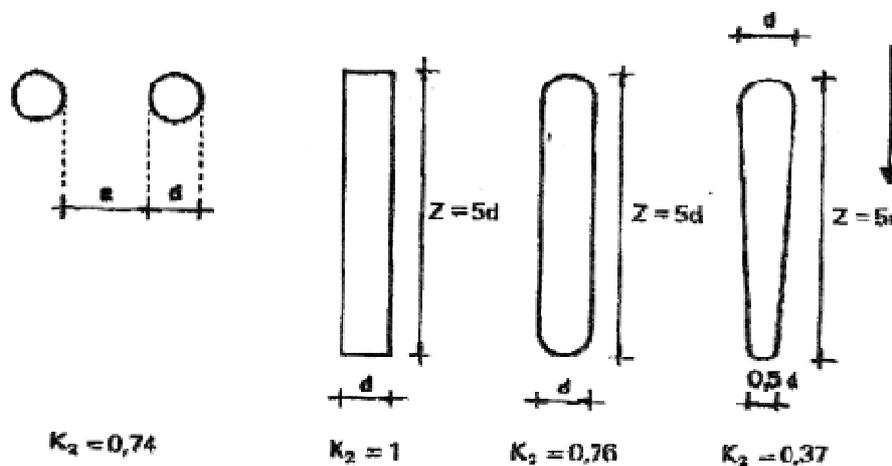


Figura 19. – Valor del coeficiente K_2 en cálculo de pérdida de carga en reja

(Hernández M., 2001).

Se cogen barras rectangulares, así pues:

$$K_2 = 1$$

Cálculo de K_3

Los valores de K_3 , se toman de la siguiente tabla:

Tabla 9. – Valores del coeficiente k_3 en cálculo de pérdida de carga de rejillas

(Hernández M., 2001).

$\frac{z}{4} \left(\frac{2}{e} + \frac{1}{h} \right)$	$\frac{e}{e+d}$									
	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9	1
0	245	51.5	18.2	8.25	4.0	2.0	0.97	0.42	0.13	0
0.2	230	48	17.4	7.70	3.75	1.87	0.91	0.40	0.13	0.01
0.4	221	46	16.6	7.40	3.60	1.80	0.88	0.39	0.13	0.01
0.6	199	42	15.0	6.60	3.20	1.60	0.80	0.36	0.13	0.01
0.8	164	34	12.2	5.50	2.70	1.34	0.66	0.31	0.12	0.02
1	149	31	11.1	5.00	2.40	1.20	0.91	0.29	0.11	0.02
1.4	137	28.4	10.3	4.60	2.25	1.15	0.58	0.28	0.11	0.03
2	134	27.4	9.90	4.40	2.20	1.13	0.58	0.28	0.12	0.04
3	132	27.5	10.0	4.50	2.24	1.17	0.61	0.31	0.15	0.05

Donde:

e: espacio entre barrotes = 10 mm = 0.01 m**d:** anchura de los barrotes = 10 mm = 0.01 m**z:** espesor de los barrotes = 50 mm = 0.05 m**h:** altura sumergida del barrote = 0.0555 m

$$\frac{z}{4} \left(\frac{2}{e} + \frac{1}{h} \right) = \frac{0.05 \text{ m}}{4} \left(\frac{2}{0.01 \text{ m}} + \frac{1}{0.055 \text{ m}} \right) = 2.73$$

$$\frac{e}{e+d} = \frac{0.01 \text{ m}}{0.01 \text{ m} + 0.01 \text{ m}} = 0.5$$

Como uno de los números no coincide con los datos en la tabla se tienen que interpolar:

$\frac{z}{4} \left(\frac{2}{e} + \frac{1}{h} \right)$	$\frac{e}{e+d}$
2	2.20
2.73	x
3	2.24

$$(y-y_0) = m \cdot (x - x_0)$$

$$2.73 - 2 = \frac{2 - 3}{2.20 - 2.24} (x - 2.20)$$

$$x = K_3 = 2.23$$

Volviendo a la expresión inicial [2], se calculará la pérdida de presión tanto para la reja limpia como para esta en su grado máximo de atascamiento:

- Reja limpia:

$$\Delta h = (1) (1) (2.23) \frac{(0.69 \text{ m/s})^2}{2(9.8 \text{ m/s}^2)} = 0.054 \text{ m}$$

- Reja con el máximo grado de atascamiento (60%):

$$\Delta h = (6.25) (1) (2.23) \frac{(0.69 \text{ m/s})^2}{2(9.8 \text{ m/s}^2)} = 0.339 \text{ m}$$

La pérdida de presión variará desde 0.054 hasta 0.339 m.

Ahora se podrá dimensionar la altura del canal:

$$H = h + \Delta h = 0.0555 \text{ m} + 0.339 \text{ m} = 0.39 \text{ m}$$

Con el fin de evitar un desbordamiento o inundación se aumentará la altura del canal, por lo que la altura del canal será de 0.5 m.

4.3. Tamiz

En cuanto al tamiz, en este tipo de industria se recomienda que haya un paso de luz entre 0.25 y 1 mm (*AINIA Instituto Tecnológico Alimentario*).

Se emplea el siguiente tamiz con paso de luz de 0.5 mm (dentro de los valores recomendados):



Figura 20. – Imagen del tamiz Hidranet H – 1800 304 (web – 3)

Anchura: 1790 mm. Diámetro tubería entrada: 200 mm. Altura eje tubería entrada: 800 mm. Diámetro tubería salida: 300 mm. Altura eje tubería salida: 250 mm. Caudal: 70 m³/h. Luz de malla: 0.5 mm.

Como principales características presenta:

- Autolimpiante, los sólidos caen por sí mismos.
- Sin obstrucciones, el flujo es paralelo.
- Ausencia de mantenimiento, construido totalmente en acero inoxidable.
- Sin consumo de energía, no hay partes móviles.
- Reutilización de sólidos, sólidos escurridos.
- Fácil instalación.

4.4. Tanque de homogeneización

En el tanque de homogeneización será de hormigón y llevará instalada una turbina de seis palas planas, pues en los procesos de tratamiento de aguas residuales el mezclado suele llevarse a cabo en régimen de flujo turbulento, de forma que se facilite el mezclado.

4.4.1. Dimensiones del tanque de homogeneización

Lo primero que se debe saber es el volumen del tanque, para ello se supone un tiempo de residencia y se aplicará la siguiente fórmula:

$$t = \frac{V}{Q}$$

Donde:

t: tiempo de residencia, h, (se supone que t = 8 h)

V: Volumen de homogeneización, m³

Q: caudal medio, m³/h, Q = 23 m³/h

$$V = 23 \text{ m}^3/\text{h} \cdot 8 \text{ h} = 184 \text{ m}^3$$

Para sacar los demás parámetros del sistema:

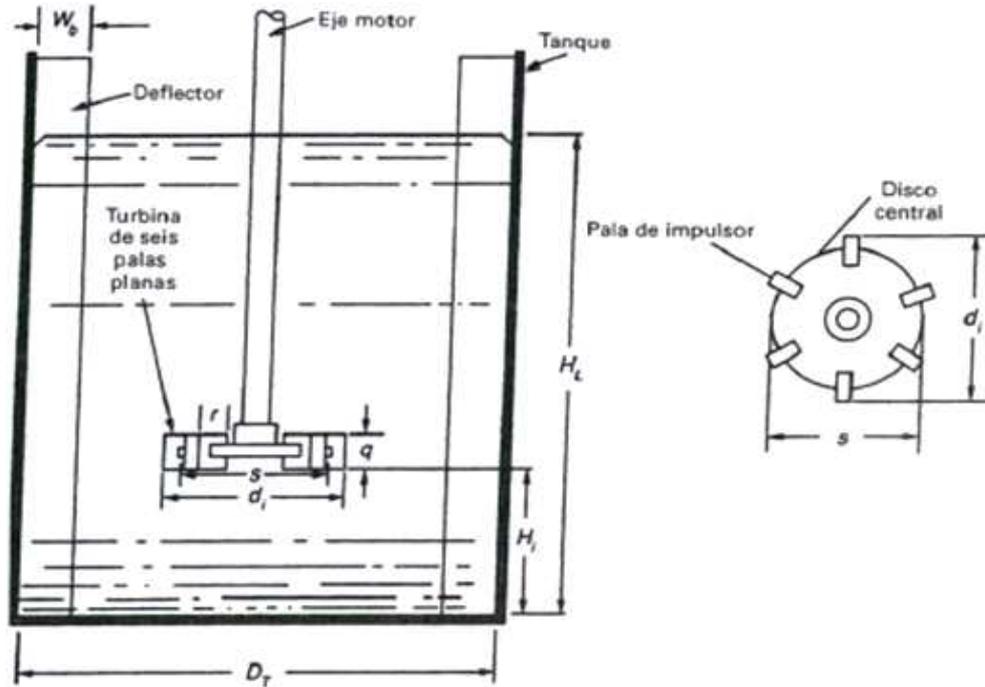


Figura 21. – Definición esquemática de un agitador de turbina en un tanque provisto de deflectores (Metcalf & Eddy, 2000).

Puesto que la altura del tanque es igual a su diámetro:

$$V = \frac{\Pi}{4} D^2 \cdot H = \frac{\Pi}{4} D^2 \cdot D = \frac{\Pi}{4} D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4V}{\Pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 184 \text{ m}^3}{\Pi}} = 6.2 \text{ m}$$

Se sobredimensiona el equipo en un 10% con el fin de evitar posibles problemas:

$$D = 6.2 \text{ m} \cdot (1 + 0.10) = 6.8 \text{ m}$$

Con este valor ya se puede averiguar el resto de las dimensiones:

$$D_t = H_L = 6.8 \text{ m}$$

$$d_i = \frac{1}{3} D_t = \frac{1}{3} 6.8 \text{ m} = 2.3 \text{ m}$$

$$s = \frac{1}{4} D_t = \frac{1}{4} 6.8 \text{ m} = 1.7 \text{ m}$$

$$W_d = \frac{1}{10} D_i = \frac{1}{10} 6.8 \text{ m} = 0.68 \text{ m}$$

$$H_{i=} = d_i = 2.3 \text{ m}$$

$$q = \frac{1}{5} d_i = \frac{1}{5} 2.3 \text{ m} = 0.46 \text{ m}$$

$$r = \frac{1}{4} d_i = \frac{1}{4} 2.3 \text{ m} = 0.58 \text{ m}$$

4.4.2. Cálculo de la energía necesaria para el mezclado

Para hacer este cálculo se aplicará la ecuación de Rushton, pero primeramente es necesario conocer el régimen de flujo que se lleva a cabo.

$$N_R = \frac{D^2 n \rho}{\mu}$$

Donde:

N_R: número de Reynolds

D: diámetro del impulsor = $d_i = 2.3 \text{ m}$

n: revoluciones por segundo, rps = 0.30 rps (para mezcla de corrientes, se aconseja un impulsor grande, pero lento (*Metcalfe & Eddy, 2000*))

ρ: densidad del agua, $\text{kg/m}^3 = 997.13 \text{ kg/m}^3$ ($T = 25^\circ\text{C}$) (*web 4*)

μ: viscosidad dinámica del agua, $\text{N}\cdot\text{s/m}^2 = 8.9\cdot 10^{-4} \text{ N}\cdot\text{s/m}^2$ ($T=25^\circ\text{C}$) (*web 4*)

Estos datos son para el agua sin sólidos en suspensión, por lo que para el cálculo se supondrán unos valores ligeramente superiores:

ρ: densidad del agua residual, $\text{kg/m}^3 = 1000 \text{ Kg/m}^3$

μ: viscosidad dinámica del agua residual, $\text{N}\cdot\text{s/m}^2 = 10^{-3} \text{ N}\cdot\text{s/m}^2$

$$N_R = \frac{D^2 n \rho}{\mu} = \frac{(2.3 \text{ m})^2 (0.3 \text{ rps}) (1000 \text{ kg/m}^3)}{(10^{-3} \text{ N}\cdot\text{s/m}^2)} = 1587000$$

Con ese régimen turbulento se aplicará la siguiente ecuación de Rushton (*Metcalfe & Eddy, 2000*):

$$P = k \cdot \rho \cdot n^3 \cdot D^5$$

Donde:

P: energía necesaria, W

k: constante = 6.30 (tabla 10)

P: densidad del agua, $\text{kg/m}^3 = 997.13 \text{ kg/m}^3$ ($T=25^\circ\text{C}$) (web 4)

D: diámetro del impulsor = $d_i = 2.3 \text{ m}$

n: revoluciones por segundo, rev/s = 0.30 rps

Tabla 10. – Valores de k para las necesidades de energía de mezclado

(Metcalf & Eddy, 2000)

Impulsor	Rég. Laminar	Rég. Turbulento
Hélice, paso cuadrado, 3 palas	41.0	0.32
Hélice, paso de dos, 3 palas	43.5	1.00
Turbina, 6 palas planas	71.0	6.30
Turbina, 6 palas curvas	7.0	4.80
Turbina ventilador, 6 palas	70.0	1.65
Turbina, 6 palas en punta de flecha	71.0	4.00
Planeta plana, 6 palas	36.5	1.70
Turbina cerrada, 2 palas curvas	97.5	1.08
Turbina cerrada con estator	172.5	112

Se selecciona una turbina de 6 palas planas, para la cual se necesita una energía de:

$$P = k \cdot \rho \cdot n^3 \cdot D^5 = 6.30 \cdot (1000 \text{ kg/m}^3) \cdot (0.30 \text{ rps})^3 \cdot (2.3 \text{ m})^5 = 10948 \text{ W} \approx 11 \text{ kW}$$

4.5. Decantador primario

El equipo que se emplea para la sedimentación será un decantador circular de alimentación central con dos rasquetas de espesados y otras dos superficiales.

En el diseño de alimentación central, el agua residual se transporta hacia el centro del tanque mediante una tubería suspendida del puente o embebida en hormigón por debajo de la solera. En la zona central, el agua residual pasa por una campana circular diseñada para distribuir el flujo uniformemente en todas direcciones. El puente rascador gira lentamente y puede tener dos o cuatro brazos equipados con rascadores de

fondo, los puentes incluyen también unos rascadores superficiales para la eliminación de espumas.

El decantador circular de alimentación central sigue el siguiente esquema:

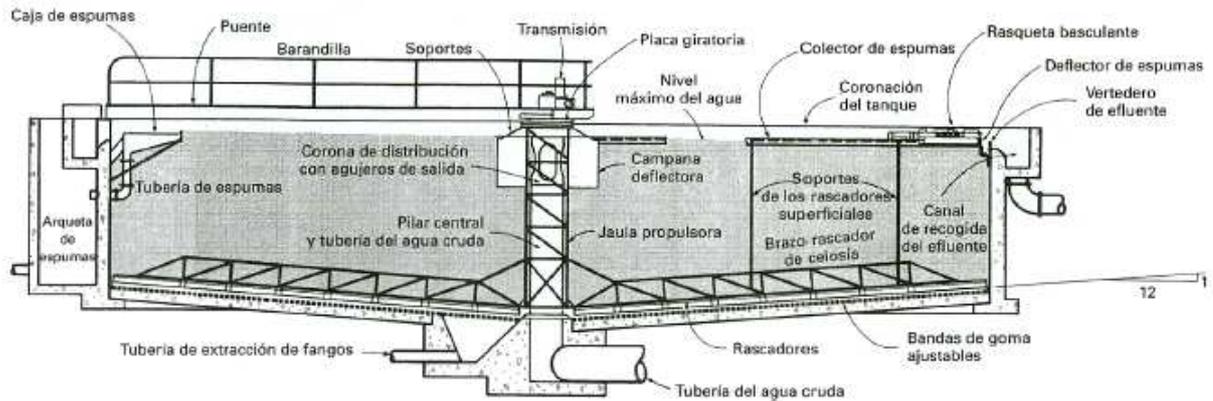


Figura 22. – Decantador circular de alimentación central (Metcalf & Eddy, 2000).

4.5.1. Dimensiones del decantador

Para calcular la superficie de sedimentación se aplicará:

$$S = \frac{Q}{v}$$

Donde:

S: superficie horizontal de decantación, m²

Q: caudal a tratar, m³/h, ahora se emplea el caudal medio, Q = 23 m³/h

v: velocidad ascensorial, m/h, se supone el valor típico, v = 1.50 m/h (tabla 11)

Tabla 11. – Velocidad ascensional a caudal medio (Hernández M., 2001).

Decantación primaria	Velocidad ascensional a caudal medio (m/h)		
	Valor Mínimo	Valor Típico	Valor Máximo
Decantadores de flujo vertical	1.00	1.50	2.00
Decantadores de flujo horizontal	0.80	1.30	1.80

$$S = \frac{Q}{v} = \frac{23 \text{ m}^3 / \text{h}}{1.50 \text{ m} / \text{h}} = 15.3 \text{ m}^2$$

Para el volumen de decantación:

$$V = Q \cdot T_r$$

Donde:

T_r: tiempo de residencia, h, se tomará el valor típico, $T_r = 2.00$ h (*tabla 12*)

V: volumen de decantación, m³

Q: caudal a tratar, m³/h, $Q = 23$ m³/h

Tabla 12. – Tiempo de retención recomendados (h) (Hernández M., 2001).

Decantación primaria	Valor Mínimo	Valor Típico	Valor Máximo
Tiempo de retención para caudal medio	1.50	2.00	3.00
Tiempo de retención para caudal máximo	1.00	1.50	2.00

$$V = 23 \text{ m}^3/\text{h} \cdot 2.00 \text{ h} = 46 \text{ m}^3$$

Con el volumen y superficie de decantación se calcula el diámetro y la profundidad:

$$S = \frac{\Pi}{4} \cdot D^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4S}{\Pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 15.3 \text{ m}^2}{\Pi}} = 4.4 \text{ m}$$

$$H = \frac{V}{S} = \frac{46 \text{ m}^3}{15.3 \text{ m}^2} = 3 \text{ m}$$

El decantador se sobredimensiona un 10%, por lo que:

$$\text{Altura: } 3 \text{ m} \cdot (1 + 0.1) = 3.3 \text{ m}$$

$$\text{Diámetro: } 4.4 \text{ m} \cdot (1 + 0.1) = 4.84 \text{ m}$$

Como se puede observar en la siguiente tabla estos valores están dentro de los intervalos de las características que presentan los decantadores circulares de flujo vertical:

Tabla 13. – Información típica para el proyecto de los tanques de decantación circulares utilizados para el parámetro primario del agua residual (Metcalf & Eddy, 2001).

Parámetros	Valor	
	Intervalo	Típico
Profundidad, m	3 – 4.5	3.6
Diámetro, m	3 – 60	12 – 45
Pendiente de la solera, mm/m	62.5 – 160	80
Velocidad de los rascadores, rpm	0.02 - 005	0.03

4.5.2. Zona de entrada

Esta altura se calcula teniendo en cuenta la pendiente de la solera. Se toma un valor de 80 mm/m (el valor típico según la *tabla 13*). Esto quiere decir que habrá 80 mm más de profundidad por cada metro de radio del decantador. Así pues:

$$80 \text{ mm/m} \cdot 2.42 \text{ m} = 193.6 \text{ mm} = 0.2 \text{ m}$$

Por lo tanto la altura del tanque en la zona de reparto será:

$$H' = H + 0.2 \text{ m}$$

Donde

H': altura en la zona de reparto, m

H: altura normal del tanque, $H = 3.3 \text{ m}$

$$H' = 3.3 \text{ m} + 0.2 \text{ m} = 3.5 \text{ m}$$

4.5.3. Campana central

La campana central tiene un diámetro que suele variar entre el 15 - 20% del diámetro total del tanque, con una profundidad que varia entre 1 – 2.5m. (*Metcalf & Eddy, 2000*).

Se supone que el diámetro será un 18% el diámetro del tanque y que la altura de la campana sea de un 1 m. Así pues:

$$\text{Diámetro campana} = 4.84 \text{ m} \cdot 0.18 = 0.87 \text{ m}$$

$$\text{Altura campana} = 1 \text{ m}$$

4.5.4. Vertedero

La longitud del vertedero se calcula:

$$L = \frac{Q}{V}$$

Donde:

L: longitud necesaria de vertedero, m

Q: caudal a tratar, m³/h, Q = 23 m³/h

V: carga de salida por el vertedero, (m³/h)/m, se supone el valor típico.

V = 9.5 (m³/h)/m (*tabla 14*).

Tabla 14. – Valores en vertederos ((m³/h)/m) (Hernández M., 2001).

Decantadores primarios	Valor Mínimo	Valor Típico	Valor Máximo
Decantadores circulares	5	9.5	18
Decantadores rectangulares	5	10	26

$$L = \frac{Q}{V} = \frac{23 \text{ m}^3 / \text{h}}{9.5 (\text{m}^3 / \text{h}) / \text{m}} = 2.4 \text{ m}$$

4.5.5. Barrederas de fangos

Para la extracción de las partículas sedimentadas se acostumbra a colocar barrederas de fondo, cuya velocidad lineal típica en la periferia es de 0.6 m/min (*Hernández M., 2001*).

4.5.6. Caudales de fango producidos

Los tanques de sedimentación primaria bien dimensionados y explotados con eficiencia eliminan entre el 50 y el 70% de los sólidos en suspensión (*Metcalf & Eddy, 2000*).

Teniendo en cuenta que tenemos una concentración de sólidos en suspensión de 33 mg/L, y suponiendo una eliminación del 70%, a la salida se tendrá:

$$440 \text{ mg/L} \cdot (1-0,70)=132 \text{ mg/L}$$

Haciendo un balance al decantador primario se puede conocer la corriente de salida del agua que pasará al tanque de acondicionamiento y el caudal de fangos que se genera. Teniendo en cuenta que los sólidos serán eliminados del decantador en forma de lodo cuya concentración típica del 2% (*Metcalf & Eddy, 2000*).



Figura 23. – Diagrama de un decantador.

$$Q = Q_{\text{clarificado}} + Q_{\text{fangos}}$$

$$23 \text{ m}^3/\text{h} = Q_{\text{clarificado}} + Q_{\text{fangos}}$$

$$Q \cdot X = Q_{\text{clarificado}} \cdot X_{\text{clarificado}} + Q_{\text{fangos}} \cdot X_{\text{fangos}}$$

$$23 \text{ m}^3/\text{h} \cdot 440 \text{ mg/L} = Q_{\text{clarificado}} \cdot 132 \text{ mg/L} + Q_{\text{fangos}} \cdot 20000 \text{ mg/L}$$

Resolviendo el sistema:

$$Q_{\text{clarificado}} = 22.6 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$Q_{\text{fangos}} = 0.4 \text{ m}^3/\text{h}$$

4.5.7. Poceta de fangos

Para calcular el volumen de la poceta de fangos:

$$V = Q_f \cdot T_r$$

Donde:

V: volumen de poceta, m^3

Q_f : caudal medio de fangos producidos, $Q_f = 0.4 \text{ m}^3/\text{h}$

T_r : tiempo de retención del fango en poceta, se considera el valor típico, $T_r = 6 \text{ h}$
(*tabla 15*)

Tabla 15. – Tiempo de retención en pocetas (h) (Hernández M., 2001).

Decantador	Valor Mínimo	Valor típico	Valor Máximo
Circular sin rasquetas de espesador	0.5	2	5
Circular con rasquetas de espesador	4	6	8
Rectangular	4	10	24

$$V = 0.4 \text{ m}^3/\text{h} \cdot 6 \text{ h} = 2.4 \text{ m}^3$$

Dimensionando un 10% por encima del valor.

$$V = 2.4 \text{ m}^3 \cdot (1 + 0.1) = 2.6 \text{ m}^3$$

La poceta tendrá forma cilíndrica de tal forma que tenga su altura igual a su diámetro:

$$V = \frac{\Pi}{4} \cdot D^2 \cdot H = \frac{\Pi}{4} \cdot D^2 \cdot D = \frac{\Pi}{4} \cdot D^3$$

$$H = D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{\Pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 2.6 \text{ m}^3}{\Pi}} = 1.5 \text{ m}$$

4.5.8. Reducción de DQO y de DBO₅

Los tanques de sedimentación primaria bien dimensionados y explotados con eficiencia eliminan entre el 25 y el 40% de la DBO₅ (Metcalf & Eddy).

Se supone una eliminación del 30%.

Concentración de DBO₅ a la salida:

$$2500 \text{ mg DBO}_5/\text{L} \cdot (1-0.3) = 1750 \text{ mg DBO}_5/\text{L}$$

Se supone que la reducción de DQO es similar a la de DBO₅, por lo tanto se tendrá:

Concentración de DQO a la salida:

$$5500 \text{ mg DQO}/\text{L} \cdot (1-0.3) = 3850 \text{ mg DQO}/\text{L}$$

4.5.9. Reducción del Nitrógeno y Fósforo

En un decantador primario el porcentaje de eliminación tanto de N_{Tot} como de P_{Tot} es del 15% (Metcalf & Eddy, 2000).

Concentración de N_{Tot} a la salida = $26.5 \text{ mg } N_{Tot}/L \cdot (1-0.15) = 22.53 \text{ mg } N_{Tot}/L$

Concentración de P_{Tot} a la salida = $21 \text{ mg } P_{Tot}/L \cdot (1-0.15) = 17.85 \text{ mg } P_{Tot}/L$

4.5.10. Características del agua en la decantación primaria

A continuación, se muestra un resumen de las características a la entrada y salida de la decantación primaria (tabla 16):

Tabla 16. – Resumen de las características del agua en la decantación primaria

Parámetro	Corriente de entrada	Corriente de salida
SST, mg/L	440	132
DQO, mg/L	5500	3850
DBO ₅ , mg/L	2500	1750
N, mg/L	26.5	22.53
P, mg/L	21	17.85

4.6. Tratamiento anaerobio

Para el tratamiento anaerobio se emplea un reactor UASB (manto de fango anaerobio de flujo ascendente), pues las elevadas cargas orgánicas que admite este tipo de reactores hacen que se empleen de manera efectiva en el tratamiento de aguas residuales procedentes de la industria alimentaria (web 5).

El reactor UASB sigue el siguiente esquema:

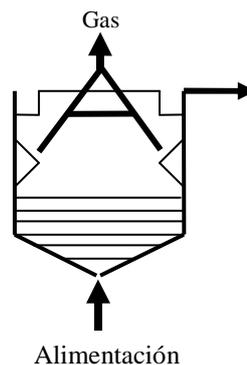


Figura 24. – Manto de fango anaerobio de flujo ascendente (Metcalf & Eddy, 2000).

4.6.1. Dimensiones del reactor

En general, hay dos formas de diseñar un reactor UASB: si la DQO es de 5000 a 15000 mg/L o más, el diseño se hará en base a la velocidad de carga orgánica, y si la DQO es menos de 1500 mg/L, el diseño deberá ser calculado basándose en la velocidad (*web 6*).

Para calcular el volumen del digestor se aplicará la siguiente fórmula:

$$V = Q \cdot t$$

Donde:

V: volumen del reactor, m³

Q: caudal a tratar, Q = 22.6 m³/h

t: tiempo de residencia, h

El tiempo de residencia en el reactor varía entre 4 a 12 horas (*Metcalf & Eddy, 2000*). Así pues, se supone un tiempo de 6 horas. Entonces:

$$V = Q \cdot t = 22.6 \text{ m}^3/\text{h} \cdot 6 \text{ h} = 136 \text{ m}^3$$

Otro parámetro a tener en cuenta en el digestor anaerobio es la carga volumétrica (carga orgánica contaminante por día en el agua residual), que se calcula mediante:

$$V_v = \frac{S_0 \cdot Q}{V}$$

Donde:

C_v: carga volumétrica, $\left(\frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \cdot \text{día}} \right)$

S₀: concentración de DQO de entrada al reactor biológico, (Kg/m³), S₀ = 3850 mg/L = 3.85 kg DQO/m³

Q: caudal a tratar, m³/día, Q = 542.4 m³/día

V: volumen del reactor, V = 136 m³

Se conocen todos los valores, se sustituyen en la ecuación:

$$V_v = \frac{S_0 \cdot Q}{V} = \frac{\left(3.85 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3} \right) \cdot \left(542.4 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} \right)}{136 \text{ m}^3} = 15.4 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \cdot \text{día}}$$

Este valor está dentro de los valores recomendados: $5 - 30 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \cdot \text{día}}$ (web 5).

Para calcular la superficie se aplicará la siguiente expresión:

$$S = \frac{Q}{v}$$

Donde:

Q: caudal a tratar, m^3/h , $Q = 22.6 \text{ m}^3/\text{h}$

v: velocidad ascensional, m/h , se supone $v = 0.7 \text{ m}/\text{h}$, que es un valor dentro del intervalo recomendado ($0.6 - 0.9 \text{ m}/\text{h}$), para mantener el manto de fango en suspensión (Metcalf & Eddy, 2000).

S: superficie del digestor:

$$S = \frac{Q}{v} = \frac{22.6 \text{ m}^3 / \text{h}}{0.7 \text{ m} / \text{h}} = 32.3 \text{ m}^2$$

Por lo tanto el diámetro del reactor será:

$$S = \frac{\Pi}{4} \cdot D^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot S}{\Pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 32.3 \text{ m}^2}{\Pi}} = 6.4 \text{ m}$$

Se sobredimensiona en un 10% el diámetro y el volumen del reactor y, se calcula la altura:

$$D = 6.4 \text{ m} \cdot (1 + 0.1) = 7 \text{ m}$$

$$V = 136 \text{ m}^2 \cdot (1 + 0.1) = 150 \text{ m}^2$$

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

Donde:

H: altura del reactor, m

V: volumen del tanque de digestión, m^3 , $V = 150 \text{ m}^3$

S: superficie del reactor, m^2 , $S = \frac{\Pi}{4} \cdot (7)^2 = 38.5 \text{ m}^2$

$$H = \frac{V}{S} = \frac{150 \text{ m}^3}{38.5 \text{ m}^2} = 3.9 \text{ m}$$

El tiempo de arranque para este reactor será de 30 días, que esta entre los días empleados normalmente (entre 30 y 60) (*web 5*).

4.6.2. Reducciones de los parámetros contaminantes

El tratamiento del agua residual con el reactor UASB permite reducir entre un 75 – 85 % la DQO y la DBO₅ (*web 6*).

Se considera el máximo rendimiento, un 85%, por lo que:

Concentración de DQO a la salida = 3850 mg DQO/L · 0.15 = 577.5 mg DQO/L

Concentración de DBO₅ a la salida = 1750mg DBO₅/L · 0.15 = 262.5mg DBO₅/L

En lo que se refiere a los SST, el reactor UASB reduce su cantidad en unos valores en torno al 60 – 65 % (*web 7*).

Se supone un rendimiento del 60%:

Concentración de SST a la salida = 132 mg SST/L · 0.40 = 52.8 mg SST/L

Sin embargo, una de las desventajas de este reactor es que se considera que no se obtiene ninguna eliminación de nitrógeno ni fósforo (*web 8*).

4.6.3. Características del agua en el tratamiento anaerobio

A continuación, se muestra en la *tabla 17* un resumen de los valores obtenidos en este proceso de los distintos parámetros a tratar:

Tabla 17. – Características del agua en el tratamiento anaerobio

Parámetro	Corriente de entrada	Corriente de salida
SST, mg/L	132	52.8
DQO, mg/L	3850	577.5
DBO ₅ , mg/L	1750	262.5
N, mg/L	22.53	22.53
P, mg/L	17.85	17.85

4.6.4. Intercambiador de calor

Se utilizará un intercambiador de tubos concéntricos que estará situado antes de la entrada del reactor UASB. Por dentro del tubo interior circulará el agua caliente y por el exterior circulará el agua residual en contracorriente.

La razón del uso del intercambiador de calor es la de aumentar la temperatura del agua residual, ya que a medida que aumenta la temperatura, disminuye el tiempo necesario para que se produzca la estabilización del fango. En general, los digestores modernos funcionan en un intervalo de temperaturas medias, entre 35 y 37° C (*web 6*).

Calefacción del digestor

Las necesidades de calor de un digestor vienen dadas por la cantidad de calor necesario para:

- Aumentar la temperatura del agua alimentada hasta alcanzar la temperatura mantenida en el interior del digestor.
- Compensar las pérdidas de calor que se producen a través de las paredes, fondo y cubierta del digestor.
- Compensar las pérdidas que se pueden producir en las conducciones que comunican la fuente de calor en el tanque de digestión.

Para realizar los cálculos se despreciarán las pérdidas que se producen en las conducciones.

Calor necesario a aportar

El calor necesario a aportar viene dado por la expresión:

$$q = U \cdot A \cdot (\Delta T)_{mLn}$$

Donde:

q: cantidad de calor necesaria a aportar, kcal/h

U: coeficiente global de transmisión de calor, kcal/h·m²·°C

A: Área de intercambio, m²

(ΔT)_{mLn}: diferencia media logarítmica de temperatura, °C; que viene dado por esta expresión:

$$\Delta T_{mLn} = \frac{(\Delta T_2 - \Delta T_1)}{\text{Ln}\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)} \quad [3]$$

$\Delta T_2 = T$ agua de entrada – T agua residual de salida

$\Delta T_1 = T$ agua de salida – T agua residual de entrada

Pérdidas de calor

En el cálculo de la energía necesaria para el calentamiento del agua residual entrante hasta alcanzar la temperatura del interior del digestor, se supone que el calor específico del agua residual es el mismo que el del agua limpia. Se ha comprobado que a efectos, esta hipótesis es aceptable. Las pérdidas de calor a través de las paredes, fondo y cubierta del digestor, se calculan utilizando la siguiente expresión (*Kreith, 2002*):

$$\frac{1}{k} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{e_1}{\lambda_1} + \frac{e_2}{\lambda_2} + \dots + \frac{e_n}{\lambda_n} + \frac{1}{\alpha_2} \quad [4]$$

Donde:

α_1 : kilocalorías transmitidas de un fluido de temperatura T_1 a la superficie S_1 en una hora para un grado centígrado de diferencia de temperatura y para un metro cuadrado de superficie.

α_2 : kilocalorías transmitidas de un fluido de la superficie S_1 al fluido de temperatura T_2 en una hora para un grado centígrado de diferencia de temperatura y para un metro cuadrado de superficie.

e_1 : espesor de la pared en metros.

λ_1 : kilocalorías que pasan en una hora a través de un metro cuadrado de superficie del material cuando su espesor de un metro y la diferencia de temperatura entre sus caras es de un grado centígrado.

Para el diseño de un digestor pueden adoptarse los siguientes valores que aparecen reflejados en la *tabla 18* y en la *tabla 19*:

Tabla 18. – Valores del coeficiente α (web 9)

Superficie de contacto	Coficiente α (kcal/h·m ² ·°C)
Pared – Agua	300
Pared – Aire	20
Pared – Suelo	50

Tabla 19. – Valores del coeficiente λ de algunos materiales (web 9)

Superficie de contacto	Coficiente λ (kcal/h·m·°C)
Hormigón	0.7 – 1.2
Hormigón de poliuretano	0.02
Agua	0.515
Aire seco	0.022
Ladrillo	0.33
Mármol	2.4
Cristal	0.7
Granito	2.5

Cálculos

Se suponen los siguientes valores de diseño:

– Temperatura:

Temperatura de digestión: $T_D = 36$ °C

Temperatura del agua residual a la entrada: $T_0 = 25$ °C (se supone que el agua no perdió temperatura desde que entró a la planta)

Temperatura del aire ambiente = 20 °C

Temperatura del suelo = 10 °C

– Espesores:

Espesor del hormigón en la cubierta = 0.25 m

Espesor del hormigón en la pared vertical = 0.30 m

Espesor del hormigón en masa = 0.18 m

Espesor de la capa de espuma de poliuretano = 0.05 m

Para el valor del coeficiente λ de hormigón se toma $1 \text{ kcal/h}\cdot\text{m}\cdot^\circ\text{C}$.

Cantidad de calor necesaria para el calentamiento del agua residual

Se calcula mediante la fórmula:

$$q = Q \cdot C_p \cdot (T_D - T_0)$$

$$q = \left(22.6 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right) \cdot \left(1000 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^3 \cdot ^\circ\text{C}} \right) \cdot (36 - 25)(^\circ\text{C}) = 248600 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

Cálculo de los coeficientes de conductividad

Los coeficientes de conductividad se calculan a partir de la ecuación [4]:

- Coeficiente de conductividad de la cubierta:

$$k_c = \frac{1}{\frac{1}{300 \frac{\text{kcal}}{\text{h}\cdot\text{m}^2\cdot^\circ\text{C}}} + \frac{0.25 \text{ m}}{1 \frac{\text{kcal}}{\text{h}\cdot\text{m}\cdot^\circ\text{C}}} + \frac{0.05 \text{ m}}{0.02 \frac{\text{kcal}}{\text{h}\cdot\text{m}\cdot^\circ\text{C}}} + \frac{1}{20 \frac{\text{kcal}}{\text{h}\cdot\text{m}^2\cdot^\circ\text{C}}}} = 0.36 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \cdot \text{h}\cdot^\circ\text{C}}$$

- Coeficiente de conductividad de la pared con el exterior:

$$k_c = \frac{1}{\frac{1}{300 \frac{\text{kcal}}{\text{h}\cdot\text{m}^2\cdot^\circ\text{C}}} + \frac{0.30 \text{ m}}{1 \frac{\text{kcal}}{\text{h}\cdot\text{m}\cdot^\circ\text{C}}} + \frac{0.05 \text{ m}}{0.02 \frac{\text{kcal}}{\text{h}\cdot\text{m}\cdot^\circ\text{C}}} + \frac{1}{20 \frac{\text{kcal}}{\text{h}\cdot\text{m}^2\cdot^\circ\text{C}}}} = 0.35 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \cdot \text{h}\cdot^\circ\text{C}}$$

- Coeficiente de conductividad de la solera:

$$k_c = \frac{1}{\frac{1}{300 \frac{\text{kcal}}{\text{h}\cdot\text{m}^2\cdot^\circ\text{C}}} + \frac{0.18 \text{ m}}{1 \frac{\text{kcal}}{\text{h}\cdot\text{m}\cdot^\circ\text{C}}} + \frac{0.05 \text{ m}}{0.02 \frac{\text{kcal}}{\text{h}\cdot\text{m}\cdot^\circ\text{C}}} + \frac{1}{50 \frac{\text{kcal}}{\text{h}\cdot\text{m}^2\cdot^\circ\text{C}}}} = 0.37 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \cdot \text{h}\cdot^\circ\text{C}}$$

Cálculo de las pérdidas de calor en el digestor

Para el cálculo de las pérdidas de calor, se utiliza la siguiente expresión:

$$q = A \cdot k \cdot \Delta T$$

- Pérdidas en la cubierta:

$$q = (38.5 \text{ m}^2) \cdot \left(0.36 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \cdot \text{h}\cdot^\circ\text{C}} \right) \cdot (36 - 20)(^\circ\text{C}) = 222 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

- Pérdidas de la pared con el exterior:

$$q = (\pi \cdot 7 \text{ m} \cdot 3.9 \text{ m}) \cdot \left(0.35 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}} \right) \cdot (36 - 20)(^\circ\text{C}) = 480 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

- Pérdidas en la solera:

$$q = (38.5 \text{ m}^2) \cdot \left(0.37 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}} \right) \cdot (36 - 10)(^\circ\text{C}) = 370 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

Luego las pérdidas totales previstas por radiación son:

$$q_{TOTAL} = (222 + 480 + 370) \frac{\text{kcal}}{\text{h}} = 1072 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

Capacidad de intercambio de calor

- La cantidad de calor necesaria para el calentamiento del agua residual y mantener la temperatura en el interior del digestor a 36 °C será:

$$Q_{calor} = (2486000 + 1072) \frac{\text{kcal}}{\text{h}} = 249672 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

- Temperatura de diseño del intercambiador:

Temperatura de entrada del agua residual: 25 °C

Temperatura de salida del agua residual: 36 °C

Temperatura de entrada del agua: 80 °C

Temperatura de salida del agua: 60 °C

- El incremento logarítmico de temperaturas, a partir de la ecuación [3], es:

$$\Delta T_{mLn} = \frac{(80 - 36) ^\circ\text{C} - (60 - 25) ^\circ\text{C}}{\text{Ln} \left(\frac{(80 - 36) ^\circ\text{C}}{(60 - 25) ^\circ\text{C}} \right)} = 39.3 ^\circ\text{C}$$

- El coeficiente de transmisión de calor para el cobre está entre 340 – 455 (web 10):

$$U = 440 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}}$$

- Superficie total necesaria de intercambio:

$$A = \frac{Q_{\text{calor}}}{U \cdot \Delta T_{\text{mLn}}} = \frac{249672 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}}{440 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}} \cdot 39.3 ^\circ\text{C}} = 14.4 \text{ m}^2$$

Sobredimensionando el área un 10%, quedaría:

$$A = 14.4 \text{ m}^2 \cdot (1 + 0.1) = 16 \text{ m}^2$$

Caudal de agua caliente

El caudal teórico de agua caliente será:

$$Q_{\text{agua.caliente}} = \frac{Q_{\text{calor}}}{C_p \cdot \Delta T_{\text{mLn}}} = \frac{249672 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}}{1000 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^3 \cdot ^\circ\text{C}} \cdot 39.3 ^\circ\text{C}} = 6.4 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Longitud del intercambiador de calor

Para conocer la longitud del intercambiador de calor se debe conocer el diámetro de las tuberías y para ello se calcula el área de la sección transversal de paso del agua caliente y del agua residual. Suponiendo una velocidad de paso de 2 m/s dentro del intervalo típico de valores 1.2 – 2.4 m/s (*Kreith, 2002*) y sabiendo que el fluido caliente circula por el tubo interior y el agua residual a tratar por el exterior, se calcula el área transversal del fluido caliente y del agua residual.

- Tubería del agua caliente:

El área transversal de la tubería del agua caliente se calcula sabiendo el caudal de agua caliente y la velocidad de paso:

$$A_c = \frac{Q_{\text{aguacaliente}}}{v_p} = \frac{6.4 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{2 \frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}}} = 8.9 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2$$

Así pues, el diámetro de la tubería del agua caliente será igual a:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A_c}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 8.9 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2}{\pi}} = 0.034 \text{ m}$$

Para un diámetro de 3.4 cm se usa una tubería de diámetro nominal de 1_{1/2} pulgadas, cuyo diámetro interior será 4.088 cm, el exterior 4.825 cm y un espesor de 0.38 cm (*web 11*).

- Tubería del agua residual:

Cálculo del área transversal de la tubería del agua residual:

$$A_{ar} = \frac{Q_{AR}}{v_p} = \frac{22.6 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{2 \frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}}} = 3.2 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$$

Así pues, el diámetro de la tubería del agua residual será igual a:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A_c}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 3.2 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2}{\pi}} = 0.064 \text{ m}$$

Para un diámetro de 6.4 cm se usa una tubería de diámetro nominal de 3 pulgadas, cuyo diámetro interior será 7.795 cm, el exterior 8.887 cm y un espesor de 0.56 cm (*web 11*).

Para el cálculo de la longitud del intercambiador de calor se considera un diámetro intermedio entre el interno y el externo de la tubería de agua caliente y la del agua residual:

$$D_m = \frac{5.942 \text{ cm} + 6.856 \text{ cm}}{2} = 6.399 \text{ cm}$$

$$L = \frac{A}{\pi \cdot D_m} = \frac{16 \text{ m}^2}{\pi \cdot 0.06399 \text{ m}} = 80 \text{ m}$$

Suponiendo que cada tubo mide 4 m de largo, se tendrán para esa longitud 20 tubos justos. Se dispondrán en 5 columnas y 5 filas, separadas 5 cm unas de otras, con 35 codos de 180°.

Por lo tanto el intercambiador de calor tomará una altura (y por lo tanto una anchura igual al ser disposición cuadrada) de:

$$H = a = 5 \text{ tubos} \cdot 6.856 \text{ cm} + 5 \text{ espacios} \cdot 5 \text{ cm} = 59.3 \text{ cm}$$

La longitud que ocupa será la misma que la de cada tubo, por tanto tendrá una longitud de 4 m.

4.6.5. Aprovechamiento del biogás

El aprovechamiento pasa por considerar la posibilidad de la aplicación de motores a gas, partiendo de la utilización como combustible del gas de digestión.

Mediante la aplicación de estos motores, es posible generar energía que puede cubrir, en un elevado porcentaje, la demanda energética de la planta.

El primer punto evidente para su utilización es en el calentamiento del agua necesaria. En caso de que aún siga existiendo exceso de gas, sería interesante generar energía eléctrica mediante motogeneradores para su consumo en planta.

- Calor producido por el biogás:
Caudal de biogás · Caudal específico
- Caudal del biogás:
Producción específica del biogás · kg DQO eliminada

Teniendo en cuenta los kg de DQO eliminados, considerando un rendimiento en el digestor del 85% como se comentó con anterioridad, y que la producción específica del biogás se encuentra entre 0.44 y 0.75 m³/kg DQO_{eliminada} (Hernández M., 2001), se puede estimar el caudal de biogás:

- DQO_{eliminada}:
3850 mg DQO/L · 0.85 = 3272.5 mg DQO_{eliminada}/L

$$3272.5 \frac{\text{mg} \cdot \text{DQO}_{e \text{ lim inada}}}{\text{L}} \cdot 22.6 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot \frac{1 \text{ kg}}{10^6 \text{ mg}} \cdot \frac{10^3 \text{ L}}{1 \text{ m}^3} \cdot \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ día}} = 1775 \frac{\text{kg DQO}_{e \text{ lim inada}}}{\text{día}}$$

- Caudal de biogás.

Se supone una producción específica de biogás de: $0.6 \frac{\text{m}^3}{\text{kg DQO}_{e \text{ lim inada}}}$

$$Q_{\text{biogás}} = 0.6 \frac{\text{m}^3}{\text{kg DQO}_{e \text{ lim inada}}} \cdot 1775 \frac{\text{kg DQO}}{\text{día}} = 1065 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} = 44.38 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

- Energía teórica:

El biogás tiene un poder calorífico de entre 45000 y 5600 kcal/m³ (*web 12*). Por lo tanto, suponiendo un valor de 5400 Kcal/m³, se obtiene la energía teórica:

$$Q_{\text{teórica}}: 44.38 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 5400 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^3} = 239652 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

La energía generada por el biogás podría emplearse en el calentamiento del agua residual en el intercambiador de calor, donde se requiere 249672 kcal/h, de forma que podría cubrirse aproximadamente el 96% de la energía a emplear.

4.7. Tratamiento aerobio

Para el tratamiento aerobio se usa un sistema de fangos activos. La razón de usar este sistema es que una relación de DBO₅ / DQO inferior a 0.4 y superior a 0.2 es la válida para el funcionamiento de lechos bacterianos, mientras que para un óptimo funcionamiento del proceso de fangos activos se precisa una relación entre 0.5 y 0.6 (*Hernández M., 2001*). Nuestra relación es intermedia, de 0.46, así que se elige los fangos activos por estar más próximos al intervalo. Además, es el sistema recomendado como ya se comentó con anterioridad.

Los parámetros típicos de diseño para algunos procesos de tratamiento aerobio son los siguientes (*tabla 20*):

Tabla 20. – Parámetros de diseño de algunos procesos de fangos activos

(Metcalf & Eddy, 2000).

Modificación de proceso	θ_c (día)	F/M (kgDBO⁵/kg SSVLM·día)	Carga volumétrica (kgDBO⁵/m³·día)	SSLM (mg/L)	Θ (h)	Q_r/Q
Convencional	5–15	0.2–0.4	0.32–0.64	1500–3000	4–8	0.25–0.75
Mezcla completa	5–15	0.2–0.6	0.80–1.92	2500–4000	3–5	0.25–1.0
Alimentación escalonada	5–15	0.2–0.4	0.64–0.96	2000–3500	3–5	0.25–0.75
Aireación modificada	0.2–0.5	1.5–5.0	1.20–2.40	200–1000	1.5–3	0.05–0.25
Contacto y estabilización	5–15	0.2–0.6	0.96–1.2	(1000–3000) ^a (4000–10000) ^b	(0.5 – 1) ^a (3 – 6) ^b	0.5–1.5
Aireación prolongada	20–30	0.05–0.15	0.16–0.40	3000–6000	18 – 36	0.4–1.5
Aireación de alta carga	5 - 10	0.4 – 1.5	1.60–1.80	4000–10000	2 - 4	1.0–5.0

^a Unidad de contacto^b Unidad de estabilización de sólidos

Se emplea un proceso aireación prolongada con sistema de aireación mediante difusores porosos de domo, pues presenta alta eficiencia de transferencia de oxígeno. Se usa este proceso pues es el que más se utiliza para aguas de baja concentración de carga orgánica, valores que se han conseguido tras el tratamiento en el reactor UASB.

El proceso de aireación prolongada es similar al de fangos activados convencional excepto en que funciona en la fase de respiración endógena de la curva de crecimiento, lo cual precisa una carga orgánica reducida, como ya se comentó, y un largo periodo de aireación, de forma que el fango llega a estabilizarse aeróbicamente.

4.7.1. Dimensiones del reactor

Teniendo en cuenta el siguiente esquema:

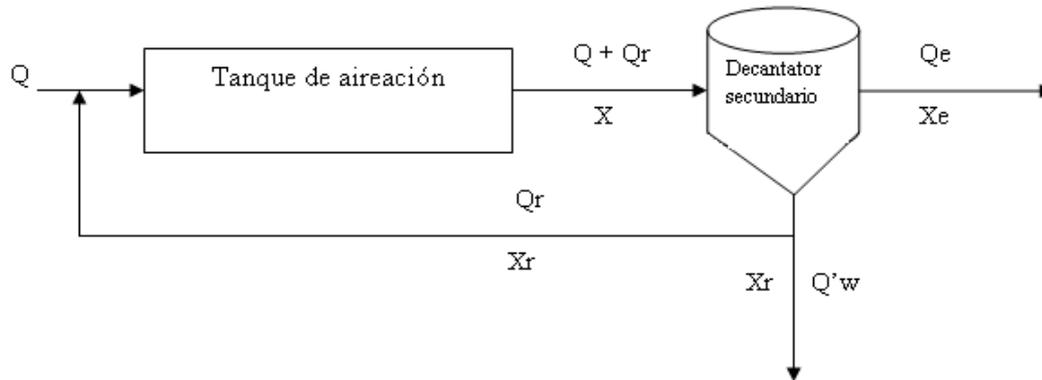


Figura 25. – Balance de masas típicos de sólidos suspendidos para el control de la recirculación de fangos (Metcalf & Eddy, 2000).

Q: caudal a tratar a la entrada del reactor, m³/día, Q = 542.4 m³/día

Qr: caudal de recirculación, m³/día

Qe: caudal de salida, m³/día

Q'w: caudal de purga, m³/día

X: concentración de microorganismos en el reactor, kg/m³, se supone X = 3 kg/m³ (ver tabla 20)

Xe: concentración de microorganismos a la salida, kg/m³

Xr: concentración de microorganismos recirculados y purgados, kg/m³

- Volumen del reactor:

El volumen del reactor se puede calcular a partir de la siguiente fórmula (Hernández M., 2001):

$$V_r = \frac{Q \cdot \theta_c \cdot Y}{X} \cdot \left(\frac{S_0 - S}{1 + k_d \cdot \theta_c} \right) \quad [5]$$

Donde:

Y: coeficiente de crecimiento, Y = 1.3 mgSSLM/mgDBO₅, que es el valor típico (Metcalf & Eddy, 2000)

k_d: coeficiente de mortandad, días⁻¹, k_d = 0.06 días⁻¹, que es el valor típico (Metcalf & Eddy)

S₀: concentración de DBO₅ de entrada al reactor biológico, mg/L, S₀ = 262.5 mg DBO₅/L

S: concentración de DBO₅ de salida del reactor biológico, mg/L

θ_c : tiempo de retención celular, días. Mirando los valores de la *tabla 20* se ha escogido un $\theta_c = 20$ días

– Concentración de DBO_5 a la salida (S):

La eficiencia de eliminación de DBO_5 para este proceso es del 75 – 95 % (*Metcalf & Eddy, 2000*). Se supone que alcanza una eliminación del 92%.

$$S = 262.5 \text{ mg } DBO_5/L \cdot 0.08 = 21 \text{ mg } DBO_5/L$$

Se calcula el volumen del reactor, a partir de la ecuación [5]:

$$V_r = \frac{542.4 \frac{m^3}{\text{día}} \cdot 30 \text{ días} \cdot 1.3 \frac{kgSSLM}{kgDBO_5}}{3 \frac{kgSSLM}{m^3}} \cdot \left(\frac{0.2625 \frac{kgDBO_5}{m^3} - 0.021 \frac{kgDBO_5}{m^3}}{1 + 0.06 \text{ día}^{-1} \cdot 30 \text{ días}} \right) = 608.2 \text{ m}^3$$

Se sobredimensiona un 10%:

$$608.2 \text{ m}^3 \cdot (1 + 0.1) = 669 \text{ m}^3$$

- Tiempo de retención hidráulica del reactor:

Se calcula el tiempo de retención hidráulica del reactor con la siguiente expresión:

$$t_r = \frac{V_r}{Q} = \frac{669 \text{ m}^3}{22.6 \text{ m}^3/h} = 29.6 \text{ h}$$

Como se puede observar en la *tabla 20*, el valor obtenido ($t_r = \theta$) está dentro del intervalo para este tipo de reactores.

- Carga másica:

Es la relación de kg de DBO_5 introducidos por día en un reactor biológico de activación, a kg de fangos contenidos en dicho reactor:

$$C_m = \frac{S_0 \cdot Q}{X \cdot V_r} = \frac{kgDBO_5 / \text{día}}{kgSSLM}$$

Donde:

S₀: concentración de DBO₅ de entrada al reactor biológico, kg/m³

Q: caudal de diseño del tratamiento biológico, m³/h

X: concentración de sólidos totales suspendidos en el reactor o SSLM, kg/m³

V_r: volumen del reactor, m³

$$C_m = \frac{0.2625 \frac{\text{kgDBO}_5}{\text{m}^3} \cdot 542.4 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}}{3 \frac{\text{kgSSLM}}{\text{m}^3} \cdot 669 \text{ m}^3} = 0.07 \frac{\text{kgDBO}_5}{\text{kgSSLM} \cdot \text{día}}$$

El valor obtenido también está dentro de los valores consultados para este tipo de proceso (*tabla 20*).

- Carga volumétrica:

Representa la carga orgánica contaminante por día en el agua residual, se expresa como kg DBO₅ por día referida al volumen del reactor biológico:

$$C_m = \frac{S_0 \cdot Q}{V_r}$$

Donde:

C_v: carga volumétrica, kg DBO₅/m³ · día

$$C_m = \frac{0.2625 \frac{\text{kgDBO}_5}{\text{m}^3} \cdot 542.4 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}}{669 \text{ m}^3} = 0.21 \frac{\text{kgDBO}_5}{\text{m}^3 \cdot \text{día}}$$

El valor obtenido está dentro del intervalo típico para este tipo de reactores (*tabla 20*).

Se calcula las dimensiones del tanque de aireación a partir del volumen, y para ello se supone una altura del tanque de 6 m:

$$\text{Superficie} = \frac{\text{volumen}}{\text{altura}} = \frac{669 \text{ m}^3}{6 \text{ m}} = 111.5 \text{ m}^2$$

Suponiendo un reactor rectangular, se obtiene que sus características son las siguientes:

Altura: 6 m

Ancho: 6 m

Largo: 19 m

4.7.2. Necesidad y transferencia de oxígeno

La necesidad teórica de oxígeno se puede determinar a partir de la DBO del agua residual y de la cantidad de organismos purgados diariamente del sistema. El razonamiento es el siguiente. Si toda la DBO se convirtiera en productos finales, la demanda total de oxígeno se podría calcular convirtiendo la DBO_5 en DBO_L utilizando un factor de conversión adecuado. Por otro lado, se sabe que parte del residuo se convierte en tejido celular nuevo que, posteriormente, se purga del sistema de modo que, si la DBO_L del tejido celular se resta del total, la cantidad remanente corresponde a la cantidad de oxígeno que es necesario suministrar al sistema. Teniendo en cuenta la siguiente reacción se sabe que la DBO_L de un mol de células es igual a 1.42 veces la concentración de células.



Por lo tanto, la demanda teórica de oxígeno para la eliminación de la materia orgánica carbonosa presente en el agua residual de un sistema de fangos activados se puede calcular mediante la expresión (*Metcalf & Eddy, 2000*):

$$\frac{kg}{día} = \left(\frac{kg DBO_L \text{ utilizada}}{día} \right) - 1.42 \left(\frac{kg \text{ organismos purgados}}{día} \right)$$

Utilizando los términos anteriormente definidos:

$$O_2 \text{ teórico} = \frac{(S_0 - S) \cdot Q}{f} - 1.42 \cdot Px \quad [6]$$

En SI, donde f = factor de conversión de DBO_L en DBO_5 , para realizar los cálculos se ha empleado un 0.6, que está dentro de los valores 0.45 – 0.68 (*Metcalf & Eddy, 2000*).

Las necesidades de oxígeno consumidas por la masa bacteriana se calculan en condiciones normalizadas y es por tanto necesario convertirlas a las relaciones reales de funcionamiento.

El paso de las condiciones normalizadas a condiciones reales, se hace mediante la aplicación de un factor de correlación denominado *coeficiente global de transferencia* (K_T), es decir:

$$O_{2real} = \frac{O_{2teórico}}{K_T} \quad [7]$$

La masa de organismos purgados diariamente viene expresada a partir de la siguiente expresión:

$$P_{X(SSV)} = Y \cdot (S_0 - S) \cdot Q - k_d \cdot X \cdot V$$

$$P_{X(SSV)} = 1.3 \frac{kgSSLM}{kgDBO_5} \cdot (0.2625 - 0.021) \frac{kgDBO_5}{m^3} \cdot 542.4 \frac{m^3}{día} - (0.06 \text{ día}^{-1} \cdot 3 \frac{kg}{m^3} \cdot 669 \text{ m}^3)$$

$$= 49.9 \frac{kg}{día}$$

Por lo tanto, a partir de la ecuación [6], se calcula el O_2 teórico:

$$O_{2teórico} = \frac{(0.2625 - 0.021) \frac{kgDBO_5}{m^3} \cdot 542.4 \frac{m^3}{día}}{0.60} - (49.9 \frac{kg}{día} \cdot 1.42)$$

$$= 147.5 \frac{kgO_2}{día}$$

- Coeficiente global de transferencia:

Éste se calcula a su vez como producto de otros tres (*web 13*):

$$K_T = K_{T1} \cdot K_{T2} \cdot K_{T3} \quad [8]$$

Coeficiente K_{T1}

La aportación de oxígeno es proporcional al déficit de saturación de oxígeno del licor mezcla (LM). Este coeficiente viene a reflejar éste déficit mediante la siguiente expresión:

$$K_{T1} = \frac{C's - Cx}{C_s} \quad [9]$$

Donde:

K_{T1}: coeficiente que tiene en cuenta el déficit de saturación de oxígeno en el LM

C's: concentración de saturación en el tanque de aireación a una temperatura T

C_s: concentración de oxígeno del agua clara a una temperatura T

Cx: la concentración media de oxígeno en el tanque de aireación

Generalmente se puede adoptar:

Sin nitrificación: Cx = 2 mg/L

Con nitrificación: Cx = 3 mg/L

Para pasar de C_s a C's, hay que efectuar tres correcciones según la relación:

$$C's = C_{s0} \cdot \beta \cdot C'_p \cdot C_A \quad [10]$$

β: tiene en cuenta las materias en suspensión del licor y su salinidad. En condiciones normales y hasta salinidades de 3 g/L se puede adoptar: β = 0.98

C'_p: tiene en cuenta las variaciones de presión debidas a la altitud y se calcula mediante la expresión:

$$C'_p = 1 - \frac{0.111 \cdot \text{Altitud (m)}}{1000}$$

Al ubicar la planta en el concejo de Laviana, se ha considerado una altitud de aproximadamente de 1000 m sobre el nivel del mar (*web 14*):

$$C'_p = 1 - \frac{0.111 \cdot 1000 \text{ m}}{1000 \text{ m}} = 0.0889$$

C_A: corrección que tiene en cuenta la altura del agua en el tanque de aireación.

Para sistemas de aireación superficiales, como el nuestro, la concentración de saturación media es la misma que en la superficie, y por tanto, no hay corrección C_A = 1.

Cs₀: la concentración de saturación de oxígeno en agua a la misma temperatura que la del licor de mezcla

El agua sale del reactor anaerobio a 36 °C, pero pierde temperatura al pasar a través de la tubería que la conduce a la entrada del reactor aerobio. Se ha supuesto una temperatura de 30 °C y se toma un valor de referencia de Cs a esta temperatura (*tabla 21*), que será igual a 7.63 mg/L (*web 13*).

Tabla 21. – Concentración de saturación de oxígeno en agua limpia a diferentes temperaturas (*web 13*).

T (°C)	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
Cs (mg/L)	12.8	12.48	12.17	11.87	11.59	11.33	11.08	10.83	10.6	10.37	10.15	9.95

T (°C)	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
Cs (mg/L)	9.74	9.54	9.35	9.17	8.99	8.83	8.68	8.53	8.38	8.2	8.07	7.92	7.77	7.63

Sustituyendo los valores obtenidos en la expresión [10], y sabiendo que $C_x = 2$ mg/L, ya que no existe desnitrificación en cantidades significativas, queda:

$$C's = 7.63 \text{ mg/L} \cdot 0.98 \cdot 0.889 \cdot 1 = 6.65 \text{ mg/L}$$

Luego el coeficiente K_{T1} , a partir de la ecuación [9], será:

$$K_{T1} = \frac{6.65 - 2}{7.63} = 0.61$$

Coeficiente K_{T2}

Dicho coeficiente tiene en cuenta la velocidad de oxígeno la cual varía con la temperatura, según la siguiente fórmula:

$$K_{T2} = 1.024^{(T-10)}$$

Siendo T, la temperatura del licor de mezcla o la temperatura a la salida, en nuestro caso:

$$K_{T2} = 1.024^{(30-10)} = 1.6$$

Coeficiente K_{T3}

La velocidad de oxígeno en el agua residual depende de:

- La concentración de sólidos en suspensión en el licor de mezcla.
- La calidad del agua residual intersticial.
- La concentración de tensoactivos.
- El sistema de oxigenación.

Todos estos factores se recogen en un único, K_{T3} , que representa:

$$K_{T3} = \frac{\text{Capacidad transferencia oxígeno en Licor de Mezcla}}{\text{Capacidad transferencia oxígeno en agua lim pia}}$$

Para el diseño se puede adoptar los valores de la siguiente tabla:

Tabla 22. – Valores del coeficiente K_{T3} para diferentes sistemas de aireación (web 13).

Sistemas de aireación	Valor de K_{T3}
Carga media sin nitrificación	0,55
carga baja sin nitrificación	0,65
Aire con difusores estáticos	0,8
Turbinas de aireación	0,9
Aire con burbujas gruesas	0,9

Al elegir una difusión de aire con difusores estáticos, se tomará el valor $K_{T3} = 0.80$. Se sustituyen los valores de los coeficientes en la expresión [8] y se calcula el coeficiente global de transferencia:

$$K_T = (0.61) \cdot (1.6) \cdot (0.80) = 0.78$$

Con lo cual, el oxígeno máximo necesario realmente para el correcto funcionamiento del proceso, sustituyendo en la ecuación [7] será:

$$O_2_{real} = \frac{147.5 \frac{kg O_2}{día}}{0.78} = 189.1 \frac{kg O_2}{día}$$

4.7.3. Potencia a instalar

La aireación se realizará mediante difusores estáticos de domo. Los difusores porosos de domo presentan un caudal de aire de entre 0.85 – 4.24 m³/h·difusor (*Metcalf & Eddy, 2000*).

Para calcular la potencia necesaria para impulsar este aire al reactor por medio de una soplante, se utiliza la siguiente expresión:

$$P_w = \frac{w \cdot R \cdot T_1}{29.7 \cdot n \cdot e} \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{0.283} - 1 \right] \quad [11]$$

Siendo:

P_w: potencia necesaria para la soplante, kW

w: caudal de aire en peso, kg/s

R: constante universal de los gases: 8.14 kJ/kmol·K

T₁: temperatura absoluta a la entrada, K. Se supone una temperatura del aire entrante de 20 °C = 293 K.

p₁: presión absoluta a la entrada, atm. Se supone que se toma aire de la atmósfera; p₁ = 1 atm

p₂: presión absoluta a la salida, atm. La presión de descarga del aire suele variar entre 48 y 62 kN/m² (*Metcalf & Eddy, 2000*). Se toma una presión de 55 kN/m², pasando a atm y a presión absoluta:

$$p_2 = (55 \text{ kN/m}^2) \cdot (1 \text{ atm}/101325 \text{ kN/m}^2) + 1 \text{ atm} = 0.54 \text{ atm} + 1 \text{ atm} = 1.54 \text{ atm}$$

n: (k - 1)/k = 0.283 (para el aire)

k: 1.395 (para el aire)

e: eficiencia (en compresores, normalmente 0.70 – 0.90 (*Metcalf & Eddy, 2000*)). Se supone un valor de 0.85.

Numero de difusores

Como se calculó con anterioridad, las dimensiones del reactor:

Largo: 19 m

Ancho: 6 m

Se supondrá que se instalan los aireadores separados unos de otros, así como de la pared, aproximadamente 1 m, por lo tanto se necesitarán:

Nº aireadores a lo largo: 18

Nº aireadores a lo ancho: 5

Nº aireadores totales: $18 \cdot 5 = 90$ difusores

Considerando un valor de caudal de $4 \text{ m}^3/\text{h}$ -difusor (*Metcalf & Eddy, 2000*), se obtendrá un caudal total de aire que debe suministrar soplante de:

$$4 \text{ m}^3/\text{h}\cdot\text{difusor} \cdot 90 \text{ difusores} = 360 \text{ m}^3/\text{h}$$

Si se pasa a caudal másico:

$\rho_{\text{aire}} \approx 1.2 \text{ kg}/\text{m}^3$ (*web 15*)

$$360 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot \frac{1.2 \text{ kg}}{\text{m}^3} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} = 0.12 \text{ kg/s}$$

Sustituyendo en la ecuación [11], se obtendrá la potencia necesaria:

$$P_w = \frac{0.12 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot 8.314 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol} \cdot \text{K}} \cdot 293 \text{K}}{(29.7) \cdot (0.283) \cdot (0.85)} \left[\left(\frac{1.54 \text{ atm}}{1 \text{ atm}} \right)^{0.283} - 1 \right] = 5.3 \text{ kW}$$

4.7.4. Fangos en exceso

La cantidad de fango a purgar diariamente del decantador secundario, será equivalente a la cantidad de fango acumulado debido al crecimiento celular.

La masa total de fangos a purgar, teniendo en cuenta que se ha considerado que el 65% de los sólidos son volátiles (porcentaje dentro de los valores establecidos, entre

59 - 88% (*Metcalf & Eddy, 2000*)), y como se trata de un proceso de aireación prolongada se obtendrá una biomasa muy estabilizada:

$$P_{x(SSV)} = 49.9 \text{ kg/día}$$

$$P_{x(SST)} = \frac{49.9 \text{ kg SST / día}}{0.65} = 76.8 \frac{\text{kg SST}}{\text{día}}$$

La cantidad de fango a purgar se calculará realizando un balance de materia global. Como se considera estado estacionario, no hay variación en la concentración.

Balance al agua:

$$Q_0 = Q_e + Q'_w$$

Balance a los sólidos:

$$(Q_0 + Q_e) \cdot X = Q_e \cdot X_e + (Q_r + Q'_w) \cdot X_r$$

Sabiendo que:

$$P_{x(SST)} = Q'_w \cdot X_r$$

Considerando que la concentración de SSV en el caudal de purga sea de 6000 mg/L (*Hernández M., 2001*), se puede calcular este caudal:

$$X_r = \frac{6 \text{ kg SST / m}^3}{0.65} = 9 \frac{\text{kg SST}}{\text{m}^3}$$

$$Q'_w = \frac{76.8 \text{ kg SST / día}}{9 \text{ kg SST / m}^3} = 8.5 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}$$

Este es el caudal de fangos que pasará posteriormente a ser tratado, después de ser almacenado en la poceta de fangos.

Sustituyendo y despejando, se tiene:

$$Q_e = Q_0 - Q'_w$$

$$Q_e = 542.4 \frac{m^3}{día} - 8.5 \frac{m^3}{día} = 533.9 \frac{m^3}{día}$$

Teniendo en cuenta que X_e se estima a partir de la concentración de entrada de SS y considerando que en este proceso se logra eliminar el 80% de SS (*Hernández M., 2001*):

$$X_e = 52.8 \text{ mgSST/L} \cdot 0.2 = 10.56 \text{ mg/L}$$

$$(Q_0 + Q_r) \cdot X = Q_e \cdot X_e + (Q_r + Q'_w) \cdot X_r$$

$$\left(542.4 \frac{m^3}{día} + Q_r \right) \cdot 3 \frac{kg \text{ SST}}{m^3} = 533.9 \frac{m^3}{día} \cdot 0.01056 \frac{kg \text{ SST}}{m^3} + \left(Q_r + 8.5 \frac{m^3}{día} \right) \cdot 9 \frac{kg \text{ SST}}{m^3}$$

$$Q_r = 257.5 \text{ m}^3/\text{día} = 10.7 \text{ m}^3/\text{h}$$

4.7.5. Relación de recirculación

Conocido el canal de recirculación se calcula la relación de recirculación:

$$\frac{Q_r}{Q} = \frac{257.5 \frac{m^3}{día}}{542.4 \frac{m^3}{día}} = 0.48$$

Como se puede comprobar en la *tabla 20*, la relación de recirculación está comprendida dentro de los parámetros utilizados habitualmente (0.5 – 1.5).

4.7.6. Decantador secundario

A diferencia de la decantación primaria, en esta segunda decantación se empleará un decantador circular de flujo horizontal.

Dimensiones del decantador secundario

Teniendo en cuenta los valores de la siguiente tabla y sabiendo que el caudal supera los 570 m³/h, se supondrá una velocidad ascensorial en el decantador secundario de 0.8 m/h:

Tabla 23. – Parámetros de la decantación secundaria a caudal medio (Hernández M., 2001).

Proceso	Caudales (m ³ /día)	Tiempo de retención (h)	Velocidad ascensorial (m/h)
Convencional	<1890	3.0	<1.02
Alto rendimiento	1890 - 5680	2.5	<1.18
Aireación escalonada	>5680	2.0	<1.35
Contacto estabilización	<1890	3.6	<0.85
	1890 - 5680	3.0	<1.02
	>5680	3.25	<1.18
Aireación prolongada	<180	4.0	<0.50
	180 - 570	3.6	<0.50
	>570	3.0	<1.02

$$A = \frac{Q + Q_r}{v_{asc}} = \frac{(22.6 + 10.7) \text{ m}^3 / \text{h}}{0.8 \text{ m/h}} = 41.63 \text{ m}^2$$

Se sobredimensiona un 10% el área obtenida y se calcula el diámetro:

$$A = 41.63 \text{ m}^2 \cdot (1 + 0.1) = 46 \text{ m}^2$$

$$D = 2\sqrt{\frac{A}{\pi}} = 2\sqrt{\frac{46 \text{ m}^2}{\pi}} = 7.7 \text{ m}$$

- Comprobación de la carga de sólidos:

$$C_{sol} = \frac{X \cdot Q}{A} = \frac{3 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot (22.6 + 10.7) \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{46 \text{ m}^2} = 2.2 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{h}}$$

Se encuentra dentro del intervalo, que en condiciones de caudal medio, los valores típicos recomendados de la carga de sólidos es entre 2 y 6 kg/m²·h (Hernández M., 2001).

- Cálculo del volumen:

Para el cálculo del volumen del decantador se utilizará la siguiente fórmula:

$$V = t \cdot Q$$

Observando la *tabla 23*, se ve que $t = 3$ h y operando:

$$V = 3 \text{ h} \cdot (22.6 + 10.7) \text{ m}^3/\text{h} = 99.9 \text{ m}^3$$

Sobredimensionando el volumen en un 10%:

$$V = 99.9 \text{ m}^3 \cdot (1 + 0.1) = 110 \text{ m}^3$$

- Cálculo de la altura:

Se calcula la altura mediante la expresión siguiente:

$$h = \frac{V}{A} = \frac{110 \text{ m}^3}{46 \text{ m}^2} = 2.4 \text{ m}$$

Se recomienda profundidades útiles en torno a los 2 - 3 m (*Hernández M., 2001*), por lo que la altura calculada es válida.

Relaciones dimensionales

- Altura en la zona de reparto:

Esta altura se calcula teniendo en cuenta el valor típico de la pendiente en la base del tanque. Se ha seleccionado, al igual que en el decantador primario, una pendiente de 80 mm/m.

$$80 \text{ mm/m} \cdot 3.5 \text{ m} = 280 \text{ mm} \approx 0.3 \text{ m}$$

Por lo tanto la altura del tanque en la zona de reparto será:

$$H' = H + 0.3 \text{ m}$$

Donde:

H': altura en la zona de reparto, m

H: altura normal del tanque, m, $H = 2.4\text{m}$

$$H' = 2.4 \text{ m} + 0.3 \text{ m} = 2.7 \text{ m}$$

- Dimensiones de la campana central:

El cálculo de las dimensiones en la zona de entrada en decantadores secundarios circulares de flujo vertical se realiza de la misma manera que en el decantador primario.

La campana central tiene un diámetro que suele variar entre el 15 - 20% del diámetro total del tanque, con una profundidad que varia entre 1 – 2.5 m.

Se dimensiona la campana central con un 18% del diámetro total del tanque y 1 m de profundidad tal y como se dimensionó para el decantador primario.

$$\text{Diámetro campana central: } 7.7 \text{ m} \cdot 0.18 = 1.4 \text{ m}$$

$$\text{Profundidad campana: } 1 \text{ m}$$

En los tanques circulares de 3.6 a 9 m de diámetro, el equipo de extracción de fango está soportado por medio de vigas apoyadas en las paredes laterales.

- Comprobación de la carga sobre vertedero:

Para calcular la carga sobre el vertedero, se emplea:

$$C_{\text{vertedero}} = \frac{Q}{2 \cdot \pi \cdot R} = \frac{(22.6 + 10.7) \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{2 \cdot \pi \cdot 3.85 \text{ m}} = 1.4 \frac{\text{m}^3}{\text{m} \cdot \text{h}}$$

La carga de vertedero está dentro de los valores típicos recomendados para pequeños tanques circulares a caudal medio que son aquellos menores de $5.75 \text{ m}^3/\text{m} \cdot \text{h}$ (Hernández M., 2001).

- Poceta de fangos:

Conocido el caudal de purga se calcula el volumen de la poceta, considerando un tiempo de residencia de 4 h (Hernández M., 2001), mediante la siguiente expresión:

$$V = t \cdot Q = 4 \text{ h} \cdot 8.5 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} \cdot \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} = 1.42 \text{ m}^3$$

Sobredimensionando la poceta de fangos en un 10%, se obtiene que el volumen es:

$$V = 1.42 \text{ m}^3 \cdot (1 + 0.1) = 1.6 \text{ m}^3$$

La poceta tendrá forma cilíndrica de tal forma que tenga su altura igual a su diámetro:

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot D = \frac{\pi}{4} \cdot D^3$$

$$H = D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 1.6 \text{ m}^3}{\pi}} = 1.4 \text{ m}$$

4.7.7. Reducciones de los parámetros contaminantes

El tratamiento del agua residual mediante una aireación prolongada seguida de un decantador secundario permite reducir entre un 74% y 95% la DQO y la DBO₅, se ha supuesto un 92%, un 80% SST, y un 20% el N y P (*Hernández M., 2001*), valores ya comentados y aplicados con anterioridad.

Concentración de SST a la salida: $52.8 \text{ mg/L} \cdot 0.2 = 10.56 \text{ mg/L}$

Concentración de DQO a la salida: $557.5 \text{ mg/L} \cdot 0.08 = 46.2 \text{ mg/L}$

Concentración de DBO₅ a la salida: $262.5 \text{ mg/L} \cdot 0.08 = 21 \text{ mg/L}$

Concentración de N a la salida: $22.53 \text{ mg/L} \cdot 0.8 = 18 \text{ mg/L}$

Concentración de P a la salida: $17.85 \text{ mg/L} \cdot 0.8 = 14.3 \text{ mg/L}$

4.7.8. Características del agua en el tratamiento aerobio

A modo de resumen, se muestra en la *tabla 24* los valores obtenidos tras el tratamiento aerobio:

Tabla 24. – Características del agua en el tratamiento aerobio

Parámetro	Corriente de entrada	Corriente de salida
SST, mg/L	52.8	10.56
DQO, mg/L	577.5	46.2
DBO ₅ , mg/L	262.5	21
N, mg/L	22.53	18
P, mg/L	17.85	14.3

4.8. Laguna de maduración

Los taludes de las lagunas estarán recubiertos con hormigón armado con armadura metálica, con mezcla asfáltica en las juntas de las losetas para así evitar posibles infiltraciones, así como el crecimiento de vegetación.

La impermeabilización del fondo de las lagunas se realizará en base a arcilla compactada también.

4.8.1. Dimensiones de la laguna de maduración

La ecuación de diseño de la laguna de maduración es la siguiente:

$$N_e = \frac{N_i}{1 + K_b \cdot t}$$

Siendo:

N_e: número de bacterias fecales por 100 mL de efluente

N_i: número de bacterias fecales por 100 mL de influente

K_b: constante de primer orden para la reducción de las bacterias fecales, día⁻¹

t: tiempo de retención días

En este tipo de industrias como ya se dijo no suelen usarse tratamientos terciarios para la desinfección, por lo que se supone un valor de N_i bajo, de forma que el N_e es aceptable para un tiempo de 5 días, pues normalmente en estos sistemas de una sola laguna de maduración se emplean tiempos de retención de 5 días (*Hernández M., 2001*). Sabiendo esto y aplicando la siguiente fórmula:

$$V = Q \cdot t_r$$

Donde:

V: volumen de la laguna, m³

Q: caudal de la planta en m³/día, Q = 533.9 m³/día (el que sale del decantador secundario)

t_r: tiempo de retención, días, t_r = 5 días

Por lo tanto:

$$V = (533.9 \text{ m}^3/\text{día}) \cdot (5 \text{ días}) = 2669.5 \text{ m}^3$$

Sobredimensionando un 10%:

$$V = 2669.5 \text{ m}^3 \cdot (1 + 0.1) = 2937 \text{ m}^3$$

Las lagunas de maduración son lagunas poco profundas de 0.15 a 0.60 metros de profundidad útil, y hasta 1.20 metros de profundidad total (*Hernández Muñoz, 2001*).

Tomando este valor de profundidad:

$$S = V/h$$

Donde:

S: superficie de la parte baja de la laguna, m

h: profundidad de la laguna, m, $h = 1.2 \text{ m}$

$$S = 2937 \text{ m}^3 / 1.2 \text{ m} = 2448 \text{ m}^2$$

Suponiendo una base de forma cuadrada cada lado sería:

$$l = S^{1/2} = (2448 \text{ m}^2)^{1/2} = 49.5 \text{ m}$$

La laguna tendrá un talud posible de 2:1 (*web 16*), por lo que sus lados en la parte superior quedarán:

$$2/1.2 = 1.7 \text{ m}$$

$$l = 49.5 \text{ m} + 2 \cdot 1.7 \text{ m} = 52.9 \text{ m}$$

Se tomará de lado 55 m, por lo que la superficie que ocupará en la parte superior será:

$$S' = 3025 \text{ m}^2$$

4.8.2. Reducciones de los parámetros contaminantes

Con este proceso se logra disminuir entre un 40 – 80% los sólidos en suspensión, un 70 – 80% la DQO, un 75 – 85% la DBO₅, un 35 -80% el N_{Tot} y entre un 10 – 60% el P_{Tot} (*web 17*).

Se tomará unos rendimientos del 60, 75, 80, 70 y 50% respectivamente. Así pues:

Concentración de SST a la salida: $10.56 \text{ mg/L} \cdot 0.4 = 4 \text{ mg/L}$

Concentración de DQO a la salida: $46.2 \text{ mg/L} \cdot 0.25 = 11.6 \text{ mg/L}$

Concentración de DBO₅ a la salida: $21 \text{ mg/L} \cdot 0.2 = 4.2 \text{ mg/L}$

Concentración de N a la salida: $18 \text{ mg/L} \cdot 0.3 = 5.4 \text{ mg/L}$

Concentración de P a la salida: $14.3 \text{ mg/L} \cdot 0.5 = 7.2 \text{ mg/L}$

4.8.3. Características del agua en la laguna de maduración

Como se puede apreciar en la *tabla 25* los valores se han reducido notablemente:

Tabla 25. – Características del agua en la laguna de maduración

Parámetro	Corriente de salida	Corriente de entrada
SST, mg/L	10.56	4
DQO, mg/L	46.2	11.6
DBO ₅ , mg/L	21	4.2
N, mg/L	18	5.4
P, mg/L	14.3	7.2

4.8.4. Comparación aguas finales/vertido permitido

Comparando los resultados obtenidos en el agua residual a la salida del último proceso del tratamiento (*tabla 26*), la laguna de maduración, con los límites de vertido se puede observar como cumple con estos valores admisibles establecidos y, por lo tanto, puede realizarse su vertido al río Nalón.

Tabla 26. – Características agua tratada frente a los valores admisibles de vertido

Parámetro	Corriente de salida	Vertido permitido
SST, mg/L	4	80
DQO, mg/L	11.6	160
DBO ₅ , mg/L	4.2	40
N, mg/L	5.4	10
P, mg/L	7.2	10

4.9. Espesador por gravedad

El objetivo de los espesadores por gravedad es conseguir un lodo concentrado a extraer por el fondo. Se produce antes de la eliminación o estabilización de los fangos, que se han separado del agua residual, lo que resulta conveniente y frecuentemente rentable.

En este caso, el espesador contendrá fangos mixtos, es decir, tanto lodos primarios como secundarios, ya que tal como se indica en la bibliografía (*Metcalf & Eddy, 2000*), cuando la cantidad de fangos es pequeña se pueden tratar conjuntamente con el fin de disminuir los costes de material y de espacio.

El proceso de espesado por gravedad se lleva a cabo en un tanque de diseño similar al de un decantador convencional, normalmente circulares. El fango diluido se conduce a una cámara central. El fango alimentado sedimenta y compacta, y el fango espesado se extrae por la parte inferior del tanque.

Los mecanismos de recogida de fangos consisten en dispositivos dotados de rascadores profundos o piquetas verticales que remueven el fango lentamente, promoviendo la apertura de canales para proporcionar la salida al agua, favoreciendo así la concentración.

El sobrenadante que se origina, que contiene aproximadamente un 10% de la concentración de sólidos generada, se retorna a la cabecera de la planta. El fango espesado que se recoge en el fondo del tanque se bombea al equipo de deshidratación, por lo que es necesario tener siempre un volumen de almacenamiento.

4.9.1. Dimensiones del espesador

- Concentración de fangos mixtos:

Para calcular la concentración de fangos mixtos enviados a tratamiento, se sabe que la concentración de los fangos que salen del decantador primario es de 2%, y la de los fangos que salen del decantador secundario es del 0.9%; y que los caudales son 9.6 m³/día y 8.5 m³/día respectivamente.

$$C_{F1} = \frac{9.6 (2\%) + 8.5 (0.9\%)}{9.6 + 8.5} = 1.5\%$$

- Volumen necesario:

El volumen del espesador se calculará a partir de la siguiente expresión:

$$V = t \cdot Q$$

Donde:

V: volumen del espesador

Q: caudal de entrada al espesador

t: tiempo de retención del espesador. El tiempo de retención normalmente empleado es siempre superior a las 24 h, independientemente del tipo de fango tratado (*Hernández M., 2001*)

Considerando un valor de 24h, se tendrá que el volumen será:

$$V = 24h \cdot \frac{(0.4 + 0.35) m^3}{h} = 18 m^3$$

Sobredimensionando un 10%, se obtiene que el volumen necesario será:

$$V = 18 m^3 \cdot (1 + 0.1) = 20 m^3$$

- Área necesaria:

El área necesaria se puede calcular mediante la ecuación siguiente:

$$A = \frac{Q}{C_H}$$

Donde:

A: área de espesador necesaria, m²

Q: caudal de fangos a espesar, m³/h

C_H: carga hidráulica, m³/m²·h. La carga hidráulica se define como el volumen de sólidos por unidad de tiempo y superficie de espesador. La tabla siguiente muestra los valores recomendados para el diseño:

Tabla 27. – Valores típicos de la carga hidráulica en espesadores por gravedad

(Hernández M., 2001).

Tipo de fango	Primario	Lechos bacterianos	Fangos activos	Primario+Lecho bacteriano	Primario+Fango activos
Carga hidráulica (m³/m²·h)	≤1.4	≤0.80	≤0.45	≤1.00	≤0.90

El área mínima necesaria será:

$$A = \frac{Q}{C_H} = \frac{(0.4 + 0.35) \text{ m}^3 / \text{h}}{0.9 \text{ m}^3 / \text{m}^2 \cdot \text{h}} = 0.83 \text{ m}^2$$

Para los valores de la altura los comprendidos entre 2.50 y 3.50 m suelen ser los más adecuados, tanto desde el punto de vista técnico como del económico (*Hernández M., 2001*).

$$A = \frac{V}{h} = \frac{20 \text{ m}^3}{2.5 \text{ m}} = 8 \text{ m}^2$$

Se tomará de pendiente de fondo un 17%, pues los valores típicos están entre 17 – 20% (*Hernández M., 2001*).

Así, las dimensiones del espesador serán:

Altura: 2.5 m

Área: 8 m²

Volumen: 20 m³

Diámetro: 3.2 m

Pendiente: 17%

- Comprobación de la carga de sólidos:

Expresada como la masa de sólidos tratada por unidad de tiempo y superficie útil de espesador (normalmente kg/m²·día). Las limitaciones se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 28. – Valores típicos de la carga de sólidos en espesadores por gravedad

(*Hernández M., 2001*).

Tipo de fango	Primario	Lechos bacterianos	Fangos activos	Primario+Lecho bacteriano	Primario+Fango activos
Carga de sólidos (kgSS/m ² ·h)	4.0 – 6.0	1.6 – 2.0	0.8 – 1.6	2.4 – 4.0	1.6 – 3.2

Se determina según la ecuación:

$$C_s = \frac{Q}{A}$$

Donde:

C_s : carga de sólidos, $\text{kg}/\text{m}^3 \cdot \text{día}$

$$C_s = \frac{(0.4 + 0.35) \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 15 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{8 \text{ m}^2} = 2.2 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{h}}$$

Como puede observarse entra dentro de los valores ($1.6 - 3.2 \text{ kgSS}/\text{m}^2 \cdot \text{h}$)

- Comprobación del fango espesado:

La *tabla 29* muestra los valores de la concentración de fango normalmente conseguido mediante un proceso de espesado por gravedad. Para los posteriores se considera que el fango espesado tiene una concentración de sólidos de 7%.

Tabla 29. – Valores típicos de concentración en un espesador por gravedad

(Hernández M., 2001).

Tipo de fango	Primario	Lechos bacterianos	Fangos activos	Primario+Lecho bacteriano	Primario+Fango activos
Concentración (%)	6.0 – 8.0	7.0 – 8.0	2.3 – 3.5	7.0 – 9.0	4.0 – 8.0

4.9.2. Balance al espesador

La cantidad de fangos a la entrada del espesador es de 269 $\text{kg}/\text{día}$, siendo éstos una mezcla de los fangos primarios y secundarios. Considerando que salgan espesados un 90 % (Hernández M., 2001) de los sólidos que entran, se tendrá que la cantidad de sólidos que llegan al filtro de banda es de 242 $\text{kg}/\text{día}$ y el resto 27 $\text{kg}/\text{día}$ irán al tanque de homogenización.

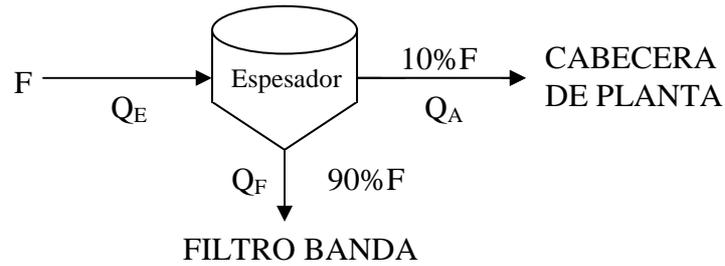


Figura 26. – Balance al espesador por gravedad

Haciendo un balance sencillo se puede calcular los caudales volumétricos:

$$Q_E = Q_A + Q_F = 18 \text{ m}^3/\text{día}$$

$$Q_A \cdot C_A = 27 \text{ kg/día}$$

$$Q_F \cdot C_F = 242 \text{ kg/día}$$

Sabiendo que C_F es igual a 70 kg/m^3 , despejando las demás incógnitas:

$$Q_A = 14.5 \text{ m}^3/\text{día}$$

$$C_A = 1.9 \text{ kg/m}^3$$

$$Q_F = 3.5 \text{ m}^3/\text{día}$$

4.9.3. Depósito tampón de fangos

Es conveniente disponer siempre dado el carácter discontinuo de las instalaciones de deshidratación, de un depósito de fango digerido que garantice una cierta capacidad de almacenamiento.

Teniendo en cuenta que en la instalación diseñada no se prevé deshidratar los fines de semana, se adopta un depósito con una capacidad de almacenamiento de 3 días (*web 18*).

Luego el volumen vendrá dado por la siguiente expresión:

$$V = t \cdot Q$$

Adoptando un tiempo de retención de 3 días, se tendrá un volumen de:

$$V = 3 \text{ días} \cdot 3.5 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} = 10.5 \text{ m}^3$$

Si se sobredimensiona un 10% el volumen del depósito será de 12 m^3 , con lo que considerando que tenga una altura de 3.5 m, tendrá un área de 3.4 m^2 que supondría un diámetro de 2 m.

Por lo tanto, el volumen real será de:

$$V = \pi \cdot (1 \text{ m})^2 \cdot 3.5 \text{ m} = 11 \text{ m}^3$$

Así la capacidad de almacenamiento real será de:

$$t = \frac{11 \text{ m}^3}{3.5 \text{ m}^3 / \text{día}} = 3.1 \text{ días}$$

4.10. Filtro banda

El filtro de banda es un dispositivo de deshidratación de fangos de alimentación continua que incluyen el acondicionamiento químico, drenaje por gravedad y aplicación mecánica de presión para deshidratar el fango.

Los valores de los principales parámetros de diseño para estas instalaciones son los siguientes (*web 19*).

- Carga de aplicación de fango: 90 – 680 kg/m-h
- Agua de lavado: 1.6 – 6.3 l/m-s
- Presión de lavado: 50 – 70 m.c.a.

En la figura 27, se muestra el funcionamiento de este equipo:

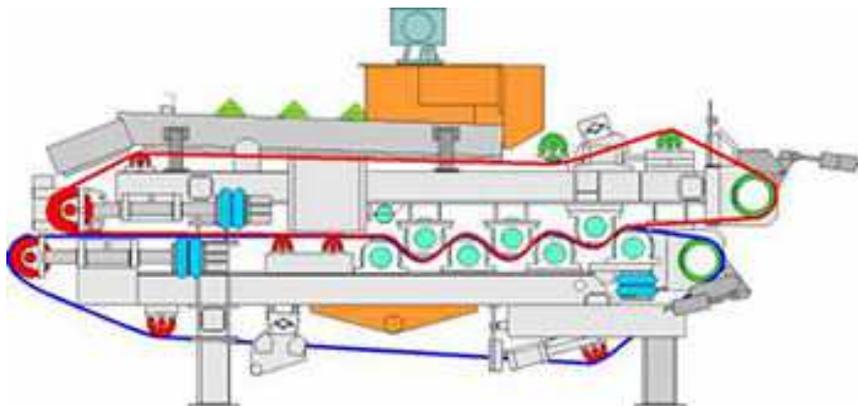


Figura 27. – Esquema de un filtro banda (*web 18*)

- Horas de funcionamiento semanales:

Se suele establecer unas condiciones de funcionamiento de 8 horas diarias (h_d), y un periodo de trabajo de 5 días a la semana (d_s), por tanto:

$$h_f = h_d \cdot d_s$$

Siendo h_f las horas de funcionamiento semanales

$$h_f = 5 \frac{\text{día}}{\text{semana}} \cdot 8 \frac{h}{\text{día}} = 40 \frac{h}{\text{semana}}$$

- Caudal de fango deshidratado:

El caudal de fango deshidratado viene dado por la siguiente expresión:

$$Q_{DESH} = \frac{F_{esp}}{C_{FDESH}}$$

Donde: C_{FDESH} : es la concentración de fango deshidratado

La concentración de los fangos a la salida del filtro depende del tipo de fango. Para fangos mixtos se ha seleccionado un valor de 200 kg/m^3 , dentro de los valores típicos de concentraciones a la salida del filtro $20 - 3500 \text{ kg/m}^3$ (Hernández M., 2001).

$$Q_{DESH} = \frac{F_{esp}}{C_{FDESH}} = \frac{242 \frac{\text{kg}}{\text{día}}}{200 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 1.2 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}$$

- Capacidad requerida:

El caudal de fango a deshidratar (Q'_{ESP}) viene expresado mediante la siguiente expresión:

$$Q'_{ESP} = Q_{DESH} \cdot \frac{7 \frac{\text{días}}{\text{semana}}}{h_f}$$

$$Q'_{ESP} = 3.5 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} \cdot \frac{7 \frac{\text{días}}{\text{semana}}}{40 \frac{h}{\text{semana}}} = 0.6 \frac{\text{m}^3}{h}$$

La carga horaria de fango viene dada por la siguiente expresión:

$$C_F = F_{ESP} \cdot \frac{7 \frac{\text{días}}{\text{semana}}}{h_f}$$

$$C_F = 242 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \cdot \frac{7 \frac{\text{días}}{\text{semana}}}{40 \frac{\text{h}}{\text{semana}}} = 42.4 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

- Carga de fango sobre la tela:

La carga de fango se calcula, por la siguiente expresión:

$$\text{Carga fango} = \frac{C_F}{A}$$

Donde:

C_F: carga horaria de fango, kg/h

A: ancho de banda, m

La carga de aplicación de fango está comprendida entre 90 – 680 kg/m·h (Hernández M., 2001). Considerando una carga de fango por ancho de banda de 90 kg/m·h:

$$90 = \frac{40}{A} \longrightarrow A \approx 0.5 \text{ m}$$

- Dosificación de reactivos:

Es necesario calcular el consumo máximo de polielectrolito al día (considerando sólo los días de operación). La dosificación máxima prevista dependerá del tipo de fango que se vaya a deshidratar. Por lo tanto:

$$M_{POLI} = \frac{F_{ESP}}{1000} \cdot D_{POLI} \cdot \frac{7}{5}$$

Donde:

M_{POLI}: consumo máximo al día de polielectrolito, kg/día

D_{POLI}: dosificación máxima prevista, kg/TMS (tonelada de masa seca)

F_{ESP}: sólidos totales que entran al filtro, kg/día

El consumo de polielectrolito por tonelada de materia seca, teniendo en cuenta que se está deshidratando un fango mixto, está comprendido dentro del intervalo de 4.5 – 5.5 kg/TMS (*Hernández M., 2001*). Se adopta para los cálculos el valor intermedio. Por lo tanto:

$$M_{POLI} = \frac{228 \frac{kg}{día}}{1000} \cdot 5 \frac{kg}{T} \cdot \frac{7}{5} = 1.7 \frac{kg}{día}$$

En función de la concentración de polielectrolito, se determinará el caudal diario de solución:

$$Q_{POLI} = \frac{M_{POLI}}{C_{POLI}}$$

Donde:

Q_{POLI}: caudal diario de solución a la concentración de polielectrolito, m³/día

C_{POLI}: concentración del polielectrolito, kg/m³

La concentración de polielectrolito aconsejada es de 0.55% (*Hernández M., 2001*), luego el caudal diario será:

$$Q_{POLI} = \frac{1.7 \text{ kg / día}}{5.5 \text{ kg / m}^3} = 0.3 \frac{m^3}{día}$$

El consumo máximo horario de polielectrolito se calcula:

$$C_{POLI_MAX} = \frac{F_{ESP}}{1000} \cdot D_{POLI} \cdot \frac{7 \frac{día}{semana}}{40 \frac{h}{semana}} = \frac{242}{1000} \cdot 5 \frac{kg}{T} \cdot \frac{7 \frac{día}{semana}}{40 \frac{h}{semana}} = 0.2 \frac{kg}{h}$$

4.11. Tolva de almacenamiento

Una vez deshidratados los fangos en el filtro banda, son trasladados por medio de una cinta transportadora hasta la tolva de almacenamiento. La función de la tolva de almacenamiento es acumular los fangos deshidratados procedentes del filtro banda. Se

situará a una altura adecuada para asegurar que los camiones en los que se recogen los fangos tengan espacio suficiente para abarcar todo el lodo.

Una vez conocido el caudal de fangos que han sido deshidratados en el filtro banda y si se establece que los fangos estarán retenidos en dicha tolva no más de dos días, se calcula el volumen de dicho depósito de la siguiente manera:

$$V = t \cdot Q$$

Considerando que el valor de t son 2 días.

$$V = 2 \text{ días} \cdot 1.2 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} = 2.4 \text{ m}^3$$

Sobredimensionando de tal forma que el volumen final de la tolva será 3 m^3 , con las siguientes dimensiones:

Altura: 1.5 m

Diámetro: 16 m

4.12. Cálculo de tuberías

El agua es transportada por canales abiertos de hormigón hasta las rejillas como se comentó con anterioridad, y posteriormente se emplearán tuberías de acero. Se utilizan tuberías de acero galvanizado, ya que son las más empleadas y resistentes al paso de fluidos y además de ser más económicas que las tuberías de acero inoxidable.

Para calcular la sección de la tubería se utilizará la siguiente expresión:

$$A = \frac{Q}{v}$$

Donde:

Q: caudal del fluido que circula por la tubería, m^3/h

A: área de la sección interna de la tubería, m^2

v: velocidad del fluido que circula por la tubería, m/s

Las tuberías tienen sección circular, por lo que la expresión quedaría:

$$\frac{\pi}{4} D^2 = \frac{Q}{v} \rightarrow D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot v}} \quad [12]$$

Para el cálculo del diámetro se utilizarán velocidades recomendadas teniendo en cuenta si la tubería a calcular es para el agua residual o para lodos.

Una velocidad excesiva originará elevadas pérdidas por rozamiento, con el consecuente aumento de costes de bombeo, y además podría causar erosión en curvas y asientos de válvulas. Mientras que, una velocidad demasiado reducida, podría provocar sedimentaciones en las conducciones.

Para las tuberías que transportan el agua la velocidad mínima es de 0.6 m/s y la máxima de 5.4 m/s (*web 20*), y para las que transportan lodos sería 0.6 m/s y 2.4 m/s respectivamente, siendo la recomendada 1 m/s (*Hernández M., 2001*).

Por lo tanto, se tomarán de forma general, exceptuando algunos casos en los que la velocidad necesaria sea otra, como velocidades para el dimensionado:

- Tuberías de enlace entre unidades: 3 m/s
- Tuberías de recogida de fangos hasta pozo de succión: 1 m/s

Las tuberías de acero se fabrican con diámetros nominales y espesores de pared normalizados. Una vez calculado el diámetro interno para cada línea habrá que seleccionar el estándar comercial inmediatamente superior como ya se había hecho para las tuberías del intercambiador de calor.

A continuación, se muestra un ejemplo del cálculo de un tramo de tubería del tratamiento, el resto de tuberías se calculan de la misma forma. Todos los cálculos se recogen en la *tabla 30*.

Tubería rejas-tamiz:

Datos:

$$Q = 56 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$v = 3 \text{ m/s} = 10800 \text{ m/h}$$

Utilizando la expresión [12], se calcula el diámetro nominal de tubería:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 56 \text{ m}^3 / \text{h}}{\pi \cdot 10800 \text{ m} / \text{h}}} = 0.081 \text{ m} = 81 \text{ mm} = 3.19 \text{ pulgadas}$$

Realizando un cierto sobredimensionado, se opta por seleccionar una tubería con un diámetro nominal de 3_{1/2} pulgadas (*web 21*).

Diámetro interior: 90.17 mm \approx 90 mm

Diámetro exterior: 101.6 mm \approx 102 mm

Espesor: 5.7 mm \approx 6 mm

Se ha recalculado la velocidad de paso del fluido por la tubería de acuerdo al diámetro nominal:

$$v = \frac{4 \cdot Q}{D^2 \cdot \pi} = \frac{4 \cdot 56 \text{ m}^3 / \text{h}}{0.090^2 \cdot \pi} = 8.770 \text{ m/h} = 2.44 \text{ m/s}$$

Tabla 30. – Resumen diámetros nominales de tuberías

Tubería	Q (m ³ /h)	v (m/s)	D _{nominal} (pulgadas)	D _{int} (mm)	D _{ext} (mm)	Espesor (mm)	v _{nominal} (m/s)
Rejas-Tamiz	56	3	3 _{1/2}	90	102	6	2.44
Tamiz-T. Homogeneización	56	3	3 _{1/2}	90	102	6	2.44
T. Homogeneización-Dec. primario	23	3	2 _{1/2}	63	77	7	2.05
Dec. Primario-Intercambiador	Se emplea la misma tubería que la calculada para el intercambiador de calor en el apartado 7.6.4.						
Intercambiador-R. UASB	22.6	3	2 _{1/2}	63	77	7	2.01
R. UASB-R. aerobio	22.6	3	2 _{1/2}	63	77	7	2.01
R. aerobio-Dec. secundario	33.3	3	2 _{1/2}	63	77	7	2.97
Recirculación R. aerobio	10.7	1	2 _{1/2}	63	77	7	0.95
Dec. secundario-Laguna maduración	22.3	3	2	53	61	4	2.81
Laguna maduración-Río de vertido	22.3	3	2	53	61	4	2.81
Fangos dec. primario-Espesador	0.4	1	3/8	12.25	17	2.25	0.95
Fangos dec. secundario-Espesador	0.35	1	1/2	15.8	21.4	2.75	0.5
Espesador-Depositos fangos	0.15	1	3/8	12	17	3	0.37
Espesador-T. homogeneización	0.6	1	1/2	15.8	21.4	2.75	0.85
Depósito fangos-filtro banda	0.6	1	3/4	20.7	26.5	2.75	0.50

4.13. Cálculo de bombas

Para el bombeo del agua se utilizarán bombas centrífugas, siendo estas las más utilizadas dentro de la industria para el transporte de fluidos de todo tipo. Algunas de sus ventajas más destacadas son:

- Construcción sencilla, con gran diversidad de materiales de construcción.
- Bajo coste inicial y de mantenimiento.
- Ausencia de válvulas en el cuerpo de la bomba.
- Flujo uniforme (sin pulsaciones).
- Pequeño espacio necesario para su instalación.
- Funcionamiento silencioso.
- Puede manejar líquidos que contengan elevadas proporciones de sólidos en suspensión.

Altura útil (H útil)

Para el cálculo de las necesidades de bombeo, se deben tener en cuenta los siguientes términos:

- **Altura estática de succión (h_s):** es la distancia existente entre el nivel de agua en la cámara de succión y el eje de la bomba.
- **Altura de fricción (h_f):** es la diferencia entre el nivel de descarga de la bomba y el eje del motor.
- **Altura de fricción (h_f):** es la altura adicional que debe ser suministrada para vencer las pérdidas por fricción en las tuberías de impulsión y de succión. Supone la suma de dos términos: pérdidas mayores y pérdidas menores.
- **Altura de velocidad ($v^2/2g$):** representa la energía cinética del fluido en cualquier punto del sistema.
- **Altura útil (H_u):** es la altura total contra la cual debe trabajar la bomba teniendo en cuenta todos los factores anteriores.

La expresión empleada para calcular la altura útil de una bomba se obtiene por aplicación directa de la ecuación de Bernouilli entre los niveles de agua en la succión y en la impulsión:

$$H_{\text{útil}} = \frac{P_2 - P_1}{\rho \cdot g} + (Z_2 - Z_1) + \frac{v_2^2 - v_1^2}{\rho \cdot g} + h_f$$

Siendo:

$\frac{P_2 - P_1}{\rho \cdot g}$: término que representa la diferencia de presiones ente los puntos seleccionados. Dicha diferencia puede aproximarse a la diferencia de alturas de columna de líquido entre los depósitos.

$\frac{v_2^2 - v_1^2}{\rho \cdot g}$: diferencia de energía cinética entre la línea de aspiración y la línea de impulsión.

$(Z_2 - Z_1)$: es la diferencia de altura entre los puntos seleccionados.

h_f : pérdida de carga que se produce ente los puntos considerados. Será la suma de las pérdidas en la línea de aspiración y la de impulsión. Para el cálculo, se estima que la longitud total (incluyendo accesorios) es diez veces la longitud de la tubería

Potencia de las bombas ($P_{\text{útil}}$)

La potencia útil es la potencia neta que la bomba comunica al fluido, es decir, representa la potencia invertida en impulsar el caudal bombeado a la altura útil.

Se obtiene mediante la siguiente expresión:

$$P_{\text{útil}} = Q \cdot \rho \cdot g \cdot H_{\text{útil}}$$

Donde:

Q: caudal suministrado por la bomba, m³/s

g: aceleración de la gravedad, m/s²

ρ : densidad del fluido, kg/m³

$H_{\text{útil}}$: altura útil que debe suministrar la bomba, m

La potencia de accionamiento o potencia al eje de la bomba (P_a) se evalúa en función del rendimiento total de la bomba según la expresión:

$$P_a = \frac{P_{\text{útil}}}{\eta_{\text{TOTAL}}}$$

El rendimiento total de la bomba representa el producto de tres rendimientos: Hidráulico, volumétrico y mecánico. Se tomará una eficiencia de las bombas del 70%.

Se recomienda usar motores con una potencia de 1.20 veces la potencia de la bomba para evitar el recalentamiento de éste.

A continuación, se muestra un ejemplo del cálculo de una bomba para un tramo del tratamiento, el resto de bombas se calculan de la misma forma. Todos los cálculos se recogen en la *tabla 31*.

Bomba rejillas-tamiz

Datos:

Caudal: 56 m³/h

Coefficiente C de Hazen-Williams para acero: 130

Diámetro nominal de la tubería: 3_{1/2}" (= 0.09 m)

Velocidad de paso del agua: 2.44 m/s

Para el cálculo de las pérdidas de carga, se tiene una tubería de 5 m, por lo tanto, la longitud total es de 50 m. Con la ayuda de la ecuación de Hazen-Williams, se obtiene la pérdida de carga total en la tubería:

$$h_f = 6.81 \cdot \left(\frac{v}{C}\right)^{1.85} \cdot \frac{L}{D^{1.167}} = 6.81 \cdot \left(\frac{2.44 \text{ m/s}}{130}\right)^{1.85} \cdot \frac{50 \text{ m}}{0.09 \text{ m}^{1.167}} = 3.62 \text{ m}$$

Para calcular la altura útil se utiliza la ecuación de Bernouilli . Los términos de dicha ecuación tomarán los siguientes valores:

$$\frac{P_2 - P_1}{\rho \cdot g} = 0, \text{ puesto que la presión entre los puntos 1 y 2 es aproximadamente}$$

igual. La entrada del tamiz no está a presión atmosférica como en el caso de las rejillas, pero como la altura del canal es baja esta presión no se modificaría mucho.

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{\rho \cdot g} = 0 \text{ (igual sección)}$$

$$(Z_2 - Z_1) = 0.8 \text{ m} - 0 = 0.8 \text{ m}$$

$$h_f = 3.62 \text{ m}$$

$$\Delta H_{\text{útil}} = \frac{P_2 - P_1}{\rho \cdot g} + (Z_2 - Z_1) + \frac{v_2^2 - v_1^2}{\rho \cdot g} + h_f = 0.8 + 3.62 = 4.42 \text{ m}$$

Luego la potencia de la bomba será:

$$P_{\text{útil}} = Q \cdot \rho \cdot g \cdot H_{\text{útil}} = 56 \frac{m^3}{h} \cdot \frac{1 h}{3600 s} \cdot 1000 \frac{kg}{m^3} \cdot 9.81 \frac{m}{s^2} \cdot 4.42 m = 674.5 W$$

Como se supone un rendimiento del 70%, la potencia de accionamiento será:

$$P_a = \frac{P_{\text{útil}}}{\eta_{\text{TOTAL}}} = \frac{674.5 W}{0.7} = 963.6 W$$

$$P_{\text{motor}} = (1.2) \cdot (343 W) = 1156 W$$

Tabla 31. – Resumen potencia de las bombas

Bomba	Tubería (m)	Diferencia Presiones (m)	Diferencia E.Cinética (m)	Diferencia Alturas (m)	$\Delta H_{\text{útil}}$ (m)	Potencia (W)
Rejas-Tamiz	5	0	0	0.8	4.42	1156
Tamiz-T. Homogeneización	4	0	0	6.55	9.39	2470
T. Homogeneización-Dec. primario	4	-3.3	0	0	-0.12	*
Dec. Primario-Intercambiador	10	0	0	-2.75	3.7	1458
Intercambiador-R. UASB	5	0	0	2.95	6.78	717
R. UASB-R. aerobio	6	0	0	2.3	6.9	729
R. aerobio-Dec. secundario	1.5	0	0	-3	-0.63	*
Recirulación R. aerobio	30	-3.3	0	6	8.45	411
Dec. secundario-Laguna maduración	3.5	-3.3	0	-3.3	-0.5	*
Laguna maduración-Río de vertido	10	0	0	-7.5	9.9	1031
Fangos dec. primario-Espesador	150	-3.5	0	2.5	193.3	362
Fangos dec. secundario-Espesador	2.5	-3.3	0	2.5	-0.1	*
Espesador-Depositos fangos	2	-2.5	0	2	-0.04	*
Espesador-T. homogeneización	155	0	0	4.8	221	501
Depósito fangos-filtro banda	3	-2	0	1	-0.36	*

* Como sale negativo $\Delta H_{\text{útil}}$, quiere decir que no se necesita bomba. El fluido tiene la presión suficiente a la salida del equipo para entrar en el siguiente.

5. CONCLUSIONES

Se ha diseñado una planta de tratamiento de aguas residuales, diseñando los equipos y los procesos, con el objetivo de reducir el alto contenido orgánico y sólidos en suspensión presente en estas aguas y la variación de pH, pudiendo realizar su vertido al río de acuerdo a los límites que marca la legislación. En la siguiente tabla, se puede observar la reducción de carga contaminante que sufre el agua residual después de su tratamiento en la planta, y también se puede observar, como esos valores están por debajo de los niveles límite de emisión a cauce público, establecidos en el Real Decreto 1/2001.

Tabla 32. – Comparación de las características del agua residual tratada

Parámetros	Agua Residual a la entrada	Agua Residual Tratada	Límites vertido Real Decreto 1/2001
DBO ₅ (mg/L)	2500	4.2	40
DQO (mg/L)	5500	11.6	160
SST (mg/L)	440	4	80
N _{Tot} (mg/L)	26.5	5.4	10
P _{tot} (mg/L)	21	7.2	10

Por otra parte, en el tratamiento del agua residual se generan fangos. Se ha diseñado una línea de fangos para tratarlos, principalmente deshidratarlos, recogidos en una tolva para su posterior transporte y control.

Esta planta de tratamiento de aguas residuales se ha diseñado, según las Mejores Técnicas Disponibles, con el objetivo de evitar que se produzca un problema medioambiental que afecte directa o indirectamente a las personas o al medio.

6. SÍMBOLOS

A: área de los equipos. L^2

A_{ar} : área transversal de la tubería del agua residual del intercambiador de calor. L^2

A_c : área transversal de la tubería del agua caliente del intercambiador de calor. L^2

A_{TOTAL} : área total del intercambiador de calor. L^2

a: ancho del canal de entrada. Ecuación radio hidráulico. L

C: porcentaje de sección libre de paso de rejillas, que subsiste en el atascamiento máximo tolerado. Ecuación del coeficiente K_1 de la pérdida de carga. Adimensional

C_A : corrección que tiene en cuenta la altura del agua en el tanque de aireación. Ecuación de la concentración de saturación en el tanque de aireación. Adimensional

C_A : concentración del clarificado en el espesador. $M \cdot L^{-3}$

C_F : concentración de los fangos producidos en el espesador. $M \cdot L^{-3}$

C_F : carga horaria de fango en el filtro banda. $M \cdot T^{-1}$

C_{FI} : concentración de fangos mixtos del espesador. Adimensional

C_{FDESH} : concentración del fango deshidratado. $M \cdot L^{-3}$

C_H : carga hidráulica del espesador. $L \cdot T^{-1}$

C_m : carga másica del reactor del reactor aerobio $M \cdot T^{-1}$

C_{POLI} : concentración de polielectrolito. $M \cdot L^{-3}$

$C_{POLI MAX}$: consumo máximo de polielectrolito. $L^3 \cdot T^{-1}$

C_p : capacidad calorífica del agua. $M \cdot L^{-1} \cdot T^{-2} \cdot \theta^{-1}$

C_S : concentración de saturación en el tanque de aireación. Ecuación de K_{T1} . $M \cdot L^{-3}$

C_S : carga de sólidos del espesador. $M \cdot L^{-3} \cdot T^{-1}$

C_{S0} : concentración de saturación de oxígeno en agua a la misma temperatura que el licor de mezcla. Ecuación de la concentración de saturación en el tanque de aireación. $M \cdot L^{-3}$

C_{Sol} : carga de sólidos en el decantador secundario. $M \cdot L^{-2} \cdot T^{-1}$

C_V : carga volumétrica de los equipos. $M \cdot L^{-3} \cdot T^{-1}$

$C_{vertedero}$: carga sobre el vertedero del decantador secundario. $L^2 \cdot T^{-1}$

C_X : concentración media de oxígeno en el tanque de aireación. Ecuación coeficiente K_{T1} $M \cdot L^{-2}$

C'_p : corrección que tiene en cuenta las variaciones de presión debidas a la altitud. Adimensional

C'_s : concentración de saturación en el tanque de aireación. Ecuación coeficiente K_{T1} .
 $M \cdot L^{-3}$

D: diámetro de los equipos. L

DBO_5 : Demanda Biológica de Oxígeno. $M \cdot L^{-3}$

D_{POLI} : dosificación máxima prevista de polielectrolito. M

DQO : Demanda Química de Oxígeno. $M \cdot L^{-3}$

D_m : diámetro medio de la tubería del intercambiador de calor. L

D_t : diámetro tanque de homogeneización. L

d: anchura de los barrotes de las rejas. L

d_i : diámetro del rodete del tanque de homogeneización. L

d_s : periodo de trabajo de la planta. T

e: espacio entre los barrotes de las rejas. L

e: eficiencia de soplantes. Ecuación de la potencia de la soplante del reactor aerobio.

Adimensional

F_{esp} : concentración del fango espesado. $M \cdot T^{-1}$

f: factor de conversión de Demanda Química de Oxígeno. Ecuación del oxígeno teórico.

Adimensional

g: aceleración de la gravedad. $L \cdot T^{-2}$

H: altura de los equipos. L

H_i : altura desde el fondo del tanque de homogeneización al rodete. L

H_L : altura tanque de homogeneización. L

$H_{útil}$: altura total contra la cual debe trabajar la bomba. Ecuación de Bernouilli. L

H' : altura de la zona de reparto de los decantadores. L

h: altura de la lámina de agua. Ecuación del radio hidráulico. L

h_d : horas de funcionamiento diarias del filtro banda. T

h_f : horas de funcionamiento semanales del filtro banda. T

K_1 : coeficiente referido al atascamiento de rejas. Ecuación de la pérdida de carga.

Adimensional

K_2 : coeficiente que tiene en cuenta la sección horizontal de los barrotes de las rejas.

Ecuación de la pérdida de carga. Adimensional

K_3 : coeficiente que tiene en cuenta la sección de paso entre los barrotes de las rejas.

Ecuación de la pérdida de carga. Adimensional

K_b : constante de primer orden para la reducción de los bacterias fecales. T^{-1}

K_T : coeficiente global de transferencia. Ecuación del oxígeno real. Adimensional

- K_{T1} : coeficiente que tiene en cuenta el déficit de saturación de oxígeno en el licor de mezcla. Ecuación del coeficiente global de transferencia de oxígeno. Adimensional
- K_{T2} : coeficiente que tiene en cuenta la velocidad de oxígeno en el licor de mezcla. Ecuación global de transferencia de oxígeno. Adimensional
- K_{T3} : coeficiente que tiene en cuenta la velocidad de oxígeno en el licor de mezcla. Ecuación global de transferencia de oxígeno. Adimensional
- k : constante de la energía necesaria. Ecuación de Rushton. Adimensional
- k : constante de la ecuación de la potencia de la soplante del reactor aerobio. Adimensional
- k_c : coeficiente de conductividad de la cubierta, de la pared con el exterior y de la solera del intercambiador de calor. $M \cdot T^{-3} \cdot \theta^{-1}$
- k_d : coeficiente de mortandad de los microorganismos en el reactor aerobio. T^{-1}
- L : longitud de los equipos. L
- M_{POLI} : consumo máximo de polielectrolito. $M \cdot T^{-1}$
- N_e : número de bacterias fecales por volumen de efluente. L^{-3}
- N_i : número de bacterias fecales por volumen de influente. L^{-3}
- N_{Tot} : nitrógeno total. $M \cdot L^{-3}$
- N_R : número de Reynolds. Adimensional
- n : coeficiente de rugosidad. Ecuación de Manning. $L^{2/3} \cdot T$
- n : revoluciones para la mezcla de corrientes. Ecuación de Reynolds. T^{-1}
- n : constante de la ecuación de la potencia de la soplante del reactor aerobio. Adimensional
- O_2 teórico: oxígeno teórico necesario en el reactor aerobio. $M \cdot T^{-1}$
- O_2 real: oxígeno real consumido en el reactor aerobio. $M \cdot T^{-1}$
- P : energía necesaria. Ecuación de Rushton. $L^2 \cdot M \cdot T^{-3}$
- P : presión en un punto seleccionado. Ecuación de Bernouilli. $M \cdot L^{-1} \cdot T^{-2}$
- p_1 : presión absoluta del aire a la entrada de la soplante. Ecuación de la potencia de la soplante del reactor aerobio. $M \cdot L^{-1} \cdot T^{-2}$
- p_2 : presión absoluta del aire a la salida de la soplante. Ecuación de la potencia de la soplante del reactor aerobio. $M \cdot L^{-1} \cdot T^{-2}$
- P_a : potencia al eje de la bomba. $M \cdot L^2 \cdot T^{-3}$
- P_{motor} : potencia del motor de la bomba. $M \cdot L^2 \cdot T^{-3}$
- P_{Tot} : fósforo total. $M \cdot L^{-3}$

- $P_{\text{útil}}$: potencia neta de la bomba. $M \cdot L^2 \cdot T^{-3}$
- P_w : potencia necesaria de la soplante del reactor aerobio. $M \cdot L^2 \cdot T^{-3}$
- $P_{X(SST)}$: masa de microorganismos purgados en el reactor aerobio. $M \cdot T^{-1}$
- $P_{X(SSV)}$: masa total de fangos a purgar en el reactor aerobio. $M \cdot T^{-1}$
- Q : Caudales de fluidos. $L^3 \cdot T^{-1}$
- Q_0 : caudal de entrada del decantador secundario. $L^3 \cdot T^{-1}$
- Q_A : caudal clarificado en el espesador. $L^3 \cdot T^{-1}$
- $Q_{\text{agua caliente}}$: caudal de agua caliente del intercambiador de calor. $L^3 \cdot T^{-1}$
- Q_{AR} : caudal del agua residual. $L^3 \cdot T^{-1}$
- $Q_{\text{biogás}}$: caudal de biogás. $L^3 \cdot T^{-1}$
- Q_{calor} : cantidad de calor total necesario en el intercambiador de calor. $M \cdot L^2 \cdot T^{-2}$
- $Q_{\text{clarificado}}$: caudal clarificado en el decantador primario. $L^3 \cdot T^{-1}$
- Q_{DESH} : caudal de fango deshidratado en el filtro banda. $L^3 \cdot T^{-1}$
- Q_E : caudal de entrada al espesador. $L^3 \cdot T^{-1}$
- Q_e : caudal de salida del fluido del decantador secundario. $L^3 \cdot T^{-1}$
- Q_F : caudal de fangos producidos en el espesador. $L^3 \cdot T^{-1}$
- Q_f : caudal medio de fangos producidos en el decantador primario. $L^3 \cdot T^{-1}$
- Q_{fangos} : caudal de fangos generados en el decantador primario. $L^3 \cdot T^{-1}$
- Q_{POLI} : caudal de solución de concentración de polielectrolito. $L^3 \cdot T^{-1}$
- Q_r : caudal de recirculación del decantador secundario. $L^3 \cdot T^{-1}$
- Q'_{ESP} : caudal de fangos deshidratado en el filtro banda. $L^3 \cdot T^{-1}$
- Q'_w : caudal de purga del decantador secundario. $L^3 \cdot T^{-1}$
- q : espesor de la pala del rodete del tanque de homogeneización. L
- q : cantidad de calor del intercambiador de calor. $M \cdot L^2 \cdot T^{-2}$
- $q_{\text{teórico}}$: energía teórica del biogás. $M \cdot L^2 \cdot T^{-3}$
- q_{Total} : pérdidas de calor totales. $M \cdot L^2 \cdot T^{-2}$
- R : constante universal de los gases. $M \cdot L^2 \cdot T^{-2} \cdot N^{-1} \cdot \theta^{-1}$
- R_H : radio hidráulico. Ecuación de Manning. L
- r : longitud de la pala del rodete del tanque de homogeneización. L
- S : pendiente de la línea de agua. Ecuación de Manning. L^2
- S : superficie de los equipos. L^2
- S : concentración de DBO a la salida del reactor biológico. $M \cdot L^{-3}$
- S_0 : concentración de Demanda Química de Oxígeno de entrada al reactor biológico.
Ecuación carga volumétrica del digestor anaerobio. $M \cdot L^{-3}$

SST: sólidos en suspensión. $M \cdot L^{-3}$

S': superficie en la parte superior de la laguna de maduración. L^2

s: diámetro del disco central del rodete del tanque de homogeneización. L

T: temperatura de los fluidos. θ

T_r : tiempo de retención del fango en la poceta del decantador primario. T^{-1}

T_r : tiempo de residencia del decantador primario. T

t: tiempo de residencia. T

t_r : tiempo de retención hidráulica del reactor aerobio. T

U: coeficiente global de transmisión de calor. Ecuación de calor del intercambiador de calor. $M \cdot T^{-3} \cdot \theta^{-1}$

V: volumen de los equipos. L^3

V: carga de salida por el vertedero del decantador primario. $L^2 \cdot T^{-1}$

V_r : volumen del reactor aerobio. L^3

v: velocidad de paso del agua en el canal. $L \cdot T^{-1}$

v: velocidad ascensorial de los fluidos en los equipos. $L \cdot T^{-1}$

v_p : velocidad de paso del agua caliente en el intercambiador de calor. $L \cdot T^{-1}$

Wd: anchura de las placas deflectoras del tanque de homogeneización. L

w: caudal de aire. Ecuación de la potencia de la soplante del reactor aerobio. $M \cdot T^{-1}$

X: concentración de del agua residual a la entrada de los decantadores. $M \cdot L^{-3}$

$X_{\text{clarificado}}$: concentración del clarificado en el decantador primario. $M \cdot L^{-3}$

X_e : concentración de microorganismos a la salida del decantador secundario. $M \cdot L^{-3}$

X_{fangos} : concentración de los fangos generados en el decantador primario. $M \cdot L^{-3}$

X_r : concentración de microorganismos recirculados y purgados. $M \cdot L^{-3}$

Y: coeficiente de crecimiento de los microorganismos en el reactor aerobio.

Adimensional

Z: altura en un punto seleccionado del sistema. Ecuación de Bernouilli. L

z: espesor de los barrotes de las rejillas. L

α : coeficiente de la superficie de contacto del intercambiador de calor. Ecuación del coeficiente de conductividad. $M \cdot T^{-3} \cdot \theta^{-1}$

β : corrección que tiene en cuenta la materia en suspensión del licor de mezcla y su salinidad. Ecuación de la concentración de saturación en el tanque de aireación.

Adimensional

Δh : pérdida de carga de las rejillas. L

ΔT_1 : diferencia entre el agua de salida y el agua residual de entrada del intercambiador de calor. θ

ΔT_2 : diferencia de temperatura entre el agua de entrada y el agua residual de salida del intercambiador de calor. θ

ΔT_{mLn} : diferencia media logarítmica de temperatura. Ecuación de calor del intercambiador. θ

η_{Total} : rendimiento total de la bomba. Adimensional

θ_c : tiempo de retención celular en el reactor aerobio. T

λ : coeficiente de materiales de la superficie de contacto del intercambiador de calor. Ecuación del coeficiente de conductividad. $M \cdot L \cdot T^{-3} \cdot \theta^{-1}$

μ : viscosidad de los fluidos. $M \cdot L^{-1} \cdot T^{-1}$

π : número pi. Adimensional

ρ : densidad de los fluidos. $M \cdot L^{-3}$

7. BIBLIOGRAFÍA

- **Ministerio de Medio Ambiente** “*Guía de Mejores Técnicas Disponibles en España del sector de los transformados vegetales*”.
- **Comisión Europea** “*BREF Industria Alimentaria*”, 2006.
- **AINIA, Instituto Tecnológico Agroalimentario** “*Mejores Técnicas Disponibles en la industria de elaborados vegetales*”.
- **Real Decreto 1/2001, de 20 de Julio**, por el que se aprueba el texto refundido de la Ley de Aguas, BOE número 176 de 2001, de 24 de Julio.
- **Metcalf & Eddy** “*Ingeniería de Aguas Residuales: tratamiento, vertido y reutilización*”, Editorial Mc Graw Hill, Madrid 2000.
- **Kreith, F. y Bohn, M. S.** “*Principios de transferencia de calor*”, Editorial Thomson, Madrid 2002.
- **Cascales, F.** “*Datos estadísticos de la producción de zumos en Europa y en España*”, Madrid 2001.
- **Hernández M.** “*Depuración y Desinfección de Aguas Residuales*”, Colegio de Ingenieros de Caminos, Canales y Puertos, Madrid 2001.

Páginas web consultadas

- **Web 1:** Datos del sector del zumo (Marzo de 2012)
(<http://www.asozumos.org/>)
- **Web 2:** Norma NMX-F-045-1982 (Abril de 2012)
(<http://www.colpos.mx/bancodenormas/nmexicanas/NMX-F-045-1982.PDF>)
- **Web 3:** Tamiz a emplear (Abril de 2012)
(http://www.depuradoras.es/b2c/index.php?page=pp_producto.php&md=0&ref=H-180030405)
- **Web 4:** Propiedades físicas del agua (Abril de 2012)
(http://thermexcel.com/english/tables/eau_atm.htm)
- **Web 5:** Tratamiento anaerobio: UASB (Abril de 2012)
(http://es.wikibooks.org/wiki/Ingenier%C3%ADa_de_aguas_residuales/Dise%C3%B1o_de_procesos_en_digesti%C3%B3n_anaerobia#6._REACTOR_DE_FLUJO_SUSPENDIDO_.28UASB.29)

- **Web 6:** Tratamiento anaerobio: UASB (Abril de 2012)
(<http://es.scribd.com/doc/26755884/INGENIERIA-DE-AGUAS-RESIDUALES>)
- **Web 7:** UASB: 5 eliminación de SST (Abril de 2012)
(<http://www.cedsip.org/PDFs/Arce%208.pdf>)
- **Web 8:** UASB: % eliminación de N y P (Abril de 2012)
(<http://www.bvsde.paho.org/bvsaar/fulltext/uasbbrasil.pdf>)
- **Web 9:** Valores de coeficiente λ de algunos materiales (Mayo de 2012)
(http://www.juntadeandalucia.es/averroes/ies_sierra_magina/d_tecnologia/bajables/1%20bachillerato/tema%201%20La%20Energia%20el%20motor%20del%20mundo.pdf)
- **Web 10:** Coeficiente de transmisión de calor para el cobre (Mayo de 2012)
(http://www.engineeringtoolbox.com/overall-heat-transfer-coefficients-d_284.html)
- **Web 11:** Diámetro tuberías (Mayo de 2012)
(http://www.tcwilson.com/boiler_tube_expand/reference_charts/birmingham_wire_millimeters.php)
- **Web 12:** Poder calorífico del biogás (Mayo de 2012)
(<http://es.wikipedia.org/wiki/Biog%C3%A1s>)
- **Web 13:** Tratamiento aerobio: ecuación del oxígeno real (Mayo de 2012)
(http://biblioteca.usac.edu.gt/tesis/08/08_3130_C.pdf)
- **Web 14:** Altitud Concejo de Laviana (Mayo de 2012)
(http://www.escapadarural.com/pueblos/asturias_laviana)
- **Web 15:** Densidad del aire (http://en.wikipedia.org/wiki/Density_of_air)
- **Web 16:** Inclinación talud en lagunas de maduración (Mayo de 2012)
(http://www.etapa.net.ec/DGA/DGA_tra_agu_res_lag_mad.aspx)
- **Web 17:** Rendimientos lagunas de maduración (Mayo de 2012)
(<http://prueba2.aguapedia.org/master/ponencias/pdf/tnc.pdf>)
- **Web 18:** Información depósito de fangos (Mayo de 2012)
(www.elaguapotable.com)
- **Web 19:** Información filtro banda (Mayo de 2012)
(<http://es.scribd.com/doc/60597517/26/Deshidratacion-mecanica>)

- **Web 20:** Velocidades recomendadas para la conducción del agua residual en tuberías (Mayo de 2012) (http://www.engineeringtoolbox.com/sewage-piping-systems-d_568.html)
- **Web 21:** Dimensiones de tuberías (Mayo de 2012) (http://www.engineeringtoolbox.com/ansi-steel-pipes-d_305.html)
- **Web 22:** Coeficiente Hazen-Williams (Mayo de 2012) (<http://www.miliarium.com/Prontuario/MedioAmbiente/Aguas/PerdidaCarga.asp>)
- **Real Decreto 1/2001, de 20 de Julio** (Marzo de 2012) (http://www.boe.es/aeboe/consultas/bases_datos/doc.php?id=BOE-A-2001-14276)
- **Página web sobre Normativa** (Marzo de 2012) (<http://www.jurisweb.com>)