

ANEXOS

Índice

ANEXO I: Nomenclatura	5
ANEXO II: Cálculos.....	11
Proceso convencional de fangos activos.....	12
Pozo de gruesos.....	12
Rejas y canal de desbaste.....	14
Desarenador-desengrasador.....	18
Sedimentador primario.....	21
Reactor aerobio de fangos activos.....	27
Producción de biogás.....	35
Necesidades de calor.....	39
Proceso mediante membranas de ultrafiltración.....	43
Módulo de membranas.....	43
Biorreactor anaerobio.....	49
Producción de biogás.....	52
Necesidades de calor.....	55
ANEXO III: Tabla de corrientes.....	57
Proceso de fangos activos.....	58
Carga baja.....	58
Carga media.....	61
Carga alta.....	64
Proceso de ultrafiltración.....	67
Carga baja.....	67
Carga media.....	70
Carga alta.....	73
ANEXO IV: Planos.....	76

ANEXO I: Nomenclatura

ΔH_{CH_4}	Entalpia de combustión del metano (kJ/kg)
Δh	Perdida de carga (bar)
ΔT	Diferencia de temperaturas entre el interior y el exterior del digestor anaerobio (°C)
A_p	Ancho del pozo de gruesos (m)
A_R	Ancho reactor (m)
A_{rdd}	Ancho del desarenador-desengrasador (m)
C_a	Coefficiente de atascamiento
C_{add}	Carga de arena en agua residual (m ³ arena/10 ⁶ m ³ ARU)
C_R	Cantidad de residuo retenido (cm ³ residuos/m ³ ARU)
C_{sb}	Coefficiente de sobredimensionado (%)
C_V	Carga volumétrica (kg DQO alim/m ³ reactor-día)
C_{ver}	Carga sobre vertedero (m ³ /m-día)
C_{VRA}	Carga volumétrica reactor anaerobio (kg DQO/m ³ -día)
d	Dotación de agua en España por habitante (L/día)
D_d	Diámetro sedimentador (m)
D_{da}	Diámetro digestor anaerobio (m)
D_{RA}	Diámetro reactor anaerobio (m)
DQO	Demanda química de oxígeno (kg/m ³)
DQO_{ef}	Demanda química de oxígeno en el efluente (kg/m ³)
DQO_{em}	Demanda química de oxígeno entrada al módulo de membranas (kg/m ³)
DQO_p	Demanda química de oxígeno en el permeado (kg/m ³)
DQO_r	Demanda química de oxígeno en el rechazo (kg/m ³)
e	Espesor de los barrotes (mm)
$f_{DQO_{partic}}$	Fracción de DQO particulada en el agua residual (%)
(F/m)	Carga másica (kg DQOalim/kg SSVLM _{reactor} -día)
h_{agua}	Altura del agua en el canal (m)
H_{cd}	Altura del canal de desbaste (m)

H_d	Profundidad sedimentador (m)
H_{da}	Altura digester anaerobio (m)
(he)	Habitantes equivalentes
h_p	Profundidad pozo de gruesos (m)
H_R	Profundidad reactor aerobio (m)
H_{RA}	Altura reactor anaerobio (m)
J_p	Flujo de permeado que atraviesa la membrana ($m^3/m^2 \cdot h$)
K	Coefficiente de seguridad (m)
I	Luz de paso entre barrotes (mm)
L_d	Longitud de circunferencia en sedimentador (m)
L_{dd}	Longitud del desarenador-desengrasador (m)
L_p	Longitud pozo de gruesos (m)
L_R	Longitud reactor aerobio (m)
$M_{aguaeli}$	Flujo másico de agua eliminada en la centrifuga (kg/día)
M_{esp}	Flujo másico de lodo espesado (kg/día)
M_{mix}	Flujo másico de lodo mixto (kg/día)
η	Rendimiento (%)
n_b	Numero de barrotes
N_c	Número de casetes
N_{cmt}	Número máximo de casetes por tren
N_m	Numero de módulos de membrana
N_{mmc}	Número máximo de casetes por modulo.
N_t	Número de trenes
θ	Tiempo de retención hidráulico (h)
θ_c	Tiempo de retención celular (día)
θ_{da}	Tiempo de retención en el digester anaerobio (h)
ρ_{CH_4}	Densidad del metano (kg/m^3)

ρ_{esp}	Densidad lodo espesado (kg/m^3)
ρ_{mix}	Densidad lodo mixto (kg/m^3)
P_R	Producción de residuos ($\text{m}^3\text{residuo}/\text{día}$)
P_{rdd}	Profundidad del desarenador-desengrasador (m)
P_X	Producción de microorganismos ($\text{kg microorganismos}/\text{día}$)
Q_{aire}	Caudal de aire (m^3/h)
q_{CH_4}	Calor producido de la combustión del metano (kW)
$q_{\text{CH}_4\text{RA}}$	Calor producido de la combustión del metano del reactor anaerobio (kW)
$q_{\text{CH}_4\text{DA}}$	Calor producido de la combustión del metano del digestor anaerobio (kW)
Q_d	Caudal de diseño ($\text{m}^3/\text{día}$)
q_{da}	Necesidades de calor digestor anaerobio (kW)
Q_{em}	Caudal de entrada al módulo de membrana ($\text{m}^3/\text{día}$)
Q_m	Caudal medio de diseño ($\text{m}^3/\text{día}$)
Q_{mix}	Caudal de lodo mixto ($\text{m}^3/\text{día}$)
Q_p	Caudal pico ($\text{m}^3/\text{día}$)
Q_{per}	Caudal de permeado ($\text{m}^3/\text{día}$)
Q_r	Caudal de rechazo ($\text{m}^3/\text{día}$)
Q_{ra}	Necesidades de calor digestor anaerobio (kW)
$q_{\text{recuperado}}$	Calor sobrante para conversión en energía eléctrica (kW)
R	Resguardo del canal (m)
R_{add}	Arena retenida en el desarenador-desengrasador ($\text{m}^3/\text{día}$)
R_o	Necesidades de oxígeno en el reactor aerobio ($\text{kg O}_2/\text{día}$)
S_{agua}	Superficie transversal del canal ocupada por el agua (m^2)
S_{aire}	Suministro de aire a la unidad ($\text{m}^3/\text{m}\cdot\text{h}$)
S_{cd}	Superficie del canal de desbaste
S_d	Superficie sedimentador (m^2)
S_{da}	Superficie digestor anaerobio (m^2)

S_f	Superficie de filtrado (m ²)
S_{nm}	Superficie nominal del módulo (m ²)
S_p	Superficie del pozo de gruesos (m ²)
S_R	Superficie reactor (m ²)
S_{RA}	Superficie reactor anaerobio (m ²)
SST	Concentración de solidos suspendidos totales (kg/m ³)
SST_{ef}	Solidos suspendidos totales en el efluente (kg/m ³)
SST_{em}	Solidos suspendidos totales entrada al módulo de membranas (kg/m ³)
SST_{mix}	Sólidos suspendidos totales en el lodo mixto (kg/m ³)
SST_p	Solidos suspendidos totales en el permeado (kg/m ³)
SST_r	Solidos suspendidos totales en el rechazo (kg/m ³)
SSV_{mix}	Sólidos suspendidos volátiles en lodo mixto (kg/m ³)
SSV_{esp}	Sólidos suspendidos volátiles en lodo espesado (kg/m ³)
S_l	Área libre de paso en las rejillas (m ²)
t_{rd}	Tiempo de residencia en pozo de gruesos (min)
t_{ddd}	Tiempo de retención en el desarenador-desengrasador (min)
t_{rpf}	Tiempo de retención poceta de fangos (h)
U_{da}	Coefficiente de transmisión de calor digestor anaerobio (W/m ² ·°C)
u_d	Carga superficial decantador (m ³ /m ² ·h)
U_p	Velocidad ascensional (m ³ /m ² ·min)
u_s	Velocidad de utilización del sustrato (kg DQO elim/kgX · día)
V_{biogas}	Caudal de biogás (m ³ /día)
V_{biogasDA}	Caudal biogás digestor anaerobio (m ³ /día)
V_{biogasRA}	Caudal biogás reactor anaerobio (m ³ /día)
V_{biogastotal}	Caudal metano reactor + digestor anaerobio (m ³ /día)
V_{CH4}	Caudal de metano (m ³ /día)
V_{CH4DA}	Caudal metano digestor anaerobio (m ³ /día)

V_{CH4RA}	Caudal metano reactor anaerobio ($m^3/día$)
$V_{CH4total}$	Caudal metano reactor + digestor anaerobio ($m^3/día$)
V_d	Volumen decantador (m^3)
V_{da}	Volumen digestor anaerobio (m^3)
V_{dd}	Volumen del desarenador-desengrasador (m^3)
v_p	Velocidad de paso del agua en las rejillas (m/s)
V_{pf}	Volumen de la poceta de fangos (m^3)
V_R	Volumen reactor aerobio (m^3)
V_{RA}	Volumen reactor anaerobio (m^3)
V_{rdd}	Volumen real del desarenador-desengrasador (m^3)
V_{rp}	Volumen real del pozo de gruesos (m^3)
V_{realR}	Volumen real reactor aerobio (m^3)
V_{RRA}	Volumen real reactor anaerobio (m^3)
V_{up}	Volumen agua en pozo de gruesos (m^3)
W	Ancho del canal de rejillas (m)
X	Concentración de microorganismos (kg/m^3)

ANEXO II: Cálculos

Proceso convencional de fangos activos.

Pozo de gruesos.

Para el dimensionado del pozo se han considerado los siguientes datos de partida:

Tabla 1. Base de cálculo para el dimensionado del pozo de gruesos.

Caudal de diseño (m ³ /día)	3000
Tiempo de retención (min)	1
Velocidad ascensional (m ³ /m ² min)	2.5
Relación longitud/anchura	2
Cantidad de residuos retenidos (cm ³ residuos/m ³ ARU)	1

Todos los valores han sido seleccionados en base a las recomendaciones que se ofrecen en el libro “Proyectos de Tratamiento de Plantas de Aguas” de Ricardo Isla de Juana.

El volumen útil del pozo se calcula fácilmente mediante la siguiente ecuación:

$$V_{up} = Q_d \cdot t_{rd} = 2,1 m^3 \quad \text{Ecuación 1}$$

Donde V_{up} es el volumen que ocupa el agua en el pozo, Q_d el caudal de diseño y t_{rd} el tiempo de retención del agua en el pozo.

El volumen real del pozo deberá ser mayor por motivos de seguridad, y, además, el pozo también se va a emplear como aliviadero, por lo que debe ser sobredimensionado. Al volumen útil calculado se le va a aplicar un coeficiente de sobredimensionado del 50%:

$$V_{rp} = 3,15 m^3$$

Conociendo la velocidad ascensional, la superficie del pozo se calcula de la siguiente manera:

$$S_p = \frac{Q_d}{u_p} = 0,85 m^2 \quad \text{Ecuación 2}$$

Siendo S_p la superficie del pozo y u_p la velocidad ascensional del agua residual.

Una vez conocida la superficie, se calcula la profundidad del pozo:

$$h_p = \frac{V_{rp}}{S_p} = 2,5 \text{ m} \quad \text{Ecuación 3}$$

Para terminar con el dimensionado del pozo se calculan también la longitud y la anchura del pozo:

$$L_p = \sqrt{S_p \cdot \left(\frac{L}{A}\right)} \approx 1,3 \text{ m} \quad \text{Ecuación 4}$$

$$A_p = \frac{S_p}{L} = 0,65 \text{ m}^2 \quad \text{Ecuación 5}$$

Por último, para estimar la cantidad de sólidos retenidos en el pozo se aplica lo siguiente:

$$P_R = Q_d \cdot C_R = 3 \frac{\text{m}^3 \text{residuos}}{\text{día}} \quad \text{Ecuación 6}$$

Donde P_R es la producción de residuos en el pozo de gruesos.

Rejas y canal de desbaste.

Los parámetros de partida para el dimensionado de las rejas que se van a emplear como base de partida para el cálculo son los siguientes:

Tabla 2. Base de partida para el dimensionado de rejas.

	Reja de gruesos	Reja de finos
Caudal de diseño (m ³ /día)	3000	3000
Velocidad de aproximación(m/s)	0,6	0,6
Velocidad de paso (m/s)	0,9	0,9
Espesor barrotes (mm)	12	6
Luz de paso (mm)	50	12
Resguardo del canal (m)	0,4	0,4
Coefficiente de atascamiento	0,7	0,7
Angulo de inclinación de la reja (°)	60	60

Para calcular el ancho del canal en la zona de las rejas se aplica la siguiente ecuación:

$$W = \frac{Q_d}{v_p \cdot R_c} \cdot \left(\frac{e + l}{l} \right) + K \quad \text{Ecuación 7}$$

Siendo W el ancho del canal de rejas, v_p la velocidad de paso del agua por las rejas, R el resguardo del canal, e el espesor de los barrotes, l la luz de paso entre barrotes y K un coeficiente de seguridad, cuyo valor es 0,3m para rejas gruesas y 0,1m para rejas finas.

Aplicando la ecuación 7 con los datos correspondientes a cada reja se tiene:

$$W_{grueso} = 0,42 \rightarrow \mathbf{0,45m}$$

$$W_{fino} = 0,245 \rightarrow \mathbf{0,25m}$$

Ahora se va a calcular la superficie libre de paso a través de las rejas. Para ello se emplea lo siguiente:

$$S_l = \frac{Q_d}{v_p} \cdot \left(\frac{e + l}{l} \right) \cdot \frac{1}{1 - C_a} \quad \text{Ecuación 8}$$

Donde S_l es el área libre de paso en las rejillas y C_a un coeficiente de atascamiento. Sustituyendo los valores correspondientes de la tabla 2 se obtienen las siguientes áreas:

$$S_{lgruesos} = 0,16 \text{ m}^2$$

$$S_{lfinos} = 0,20 \text{ m}^2$$

El número de barrotes que compone cada rejilla se obtiene mediante la siguiente relación:

$$n_b = \frac{(W - l)}{(e + l)} \quad \text{Ecuación 9}$$

Siendo n_b el número de barrotes. Para cada tipo de rejillas será:

$$n_{bgruesos} = 5,96 \rightarrow \mathbf{6 \text{ barrotes}}$$

$$n_{bfinos} = 12,93 \rightarrow \mathbf{13 \text{ barrotes}}$$

En cuanto a la pérdida de carga, como se comentó anteriormente, debe ser inferior a 150mm.c.a. Para calcularla, se va a hacer uso de la ecuación de Kirschner:

$$\Delta h_{rejillas} = f \cdot \left(\frac{e}{l}\right)^{\frac{4}{3}} \cdot \frac{v_p^2}{2 \cdot g} \cdot \text{sen } \alpha \quad \text{Ecuación 10}$$

donde f es un factor que depende de la forma de los barrotes, siendo 1,79 para barras redondeadas y el ángulo alfa corresponde con el de inclinación de las rejillas. Sustituyendo y resolviendo se obtiene:

$$\Delta h_{rejillasgruesos} = \mathbf{10,0 \text{ mm}}$$

$$\Delta h_{rejillasfinos} = \mathbf{25,4 \text{ mm}}$$

Para calcular la cantidad de residuos que se quedan retenidos en las rejillas se van a emplear unas relaciones, que estiman el volumen de residuos retenidos en las rejillas en función de la luz de paso de las mismas, como se muestra en la siguiente tabla. (Metcalf & Eddy, 2003)

Para la reja de gruesos se tiene:

Tabla 3. Cantidad de residuos retenidos en rejas gruesas.

Luz de paso entre barros (mm)	Humedad (%)	Peso específico (kg/m ³)	Cantidad de sólidos retenidos (L/1000m ³)	
			Intervalo	Típico
12,5	60-90	700-1100	37-74	50
25	50-80	600-1000	15-37	22
37,5	50-80	600-1000	7-15	11

La luz de paso de las rejas de gruesos de este proyecto es de 50mm, por lo que la cantidad típica de residuos retenidos en ellas es **6L/1000m³**

En el caso de las rejas de finos se tiene:

Tabla 4. Cantidad de residuos retenidos en rejas de finos.

Operación	Luz de paso entre barros (mm)	Humedad (%)	Peso específico (kg/m ³)	Cantidad de sólidos retenidos (L/1000m ³)	
				Intervalo	Típico
Rejas finas	12,5	80-90	900-1100	44-110	75
Tamices	6,25	80-90	900-1100	30-60	45

En este caso se toma como valor de retención **75L/1000m³**

Teniendo en cuenta esto, la cantidad de residuos retenidos será:

$$P_{Rgruesos} = Q_d \cdot C_{Rgruesos} = 0,018 \frac{m^3 \text{residuos}}{\text{día}} \quad \text{Ecuación 11}$$

$$P_{Rfinos} = Q_d \cdot C_{Rfinos} = 0,225 \frac{m^3 \text{residuos}}{\text{día}} \quad \text{Ecuación 12}$$

Por último, se va a dimensionar el canal de desbaste. En primer lugar, el ancho del canal de rejillas será el mismo que el de las rejillas de gruesos, por lo tanto:

$$A_{cd} = W = 0,45m \quad \text{Ecuación 13}$$

Donde A_{cd} es el ancho del canal de desbaste.

Mediante el caudal y la velocidad de aproximación a las rejillas, que ha sido previamente seleccionada, se puede calcular el área transversal que ocupa el agua en el canal mediante:

$$S_{agua} = \frac{Q_d}{v_a} = 0,058m^2 \quad \text{Ecuación 14}$$

Donde S_{agua} es la superficie transversal del canal ocupada por el agua residual.

Una vez hecho esto, se puede calcular la altura que alcanza el agua en el canal:

$$h_{agua} = \frac{S_{agua}}{A_{cd}} = 0,13m \quad \text{Ecuación 15}$$

Para obtener la altura del canal, hay que sumar el resguardo a la altura del agua, y se obtiene:

$$H_{cd} = h_{agua} + R = 0,53m \quad \text{Ecuación 16}$$

Siendo H_{cd} la altura real del canal.

Finalmente, la superficie transversal del canal de desbaste será:

$$S_{cd} = H_{cd} \cdot A_{cd} = 0,24m^2 \quad \text{Ecuación 17}$$

Siendo S_{cd} el área transversal del canal de desbaste.

Desarenador-desengrasador.

Los parámetros típicos para el diseño de un desarenador-desengrasador se muestran a continuación (Metcalf & Eddy, 2003):

Tabla 5. Parámetros típicos para el diseño de desarenadores aireados.

	Intervalo	Típico
Tiempo de residencia (min)	2-5	3
Profundidad (m)	2,0-5,0	
Longitud (m)	7,5-20	
Anchura (m)	2,5-7	
Relación anchura-profundidad	1:1 a 5:1	1,5:1
Relación longitud-anchura	3:1 a 5:1	4:1
Suministro de aire (m ³ /m de longitud-min)	0,18-0,45	
Carga de arena en agua (m ³ /10 ⁶ m ³)	4-195	15

Como se ha mencionado antes, el tiempo de residencia debe ser mayor para dar tiempo a que las grasas asciendan para lo que se recomiendan tiempos de retención de entre 12 y 16 minutos para caudales pico (Embido Irujo, 2010).

La base de diseño seleccionada para realizar el dimensionado se recoge en la siguiente tabla:

Tabla 6. Base de diseño del desarenador-desengrasador.

Caudal de diseño (m ³ /día)	3000
Tiempo de retención (min)	16
Profundidad (m)	2
A/P	1,25
Suministro de aire (m ³ /m-min)	0,25
Cantidad de arena retenida (m ³ /10 ⁶ m ³ ARU)	75

Lo primero que se va a calcular es el volumen del equipo, para lo cual se aplica lo siguiente:

$$V_{dd} = Q_d \cdot t_{rdd} = 33,33m^3 \quad \text{Ecuación 18}$$

Donde V_{dd} es el volumen del desarenador-desengrasador, y t_{rdd} el tiempo de retención del agua residual en el desarenador-desengrasador.

A ese volumen se le aplica un coeficiente de seguridad del 20% para evitar desbordamientos si por cualquier problema se recibiese un caudal mayor, por lo que el volumen real será:

$$V_{rdd} = 40 \text{ m}^3 \quad \text{Ecuación 19}$$

Siendo V_{rdd} el volumen real del desarenador-desengrasador.

Para determinar las dimensiones del equipo, se va a hacer uso del volumen real, de la relación longitud-anchura y se fija previamente un valor de **profundidad**, que en este caso será de **2m**. Por tanto:

$$L_{dd} \cdot A_{dd} \cdot P_{dd} = V_{rdd} \quad \text{Ecuación 20}$$

$$\frac{A_{dd}}{P_{dd}} = 1,25 \quad \text{Ecuación 21}$$

Donde L_{dd} es la longitud del desarenador-desengrasador, A_{dd} su anchura y P_{dd} su profundidad.

Resolviendo las ecuaciones 20 y 21 se obtiene que:

$$L_{dd} = 8 \text{ m}$$

$$A_{dd} = 2,5 \text{ m}$$

La relación longitud-anchura queda:

$$\frac{L_{dd}}{A_{dd}} = 3,2$$

Como se puede apreciar, todos los valores entran dentro del rango esperable de cada parámetro, por lo que se pueden suponer como correctos.

La cantidad de aire en condiciones estándar (25 °C, 1atm) que es necesario insuflar a la unidad depende del suministro de aire y de la longitud del equipo según la siguiente ecuación:

$$Q_{aire} = L_{dd} \cdot S_{aire} = 120 \frac{\text{m}^3 \text{ aire}}{\text{h}} \quad \text{Ecuación 22}$$

S_{aire} es el suministro de aire a la unidad, en $\text{m}^3/\text{m}\cdot\text{h}$.

La cantidad de arena retenida en el sedimentador dependerá de la carga del agua residual. La forma de calcularlo es la siguiente:

$$R_{add} = C_{add} \cdot Q_d = 0,225 \frac{m^3}{día} \quad \text{Ecuación 23}$$

Siendo R_{add} la cantidad de arena retenida en el desarenador y C_{add} la carga de arenas en el agua residual urbana.

Las arenas retenidas en el fondo de la unidad son retiradas mediante sistemas mecánicos basados en rasquetas que se mueven por el fondo de los desarenadores. La arena así obtenida es almacenada hasta que sea transportada a la correspondiente unidad de tratamiento o al vertedero (Metcalf & Eddy, 2003).

En cuanto a las grasas, mediante el empleo de desarenadores aireados se consigue eliminar el 80% de las mismas (Hernández Muñoz, 2001). Dichas grasas son retiradas mediante rasquetas o peines superficiales y son conducidas hasta un pozo para su concentración y posterior tratamiento.

Sedimentador primario.

Los valores recomendados para el diseño, según la bibliografía consultada, se recogen en la tabla 7, que se muestra a continuación (Metcalf & Eddy, 2003):

Tabla 7. Valores típicos de cargas superficiales y tiempos de residencia para decantadores primarios.

	Intervalo	Típico
Decantación primaria seguida de tratamiento biológico:		
Tiempo de residencia (h)	1,5-2,5	2,0
Carga de superficie (m ³ /m ² -día)		
Caudal medio	30-50	40
Caudal punta	80-120	100
Carga sobre vertedero (m ³ /m-día)	125-500	250
Sedimentación primaria con adición de fango activado en exceso:		
Tiempo de residencia (h)	1,5-2,5	2,0
Carga de superficie (m ³ /m ² -día)		
Caudal medio	24-32	28
Caudal punta	48-70	60
Carga sobre vertedero (m ³ /m-día)	125-500	250

Para comenzar con el diseño del sedimentador, se van a tomar los siguientes valores mostrados en la tabla 8:

Tabla 8. Base de diseño para el sedimentador primario.

Caudal de diseño (m ³ / día)	3000
Tiempo de residencia (h)	1,5
Carga superficial (m ³ /m ² ·h)	72
Velocidad rascadores (rad/min)	0,03
Pendiente (mm/m)	12

A partir de estos datos, se puede calcular el volumen necesario del decantador de la siguiente manera:

$$V_d = Q_d \cdot t_{rd} = 187,5 \text{ m}^3 \quad \text{Ecuación 24}$$

Siendo V_d el volumen del decantador y t_{rd} el tiempo de retención hidráulico del agua residual en el decantador.

Para calcular el área, se plantea lo siguiente:

$$u_d = Q_d \cdot S_d \rightarrow S_d = \frac{Q_d}{u_d} = 41,7 \text{ m}^2 \quad \text{Ecuación 25}$$

Donde u_d es la carga superficial en el decantador y S_d el área del decantador.

Obtenido el área se puede calcular fácilmente el diámetro y la profundidad del decantador aplicando:

$$S_d = \pi \cdot \left(\frac{D_d}{2}\right)^2 \rightarrow D_d = 7,3 \text{ m} \quad \text{Ecuación 26}$$

$$H_d = \frac{V_d}{S_d} = 4,5 \text{ m} \quad \text{Ecuación 27}$$

Siendo D_d el diámetro y H_d la profundidad del decantador.

Una vez dimensionado el decantador, se va a realizar el balance de masa para conocer los caudales y composiciones que abandonan el equipo. A continuación, se presenta un esquema del decantador en el que se indica la nomenclatura de las variables para mayor simplicidad:

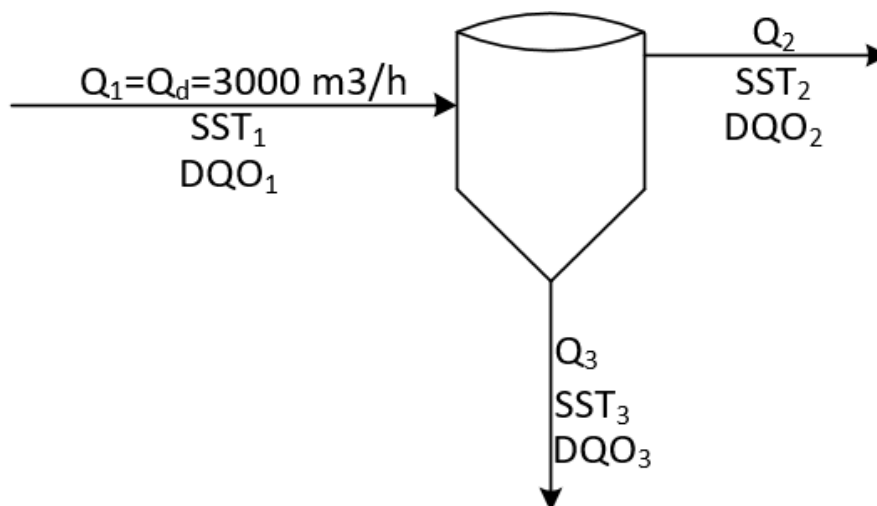


Figura 1. Esquema del sedimentador primario.

SST hace referencia a la concentración de sólidos suspendidos totales presente en la corriente, DQO a la concentración de DQO correspondiente y Q al caudal.

La corriente 2 es la de clarificado, mientras que la corriente 3 es la de lodos eliminados por decantación. La corriente 1 corresponde con la entrada al tanque, y el caudal será igual al caudal de diseño.

El primer paso es determinar la cantidad de sólidos suspendidos presentes en la corriente 3. Esta cantidad va a depender de las características del agua residual bruta, del tiempo de retención alcanzado en los tanques, de la naturaleza de los sólidos, y del lapso de tiempo transcurrido entre las operaciones de extracción de los fangos. (Metcalf & Eddy, 2003) A continuación, se presenta una tabla en la que se recogen datos sobre el peso específico y la concentración de sólidos del fango extraído en tanques de sedimentación primaria:

Tabla 9. Información típica sobre el peso específico y concentración del fango en tanques de decantación primaria.

Tipo de fango	Peso específico	Concentración sólidos (%)	
		Intervalo	Típico
Únicamente fangos primarios			
Agua residual de concentración media	1,03	4-12	6
Agua residual procedente de redes de alcantarillado unitario	1,05	4-12	6,5
Primarios y fangos activados en exceso	1,03	2-6	3
Primarios y humus de filtros perforadores	1,03	4-10	5

El caso de este proyecto corresponde con agua residual de concentración media, por lo que se va a seleccionar una concentración de sólidos en la corriente de fangos del 2% y un peso específico de 1,03.

Por tanto, la concentración de sólidos suspendidos en la corriente de fangos (3) quedará:

$$SST_3 = 6\% = \frac{6 \text{ kg } SST_3}{100 \text{ kg } (3)} \cdot 1,03 \cdot 1000 \frac{\text{kg } (3)}{\text{m}^3} = 61,8 \frac{\text{kg } SST_3}{\text{m}^3} \quad \text{Ecuación 28}$$

El siguiente paso es conocer el rendimiento que se va a conseguir en el sedimentador. Para ello, se va a emplear la siguiente gráfica en la que se relaciona el rendimiento de eliminación de sólidos suspendidos y DQO con el tiempo de retención en el tanque y de la concentración de los mismos en el influente (Hernández Muñoz, 2001):

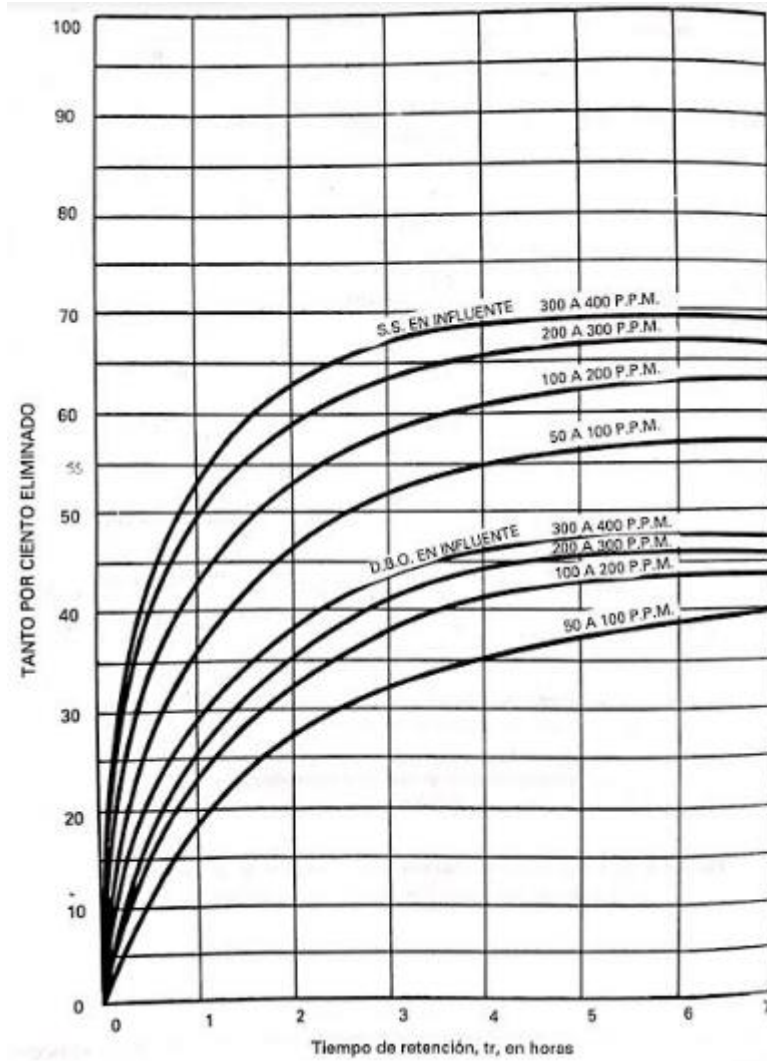


Figura 2. Rendimiento de la sedimentación en función de la concentración y del tiempo de retención.

Según esto, se obtienen los siguientes rendimientos para las diferentes cargas que componen el proyecto:

Tabla 10. Rendimientos de la sedimentación primaria en función de la carga.

Carga	Rendimiento	Rendimiento
	SST (%)	DQO (%)
Baja	50,00%	28,00%
Media	54,00%	32,00%
Alta	60,00%	35,00%

Las concentraciones de sólidos suspendidos y de DQO para cada caso se muestran a continuación:

Tabla 11. Concentraciones a la entrada del decantador primario.

	SST ₁ (kg/m ³)	DQO ₁ (kg/m ³)
Carga baja	0,12	0,25
Carga media	0,21	0,43
Carga alta	0,4	0,8

Una vez conocidos estos datos, se plantea el balance. En primer lugar, se calcula la corriente de lodos, de la que se conoce la concentración de sólidos suspendidos calculada anteriormente. El balance realizado queda de la siguiente forma:

$$Q_1 \cdot SST_1 \cdot \eta_{SST} = Q_3 \cdot SST_3 \quad \text{Ecuación 29}$$

$$Q_1 \cdot DQO_1 \cdot \eta_{DQO} = Q_3 \cdot DQO_3 \quad \text{Ecuación 30}$$

Siendo η_{SST} y η_{DQO} los rendimientos de eliminación de sólidos suspendidos y DQO respectivamente. Las únicas incógnitas son el caudal de la corriente de fangos (Q_3) y la concentración de DQO (DQO_3).

Para el cálculo de la corriente de clarificado (2) se aplica lo siguiente:

$$Q_2 = Q_1 - Q_3 \quad \text{Ecuación 31}$$

$$Q_1 \cdot SST_1 \cdot (1 - \eta_{DQO}) = Q_2 \cdot SST_2 \quad \text{Ecuación 32}$$

$$Q_1 \cdot DQO_1 \cdot (1 - \eta_{DQO}) = Q_2 \cdot DQO_2 \quad \text{Ecuación 33}$$

Resolviendo las ecuaciones se obtiene los siguientes resultados:

Tabla 12. Resumen de corrientes del sedimentador primario.

	Q2 (m ³ /día)	SST 2 (kg/m ³)	DQO 2 (kg/m ³)	Q3 (m ³ /día)	SST 3 (kg/m ³)	DQO 3 (kg/m ³)
Carga baja	2997,1	0,06	0,18	2,91	61,8	72,10
Carga media	2994,5	0,10	0,29	5,50	61,8	74,99
Carga alta	2988,3	0,16	0,52	11,65	61,8	72,10

Por último, se va a calcular la carga por vertedero, para comprobar que entra dentro de los valores esperados, y se va a dimensionar la poceta de fangos, en la que se recogen los lodos primarios una vez sedimentados.

Para la carga por vertedero es necesario conocer la longitud de circunferencia del taque de sedimentación, que se calcula mediante:

$$L_d = 2 \cdot \pi \cdot \left(\frac{D_d}{2}\right) = 22.9m \quad \text{Ecuación 34}$$

Siendo L_d la longitud de circunferencia del decantador.

Conocida la longitud del decantador, la carga por vertedero queda:

$$C_{ver} = \frac{Q_d}{L_d} = 131,1 \frac{m^3}{m \cdot día} \quad \text{Ecuación 35}$$

Donde C_{ver} es la carga sobre vertedero. Según la bibliografía consultada, este valor debe estar comprendido entre 125 y 250 $m^3/m\text{-día}$ (Metcalf & Eddy, 2003), por lo que el valor obtenido se puede suponer válido.

En cuanto a la poceta de fangos, se va a dimensionar en base al tiempo de residencia, cuyo valor recomendado para decantadores circulares con rasquetas es de 6 horas (Hernández Muñoz, 2001).

$$V_{pf} = Q_3 \cdot t_{rpf} \quad \text{Ecuación 36}$$

Siendo V_{pf} el volumen de la poceta y t_{rpf} el tiempo de residencia en la poceta.

Cabe destacar que se va a emplear el caudal de la corriente de lodos para el caso de carga alta, ya que la poceta debe dimensionarse para el caso más desfavorable.

$$V_{pf} = 3m^3$$

A continuación, se presenta la tabla 13, a modo de resumen, con las características del decantador primario:

Tabla 13. Características del sedimentador primario.

Caudal de diseño ($m^3/día$)	3000
Tiempo de retención (h)	1,5
Carga superficial ($m^3/m^2\text{-día}$)	72
Velocidad rasquetas (rad/min)	0,03
Volumen (m^3)	187,5
Superficie (m^2)	41,7
Profundidad (m)	4,5
Diámetro (m)	7,3
Carga por vertedero ($m^3/m\text{-día}$)	131
Tiempo retención en poceta (h)	6
Volumen poceta de fangos (m^3)	3

Reactor aerobio de fangos activos.

El proceso de fangos activados se compone de un tanque de aireación y un sedimentador secundario para recircular parte de los lodos decantados y mantener así constante la concentración de microorganismos en el reactor.

Los parámetros de típicos recomendados para realizar el diseño, según la bibliografía consultada, se recogen en la siguiente tabla (Metcalf & Eddy, 2003):

Tabla 14. Datos típicos para el diseño de reactores aerobios de mezcla perfecta.

Parámetro	Intervalo
Tiempo de retención celular (día)	3-15
Relación alimento/microorganismos (kg DQO _{alim} /kg SSVLM _{reactor} ·día)	0,2-0,6
Carga volumétrica (kg DQO _{alim} /m ³ _{reactor} ·día)	0,3-1,92
Concentración de microorganismos en el reactor (kg SSVLM/m ³ _{reactor})	1,5-4
Tiempo de retención hidráulico (h)	3-5
Relación caudal recirculado/caudal entrada	0,25-1
Rendimiento (%)	85-95

En base a esta tabla 14, se ha considerado elegir los siguientes valores como datos de partida para realizar los cálculos pertinentes de diseño:

Tabla 15. Base de partida para el diseño de la etapa de fangos activos.

Parámetro	Valor
Tiempo de retención celular (día)	5
Relación alimento/microorganismos (kg DQO _{alim} /kg SSVLM _{reactor} ·día)	0,6
Concentración de microorganismos en el reactor (kg SSVLM/m ³ _{reactor})	2,5
Rendimiento en DQO (%)	90
Relación caudal recirculado/caudal entrada	0,5

A continuación, también se muestra un esquema del proceso de fangos activos, con la nomenclatura de cada corriente, y una tabla con los valores de concentración y caudales conocidos:

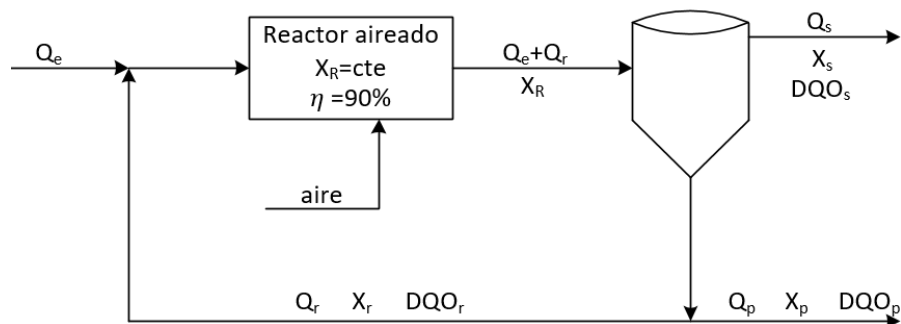


Figura 3. Esquema del proceso de fangos activos

Tabla 16. Valores de las corrientes conocidas para el diseño del proceso de fangos activos.

	Q_e (m ³ /día)	DQO _e (kg/m ³)	X _s (kg/m ³)
Carga baja	2997,09	0,18	0,035
Carga media	2994,50	0,29	0,035
Carga alta	2988,35	0,52	0,035

Donde X_s es la concentración de microorganismos en el efluente clarificado a la salida del decantador, DQO_e la demanda química de oxígeno soluble a la entrada del reactor y Q_e el caudal a la entrada del reactor.

En cuanto al diseño, en primer lugar, se calcula el volumen ocupado del reactor, empleando la siguiente ecuación:

$$\left(\frac{F}{m}\right) = \frac{Q_e \cdot DQO_e}{V_R \cdot X_R} \rightarrow V_R = \frac{Q_e \cdot DQO_e}{\left(\frac{F}{m}\right) \cdot X_R} \quad \text{Ecuación 37}$$

Siendo (F/m) la carga másica, V_R el volumen ocupado en el reactor, X_R la concentración de microorganismos en el reactor y DQO_e la demanda química de oxígeno en la corriente de entrada al reactor.

El tiempo de retención hidráulico en el reactor se obtiene mediante:

$$\theta = \frac{V_R}{Q_e} \quad \text{Ecuación 38}$$

Donde θ es el tiempo de retención hidráulico.

La producción de microorganismos en el reactor se calcula de la siguiente manera:

$$P_X = \frac{V_R \cdot X_R}{\theta_c} \quad \text{Ecuación 39}$$

Donde P_X es la producción de microorganismos y θ_c el tiempo de retención celular.

El siguiente paso es plantear los balances de materia necesarios para poder definir así las corrientes desconocidas:

$$(Q_e + Q_r) \cdot X_R = Q_s \cdot X_s + Q_p \cdot X_p + Q_r \cdot X_r \quad \text{Ecuación 40}$$

Para que la concentración de microorganismos en el reactor se mantenga constante, los microorganismos que se generan tienen que ser iguales a los que salen. Por tanto, la producción se puede expresar de la siguiente manera:

$$P_X = Q_s \cdot X_s + Q_p \cdot X_p \quad \text{Ecuación 41}$$

Sustituyendo la ecuación 41 en la 40 se obtiene:

$$(Q_e + Q_r) \cdot X_R = P_X + Q_r \cdot X_r \quad \text{Ecuación 42}$$

De dicha ecuación se puede despejar fácilmente X_r , ya que es la única incógnita.

De la resolución conjunta de la ecuación 41 y el balance de materia global se obtienen los caudales de purga y de salida de efluente. La ecuación del balance de materia global se presenta a continuación:

$$Q_e = Q_s + Q_p \quad \text{Ecuación 43}$$

Para el cálculo del caudal de recirculación, simplemente se aplica la relación caudal recirculado/caudal de entrada.

El cálculo de DQO en la corriente de salida se obtiene mediante:

$$Q_e \cdot DQO_e \cdot (1 - \eta) = Q_s \cdot DQO_s \quad \text{Ecuación 44}$$

En cuanto a la DQO en la recirculación y la purga, se va a considerar que se mantiene igual que en la entrada del reactor aerobio, y será despreciable frente a la biomasa generada por los microorganismos, cuya DQO será mucho mayor.

Por último, destacar que la concentración de sólidos suspendidos en la corriente de salida del efluente se deja fijado de antemano e igual al valor límite de emisión comentado en el punto 4.3. de la memoria del proyecto. Dicho valor es de 0,035kg SST/m³

Para el cálculo de la carga volumétrica y la velocidad de utilización del sustrato se aplica:

$$C_V = \frac{Q_e \cdot DQO_e}{V_R} \quad \text{Ecuación 45}$$

$$u_s = \frac{Q_e \cdot (DQO_e - DQO_s)}{V_R \cdot X_R} \quad \text{Ecuación 46}$$

Donde C_V es la carga volumétrica y u_s la velocidad de utilización del sustrato.

Por último, para obtener las necesidades de oxígeno, se plantea la siguiente ecuación:

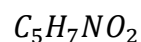
$$u_s = R_O = Q_e \cdot (DQO_e - DQO_s) - 1,42 \cdot P_X \quad \text{Ecuación 47}$$

Siendo R_O las necesidades de oxígeno para el proceso.

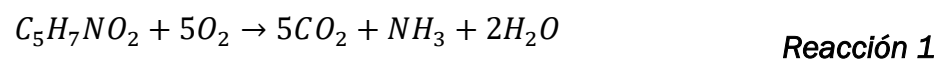
Se debe tener en cuenta que la eficacia de los difusores es de en torno al 18% y que el aire insuflado contiene un 79% de nitrógeno y un 21% en volumen, por lo que la cantidad de aire necesaria será mucho mayor.

Cabe destacar que la DQO obtenida mediante los balances anteriores corresponde con la DQO soluble. Es necesario tener en cuenta, en la corriente de efluente, la DQO particulada presente en la misma, ya que los sólidos suspendidos contenidos en dicha corriente son en su mayoría microorganismos que abandonan el sistema, es decir, materia orgánica.

Para calcular la DQO correspondiente a dichos microorganismos, se va a suponer que su fórmula química es la siguiente:



La reacción de oxidación que tiene lugar al descomponerse dicha materia orgánica es la siguiente:



Se necesitan 5 moles de oxígeno por cada mol de X. Para calcular los gramos de oxígeno necesarios (DQO) por cada gramo de X se plantea:

$$\frac{5 \text{ mol } O_2}{1 \text{ mol } X} = \frac{5 \text{ mol } O_2 \cdot 32 \frac{\text{g } O_2}{\text{mol}}}{\frac{113 \text{ g } X}{\text{mol}}} = 1,42 \frac{\text{g DQO}}{\text{g } X} \quad \text{Ecuación 48}$$

La concentración de sólidos suspendidos a la salida se va a suponer enteramente de microorganismos. Dicha concentración se ha fijado en 35 mg/L, que es el valor límite marcado por la legislación en España. Por tanto, la concentración de DQO particulada es:

$$(DQO_{part})_e = 1,42 \frac{\text{kg DQO}}{\text{kg } X} \cdot 0,035 \frac{\text{kg } X}{\text{m}^3} = 0,0496 \frac{\text{kg } (DQO_{part})_e}{\text{kg } X} \quad \text{Ecuación 49}$$

Por tanto, la cantidad de DQO total presente en el efluente será la suma de la particulada más la soluble calculada mediante balances.

Resolviendo las ecuaciones y balances anteriores se obtienen los siguientes resultados, que se muestran en forma de tabla:

Tabla 17. Características del proceso de fangos activos.

	X_R (kg X/m ³ reactor)	F/m (kg DQO/kg SSVLM-día)	V_R (m ³)	θ (h)
Carga baja	2,50	0,6	360	2,9
Carga media	2,50	0,6	585	4,7
Carga alta	3,20	0,6	813	6,5

Tabla 18. Características del proceso de fangos activos.

	P_X (kg X/día)	C_V (kg DQO alim/m ³ reac-día)	u_s (kg DQO elim/kgX · día)	R_o (kg O ₂ /día)	Q_{aire} (m ³ /d)
Carga baja	180,0	1,50	0,540	230,4	4579,4
Carga media	292,4	1,50	0,540	374,3	7439,1
Carga alta	520,0	1,92	0,540	665,6	13229,1

Tabla 19. Resumen de corrientes del proceso de fangos activos.

	Q_s (m ³ /día)	X_s (kg/m ³)	$(DQO_{total})_s$ (kg/m ³)	Q_p (m ³ /día)	X_p (kg/m ³)	Q_r (m ³ /día)	X_r (kg/m ³)
Carga baja	2987,0	0,035	0,068	10,1	7,44	5994,2	7,44
Carga media	2969,0	0,035	0,079	25,4	7,40	5989,0	7,40
Carga alta	2944,1	0,035	0,102	44,2	9,43	5976,7	9,43

Como se puede ver en la tabla 17, tanto el valor de la concentración de microorganismos en el reactor, como el tiempo de residencia hidráulico son algo superiores a los valores típicos recomendados por la bibliografía para el caso de la carga alta. Esto es debido a que, para tratar una carga orgánica tan elevada, es necesaria una mayor concentración de microorganismos y un mayor tiempo de actuación de los mismos. La diferencia no es excesivamente elevada con respe

El resto de valores obtenidos entran dentro de lo esperable, por lo que se puede considerar el diseño como válido.

Además, como se puede comprobar en la tabla 19, la concentración de DQO en el efluente es menor, en cualquiera de los tres casos, que el mínimo exigido por legislación.

Finalmente, se van a dimensionar los equipos. Para el volumen del reactor se va a tomar como referencia el obtenido para el caso de un agua residual con alta carga, añadiendo un coeficiente de seguridad del 20%. Por tanto, el volumen será:

$$V_{realR} = 813 \cdot 1,2 = 975m^3 \quad \text{Ecuación 50}$$

Siendo V_{realR} el volumen real del reactor aireado.

En la bibliografía consultada se recomienda, para reactores de mezcla completa, una profundidad inferior a 5,5 m y una relación largo/ancho de 4 (Hernández Muñoz, 2001). Por tanto, aplicando esto, la superficie del reactor será:

$$S_R = \frac{V_{realR}}{H_R} \quad \text{Ecuación 51}$$

Donde S_R es la superficie del reactor y H_R es la profundidad del tanque.

Como se trata de un tanque rectangular, la longitud y el área se calculan fácilmente mediante:

$$S_R = L_R \cdot A_R \quad \text{Ecuación 52}$$

$$\frac{L_R}{A_R} = 4 \quad \text{Ecuación 53}$$

Siendo L_R y A_R la longitud y la anchura del reactor respectivamente.

Las dimensiones del reactor quedan:

Tabla 20. Dimensiones del reactor aerobio.

Profundidad reactor (m)	5,5
Relación L/A	4,0
Superficie (m ²)	177,3
Longitud (m)	26,6
Ancho (m)	6,7

En cuanto al sedimentador secundario, la forma de cálculo es similar al sedimentador primario. Los valores típicos de carga superficial y profundidad de este tipo de reactores se muestran a continuación (Metcalf & Eddy, 2003):

Tabla 21. Parámetros típicos para el diseño de sedimentadores secundarios.

Tipo de tratamiento	Carga de superficie (m ³ /m ² día)		Profundidad (m)
	Medio	Punta	
Sedimentación tras fangos activados (excepto aireación prolongada)	16-28	40-64	3,5-6
Sedimentación tras fangos activados con oxígeno puro	16-28	40-64	3,5-6
Sedimentación tras aireación prolongada	8-16	24-32	3,5-6

Los datos de partida de diseño se muestran a continuación:

Tabla 22. Datos de partida para el dimensionado del sedimentador secundario.

Q _e (m ³ /día)	H _{s2} (m)	u _{s2} (m ³ /m ² día)	Velocidad rasquetas (rad/min)
2997,1	4	40	0,03

Donde H_{s2} es la profundidad del sedimentador secundario y u_{s2} la carga superficial.

El caudal de entrada corresponde con el caso que mayor caudal de entrada presenta al proceso de fangos activos, que en este caso es el de las aguas con baja carga.

Para el cálculo de las dimensiones se aplica:

$$S_{s2} = \frac{Q_e}{u_{s2}} = 75 \text{ m}^2 \quad \text{Ecuación 54}$$

$$V_{s2} = S_{s2} \cdot H_{s2} = 300 \text{ m}^3 \quad \text{Ecuación 55}$$

$$t_{rs2} = \frac{V_{s2}}{Q_e} = 2,4 \text{ h} \quad \text{Ecuación 56}$$

$$S_{s2} = \pi \cdot \left(\frac{D_{s2}}{2}\right)^2 \rightarrow D_{s2} = 9,8 \text{ m} \quad \text{Ecuación 57}$$

Las características del sedimentador secundario se recogen en la siguiente tabla a modo de resumen:

Tabla 23. Características del sedimentador secundario.

Carga superficial (m ³ /m ² -d)	Profundidad (m)	Velocidad rasquetas (rad/min)	Volumen (m ³)	Superficie (m ²)	Diámetro (m)	Tiempo de retención (h)
40	4,00	0,030	300,00	75,00	9,8	2,4

Producción de biogás.

El biogás se produce en la etapa de digestión anaerobia de los lodos procedentes de los procesos de la línea de tratamiento de aguas. Se va a estimar la cantidad de biogás producido, sin entrar en detalle en el dimensionado de las diferentes operaciones que tienen lugar en la línea de lodos.

El biogás se obtiene como consecuencia de los procesos vitales de los microorganismos anaerobios, que descomponen materia orgánica para obtener energía. Según la bibliografía consultada, la producción del biogás está referida a la cantidad de sólidos suspendidos volátiles presente en los lodos (Metcalf & Eddy, 2003).

En primer lugar, las corrientes de lodos primarios (procedente del decantador primario) y secundarios (procedentes del proceso de fangos activos) se mezclan para obtener un único lodo, cuya composición será la mezcla de ambos. Dichas corrientes presentan las siguientes composiciones:

Tabla 24. Composiciones del lodo primario y secundario.

Carga	Lodo primario				Lodo secundario			
	Q_p (m ³ /día)	SST _p (kg/m ³)	(SSV/SST) _p (%)	SSV _p (kg/m ³)	Q_s (m ³ /día)	SST _s (kg/m ³)	(SSV/SST) _s (%)	SSV _s (kg/m ³)
Baja	2,91	61,80	75%	46,35	10,1	7,44	90%	6,70
Media	5,50	61,80	75%	46,35	25,5	7,40	90%	6,66
Alta	11,65	61,80	75%	46,35	44,2	9,43	90%	8,48

Siendo Q el caudal, SST los sólidos suspendidos totales y SSV los sólidos suspendidos volátiles y los subíndices p y s se refieren a lodo primario y secundario respectivamente.

El parámetro (SSV/SST) indica la proporción de sólidos suspendidos volátiles con respecto a los totales presentes en cada corriente, ya que son los volátiles los que van a marcar la producción de biogás, por ser los sólidos orgánicos. Se han tomado los valores típicos recomendados en bibliografía para aguas residuales urbanas de concentración media (Metcalf & Eddy, 2003).

Para obtener la composición de los lodos mixtos, se aplica un simple balance de materia:

$$Q_p + Q_s = Q_{mix} \quad \text{Ecuación 58}$$

$$Q_p \cdot SST_p + Q_s \cdot SST_s = Q_{mix} \cdot SST_{mix} \quad \text{Ecuación 59}$$

$$Q_p \cdot SSV_p + Q_s \cdot SSV_s = Q_{mix} \cdot SSV_{mix} \quad \text{Ecuación 60}$$

Resolviendo, se obtiene:

Tabla 25. Composición de la corriente de lodos mixtos.

	Q_{mix} (m ³ /día)	SST_{mix} (kg/m ³)	SSV_{mix} (kg/m ³)
Carga baja	13,1	19,57	15,54
Carga media	31,0	17,07	13,72
Carga alta	55,9	20,34	16,38

Para el cálculo de la producción de biogás, es necesario expresar los datos de la composición de los lodos mixtos en flujo másico. Para ello, es necesario conocer la densidad de la corriente, para lo cual se va a suponer un peso específico de 1,06 según se indica en bibliografía (Metcalf & Eddy, 2003). Se aplica lo siguiente para realizar el cambio de unidades:

$$M_{mix} = Q_{mix} \cdot \rho_{mix} \quad \text{Ecuación 61}$$

$$M_{SSTmix} = Q_{mix} \cdot SST_{mix} \quad \text{Ecuación 62}$$

$$M_{SSVmix} = Q_{mix} \cdot SSV_{mix} \quad \text{Ecuación 63}$$

$$M_{aguamix} = M_{mix} - M_{SSTmix} \quad \text{Ecuación 64}$$

La composición en flujo másico queda:

Tabla 26. Composición de los lodos mixtos en flujo másico.

	M_{mix} (kg/día)	M_{SSTmix} (kg/día)	M_{SSVmix} (kg/día)	$M_{aguamix}$ (kg/día)
Carga baja	13838,0	255,46	202,91	13582,6
Carga media	32825,6	528,68	424,79	32296,9
Carga alta	59238,3	1136,96	915,26	58101,4

El siguiente paso es el centrifugado del lodo mixto con el objetivo de eliminar la mayor cantidad de agua posible. Según la bibliografía consultada, las centrifugas tiene una eficacia de eliminación de agua típica en torno al 87% (Metcalf & Eddy, 2003). Por tanto, el agua eliminada será:

$$M_{aguaelim} = 0,87 \cdot M_{aguamix} \quad \text{Ecuación 65}$$

Teniendo en cuenta que los flujos máscicos de solidos suspendidos totales, y por tanto, de solidos suspendidos volátiles, se mantienen constantes (se supondrá que en la centrifuga únicamente se separa el agua), se obtienen los siguientes resultados:

Tabla 27. Características de la corriente de lodo espesado.

	M_{esp} (kg/día)	M_{SSTesp} (kg/día)	M_{SSVesp} (kg/día)	$M_{aguaelim}$ (kg/día)
Carga baja	2021,2	255,46	202,91	11816,9
Carga media	4727,3	528,68	424,79	28098,3
Carga alta	8690,1	1136,96	915,26	50548,2

Una vez espesado, el lodo pasa al digestor anaerobio, en el que se estabiliza el lodo y se produce el biogás.

La eficacia de los digestores anaerobios se suele situar entre el 45 y el 60% en reducción de solidos suspendidos volátiles, dependiendo de la concentración de los mismos, de las características del agua residual, etc (Metcalf & Eddy, 1995). Para el caso de este proyecto, se van a fijar unos rendimientos del 45, 50 y 55%, para los diferentes tipos de carga que se están estudiando.

Para calcular la producción de metano primero hay que conocer la cantidad de SSV eliminado, que se obtiene mediante:

$$M_{SSVelim} = M_{SSVesp} \cdot \eta_{dig} \quad \text{Ecuación 66}$$

Según la bibliografía consultada, la relación entre DQO y SSV es de entre 1,8 y 2 (Metcalf & Eddy, 2003). En este caso, se va a emplear una relación de conversión de **1,8 kg DQO/kg SSV**

Por tanto, la cantidad de DQO que se elimina en el digestor se obtiene mediante:

$$M_{DQOelim} = M_{SSVelim} \cdot 1,8 \frac{kg DQO}{kg SSV} \quad \text{Ecuación 67}$$

Una vez conocida la DQO eliminada, el metano que se produce se obtiene fácilmente mediante la siguiente ecuación:

$$V_{CH_4} = 0,35 \cdot M_{DQOelim} \quad \text{Ecuación 68}$$

Siendo el 0,35 una constante teórica que indica que se obtienen 0,35 Nm³ de metano (a 0 °C y 1atm) por cada kg de DQO eliminada.

Hay que tener en cuenta que la composición del biogás es de un 70% metano y un 30% dióxido de carbono, por lo que la cantidad de biogás obtenida será mayor.

Resolviendo las ecuaciones 66-68, se obtienen los siguientes resultados:

Tabla 28. Producción de biogás en el digestor anaerobio.

	$M_{SSvelim}$ (kg/día)	$M_{DQOelim}$ (kg/día)	V_{CH_4} (m ³ /día)	V_{biogas} (m ³ /día)
Carga baja	91,3	164,4	57,5	82,2
Carga media	212,4	382,3	133,8	191,2
Carga alta	503,4	906,1	317,1	453,1

Necesidades de calor.

El digestor anaerobio necesita calefacción para mantener la temperatura de operación en 35 °C, que es la temperatura apropiada para el funcionamiento de los microorganismos mesófilos que llevan a cabo la estabilización del lodo y la producción del biogás.

En primer lugar, es necesario conocer el volumen del digestor. Para llevar a cabo dicho cálculo, es necesario conocer el tiempo de residencia en el interior del mismo. Al tratarse de un digestor anaerobio de mezcla completa de alimentación continua, el tiempo de residencia hidráulico coincide con el tiempo de retención celular (Metcalf & Eddy, 1995). A continuación, se muestran los diferentes tiempos de retención recomendados, en función de la temperatura de operación:

Tabla 29. Tiempo de retención en función de la temperatura de operación.

Temperatura de operación (°C)	Tiempo de retención mínimo (día)	Tiempo de retención recomendado (día)
18	11	28
24	8	20
30	6	14
35	4	10
40	4	10

Como se ve en la tabla 29, el tiempo de retención recomendado es de 10 días para operaciones a 35 °C. Una vez fijado el tiempo, se calcula el volumen necesario del reactor mediante:

$$V_{da} = \frac{M_{esp}}{\rho_{esp}} \cdot \theta_{da} \cdot C_{sb} \quad \text{Ecuación 69}$$

Siendo V_{da} el volumen del digestor anaerobio, ρ_{esp} la densidad del lodo espesado, θ_{esp} el tiempo de retención en el digestor y C_{sb} un coeficiente de sobredimensionado, empleado por seguridad, cuyo valor será del 20%. Cabe decir que las necesidades de calor se van a calcular para el caso más desfavorable, es decir, cuando el volumen sea mayor. Esto ocurre en el caso de carga alta.

La densidad del lodo espesado se va a suponer de 1100 kg/m³

Una vez obtenido el volumen, se calcula la superficie de transferencia de calor, que será la pared lateral del cilindro:

$$S_{da} = \pi \cdot D_{da} \cdot H_{da} \quad \text{Ecuación 70}$$

Siendo D_{da} y H_{da} el diámetro y la altura del digestor anaerobio respectivamente. Según bibliografía, la altura no será menor de 7,5m y el diámetro suele estar comprendido entre 6 y 38m (Metcalf & Eddy, 1995), pero, como en el caso de este proyecto la corriente de lodos a tratar es baja, las dimensiones del digestor también lo serán. Es por eso que tanto la altura como el diámetro obtenidos serán menores que los recomendados en bibliografía ya que no es necesario un digestor de gran volumen. Como no se tiene una referencia para fijar ningún valor y poder resolver así la ecuación 70, se va a fijar la relación altura/diámetro, la cual se va a obtener de los valores recomendados en la bibliografía para el tanque más pequeño posible, es decir:

$$\frac{H_{da}}{D_{da}} = \frac{7,5}{6} = 1,25$$

Conocida esa relación y el volumen (ecuación 69), se puede obtener fácilmente las dimensiones aplicando:

$$V_{da} = \pi \cdot \frac{D_{da}^2}{4} \cdot H_{da} \rightarrow D_{da} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_{da}}{1,25 \cdot \pi}} \quad \text{Ecuación 71}$$

$$H_{da} = 1,25 \cdot D_{da} \quad \text{Ecuación 72}$$

Sustituyendo los valores obtenidos mediante las ecuaciones 71 y 72 en la ecuación 70 se obtendría la superficie lateral del digestor.

Conocidos estos datos, la ecuación que marca las necesidades de calor para mantener la temperatura en el tanque es la siguiente:

$$q_{da} = U_{da} \cdot S_{da} \cdot \Delta T_{da} \quad \text{Ecuación 73}$$

Siendo q_{da} el calor necesario, U_{da} el coeficiente de transmisión de calor a través de la superficie del digestor y ΔT_{da} la diferencia de temperaturas entre el interior y el exterior del tanque digestor.

Para la diferencia de temperaturas, se va a emplear la temperatura exterior más fría del día más frío del invierno en Valladolid, que se supondrá de -10°C y la exterior la fijada anteriormente para que los microorganismos puedan trabajar en condiciones óptimas (35°C).

En cuanto al coeficiente de transferencia de calor, a continuación, se muestra una tabla que recoge distintos valores típicos de los mismos para el cálculo de las necesidades caloríficas (Metcalf & Eddy, 1995):

Tabla 30. Valores típicos de los coeficientes de transferencia de calor.

Elemento	W/m ² ·°C
Muros de hormigón en masa (por encima del terreno)	
Muro de 300 mm de espesor, sin aislamiento	4,71-5,10
Muro de 300 mm de espesor con cámara de aire más revestimiento de fábrica de ladrillo	1,83-2,38
Muro de 300 mm con aislamiento	0,62-0,79
Muros de hormigón en masa (por debajo del terreno)	
Rodeados de tierra seca	0,57-0,68
Rodeados de tierra húmeda	1,08-1,42
Soleras de hormigón en masa	
Solera de 300 mm de espesor en contacto con tierra húmeda	0,57-0,68
Solera de 300 mm de espesor en contacto con tierra seca	0,28-0,39
Cubiertas flotantes	
Con plataforma de tableros de madera de 35 mm, impermeabilización y sin aislamiento	1,82-1,99
Con tableros de madera, aislante de 25 mm instalados debajo del material de impermeabilización	0,90-1,02
Cubiertas fijas de hormigón	
de 100 mm de espesor con impermeabilización sin aislamiento	3,97-4,99
de 100 mm de espesor y cubiertas con tablero de madera aislante de 25 mm de espesor	1,19-1,59
de 25 mm de espesor	3,00-3,57
Cubiertas fijas de acero (6 mm de grosor)	3,97-5,39

El muro del reactor será de hormigón en masa, de 300mm de espesor con cámara de aire más revestimiento de ladrillo, y se va a seleccionar un valor del coeficiente de transferencia de $2 \text{ W/m}^2\cdot\text{°C}$

Sustituyendo y resolviendo las ecuaciones 69 a 73, se obtienen los siguientes resultados:

Tabla 31. Características del digestor anaerobio.

V _{da} (m ³)	S _{da} (m ²)	H _{da} (m)	D _{da} (m)	Q _{da} (kW)
94,8	82,7	5,7	4,6	7,4

Como se puede apreciar en los resultados obtenidos, se necesitarán 7,4 kW en forma de calor para mantener la temperatura constante en el interior del digestor en los días más fríos.

Como se comentó, tanto los valores de altura como de diámetro son inferiores a los recomendados en bibliografía para digestores típicamente empleados en plantas de depuración de agua debido al bajo caudal de lodos.

Finalmente, se va a comprobar cuanto calor se puede obtener a partir del metano obtenido en la digestión, para ver si compensa el aporte requerido.

Para ello, es necesario conocer la densidad y la entalpia de combustión del metano gas, que son:

$$\rho_{CH_4} = 0,656 \frac{kg}{m^3}$$

$$\Delta H_{combCH_4} = 890 \frac{kJ}{mol} \cdot \frac{1}{0,016} \frac{mol}{kg} = 55625 \frac{kJ}{kg}$$

Y el calor que se obtiene del metano que se produce, se calcula mediante:

$$q_{CH_4} = V_{CH_4} \cdot \rho_{CH_4} \cdot \Delta H_{combCH_4} \quad \text{Ecuación 74}$$

A continuación, se muestra la cantidad de calor obtenida para cada producción de metano:

Tabla 32. Potencia calorífica obtenida del metano.

	q_{CH_4} (kW)
Carga baja	24,3
Carga media	56,5
Carga alta	133,9

Como se puede apreciar, para cualquiera de los 3 casos de carga de agua, se obtiene una potencia calorífica mayor a los requerimientos para mantener la temperatura en el digestor, lo cual supone una gran rentabilidad económica.

Proceso mediante membranas de ultrafiltración.

Para el diseño de este proceso se han propuesto las mismas etapas de pretratamiento que en el caso del proceso mediante fangos activados, por lo que no tiene sentido volver a realizar los cálculos para dichas operaciones, y se va a empezar a calcular directamente el módulo de membranas, partiendo de los datos obtenidos del sedimentador primario del proceso anterior.

Módulo de membranas.

En el caso de este proyecto se van a emplear módulos de membranas de fibra hueca.

A continuación, en la tabla 33, se muestran los valores de los parámetros típicos empleados para el diseño de plantas de ultrafiltración (American Water Association Research Foundation, 1998):

Tabla 33. Parámetros típicos para el diseño de plantas de ultrafiltración.

Parámetro	Valores
Caudal (L/m ² h)	80-170
Velocidad de flujo transversal (m/s)	0-1
Fracción DQO particulada en alimentación. (%)	35-75
Retrolavado	
Duración (s)	10-180
Frecuencia (min)	1/30-1/180
Presión (bar)	0,35-2,8

Los datos de partida para el diseño se recogen en la tabla siguiente:

Tabla 34. Parámetros de partida para el diseño del módulo de membranas de ultrafiltración.

	Q _{em} (m ³ /día)	SST _{em} (kg/m ³)	DQO _{em} (kg/m ³)	f _{DQOpartic} (%)	J _p (m ³ /m ² h)
Carga baja	2997,1	0,06	0,18	50%	0,02
Carga media	2994,5	0,10	0,29	50%	0,02
Carga alta	2988,3	0,16	0,52	50%	0,02

Siendo Q_{em} el caudal de entrada a la etapa de ultrafiltración, SST_{em} la concentración de sólidos suspendidos totales inicial, DQO_{em} la demanda química de oxígeno inicial, f_{DQOpartic} la fracción de DQO particulada presente en el agua y J_p el flujo de permeado que atraviesa la membrana, por metro cuadrado de la misma.

A partir de estos datos, se puede plantear el balance de materia para conocer los valores de los caudales de permeado y de rechazo que abandonan la etapa.

Se va a suponer que todos los sólidos suspendidos, y la DQO particulada quedan retenidos en la membrana, y, por tanto, no pasan al permeado. Las ecuaciones quedan de la siguiente forma:

$$Q_r \cdot DQO_r = Q_{em} \cdot DQO_{em} \cdot f_{DQOpartic} \quad \text{Ecuación 75}$$

$$Q_p = Q_{em} - Q_r \quad \text{Ecuación 76}$$

$$SST_r = \frac{(Q_{em} \cdot SST_{em})}{Q_r} \quad \text{Ecuación 77}$$

$$DQO_p = \frac{Q_{em} \cdot DQO_{em} \cdot (1 - f_{DQOpartic})}{Q_p} \quad \text{Ecuación 78}$$

Siendo Q_r el caudal de rechazo, Q_p el caudal de permeado, DQO_r la demanda química de oxígeno en el rechazo, DQO_p la demanda química de oxígeno en el permeado, SST_p la concentración de sólidos suspendidos en el rechazo y SST_r la concentración de sólidos suspendidos en el permeado.

Para poder resolver, hay que fijar un valor para la DQO en el rechazo. Este valor, por lo general, suele estar en torno a 35 kg DQO/m³, por lo que se fijará dicho valor para la planta de este proyecto.

Resolviendo las ecuaciones anteriores, se obtienen los siguientes resultados:

Tabla 35. Resultados del balance de materia a la etapa de ultrafiltración.

	Q_p (m ³ /día)	SST_p (kg/m ³)	DQO_p (kg/m ³)	Q_r (m ³ /día)	SST_r (kg/m ³)	DQO_r (kg/m ³)
Carga baja	2989,4	0,00	0,09	7,7143	23,33	35,00
Carga media	2980,0	0,00	0,15	12,531	23,13	35,00
Carga alta	2966,1	0,00	0,26	22,286	21,54	35,00

El siguiente paso es calcular la superficie de filtración necesaria para llevar a cabo la operación. Es decir, calcular los metros cuadrados de membrana que hay que instalar. Para ello, se aplica lo siguiente:

$$S_f = J_p \cdot Q_p \quad \text{Ecuación 79}$$

Siendo S_f la superficie de filtración.

La membrana que se va a emplear en la planta de este proyecto es un modelo de la empresa “Suez”, concretamente el modelo ZeeWeed 500D. Dentro de ese modelo, existen diferentes tipos, cuyas dimensiones y características se adjuntan a continuación en las tablas 36, 37 y 38:

Tabla 36. Dimensiones de los diferentes tipos del módulo de membranas.

Producto	Ancho (mm)	Altura (mm)	Profundidad (mm)
370,340	844	2198	49
440	844	2198	52
300s	844	1835	49
350s	844	1835	52

Tabla 37. Características del módulo de membranas.

Aplicación	Producto	Área nominal de membrana (m ²)	Tamaño nominal de poro (µm)	Propiedades de la superficie	Diámetro de la fibra (mm)
BRM	370	34,4	0,04	No iónica e hidrofílica	De=1,9
	300s	27,9	0,04		
No BRM	440	40,9	0,04		
	350s	32,5	0,04		Di=0,8
Todas	340	31,6	0,04		

Tabla 38. Especificaciones de operación y limpieza del módulo de membranas.

Aplicación	Producto	Rango de PTM (bar)	Temperatura máxima de operación (°C)	Rango de pH en operación	Temperatura máxima de limpieza (°C)	Rango de pH en limpieza
BRM	370	-0,55 a 0,55	40	5,0-9,5	40	2-10
	300s	-0,55 a 0,55	40	5,0-9,5	40	2-10
No BRM	440	-0,9 a 0,9	40	5,0-9,5	40	2-10
	350s	-0,9 a 0,9	40	5,0-9,5	40	2-10
	340	-0,9 a 0,9	40	5,0-9,5	40	2-10

Para el caso concreto de este proyecto, hay que seleccionar una membrana cuya aplicación sea no BMR, es decir, que no sea para un biorreactor de membrana. Dentro de ese grupo, se va a seleccionar el producto **350s**.

Una vez seleccionado el modelo, se puede calcular el número de módulos que van a ser necesarios en la planta. Para ello, simplemente se divide la superficie de filtrado necesaria, entre el área nominal del módulo que en este caso es 32,5 m²:

$$N_m = \frac{S_f}{S_{nm}} \quad \text{Ecuación 80}$$

Siendo N_m el número de módulos y S_{nm} la superficie nominal del módulo seleccionado.

A escala industrial, los módulos se agrupan en casetes. De nuevo, se van a emplear equipos de la marca “Suez” del modelo ZeeWeed 500D. Las características de los diferentes casetes se recogen a continuación:

Tabla 39. Dimensiones del casete.

Producto	Anchura (mm)	Altura (mm)	Profundidad (mm)
68M	1,745	2136	2561
64M	1,745	2116	2561
48M	1,745	2116	2561
20M	738	1744	2512
16M	738	1744	2512
20Ms	738	1744	2149
16Ms	738	1744	2149
10Ms	738	980,2	2085
8Ms	738	980,2	2085

Tabla 40. Número máximo y mínimo de módulos por casete.

Aplicación	Producto	Número máximo de módulos	Número mínimo de módulos
BRM	48D	48	24
	16M	16	8
	16Ms	16	8
	8Ms	8	4
NO BRM	68M	68	34
	64M	64	32
	20M	20	10
	20Ms	20	10
	10Ms	10	5

El casete elegido es el 20Ms, por lo que cada casete deberá albergar 20 módulos como máximo y 10 como mínimo.

Conocido esto, se calcula el número de casetes que son necesarios en la planta de la siguiente forma:

$$N_c = \frac{Nm}{N_{mmc}} \quad \text{Ecuación 81}$$

Siendo N_c el número de casetes y N_{mmc} el número máximo de casetes por modulo recomendado por el fabricante.

Por último, los casetes se agrupan en trenes. Los trenes suelen estar compuestos, como máximo, por ocho casetes.

Resolviendo las ecuaciones 79, 80 y 81 se obtiene lo siguiente:

Tabla 41. Características teóricas de los equipos de membranas.

	S_f (m ²)	S_m (m ²)	N_m	N_{mmc}	N_c	N_{cmt}	N_t
Carga baja	6222,86	32,50	191,6	20	9,6	8	1,2
Carga media	6212,42	32,50	191,2	20	9,5	8	1,2
Carga alta	6179,30	32,50	190,1	20	9,5	8	1,2

Siendo N_{cmt} y N_t el número de casetes máximo por tren y el número de trenes respectivamente.

Como se puede apreciar en la tabla anterior, el número de módulos, casetes y trenes es un numero decimal, lo cual no tiene sentido. Por lo tanto, se redondea al entero superior, y se recalcula la superficie de filtrado. Además, se toma el caso más desfavorable, que es el caso en el que más módulos se necesitan, que es para carga baja.

Una vez recalculado, las características quedan de la siguiente manera:

Tabla 42. Características reales equipos de membranas.

S_f (m ²)	S_m (m ²)	N_m	N_{mmc}	N_c	N_{cmt}	N_t
6240,0	32,5	192	20	10	8	2

Como se ha recalculado la superficie de filtración, también hay que volver a calcular el flujo de permeado, ya que ha cambiado el área de filtrado. Para ello, se despeja de la ecuación 79 el término J_p y se obtiene, para cada carga de contaminantes:

Tabla 43. Flujo de permeado real.

	J_p ($m^3/m^2 \cdot h$)
Carga baja	0,0199
Carga media	0,0199
Carga alta	0,0197

Como se puede observar, el flujo de permeado disminuye ligeramente debido al pequeño aumento de la superficie de filtración, pero es una disminución tan leve que no se va a tener en cuenta, y se supondrá que para los tres casos el flujo de permeado será igual a $0,02 m^3/m^2 \cdot h$.

Biorreactor anaerobio.

De la etapa de ultrafiltración se obtienen dos corrientes diferenciadas, una de lodos (rechazo) y una con el agua filtrada (permeado). Esta última se lleva a un reactor biológico anaerobio para terminar de reducir la materia orgánica presente en el agua hasta los niveles permitidos por ley.

Hay que tener en cuenta que este reactor trabaja con microorganismos mesófilos, es decir, microorganismos cuya temperatura de óptima de trabajo se encuentra en torno a los 35 °C. Por tanto, se debe calentar el tanque de reacción con el fin de mantener las condiciones óptimas en todo momento.

Los parámetros recomendados de partida para el diseño de reactores anaerobios se recogen a continuación:

Tabla 44. Parámetros característicos para el diseño de reactores anaerobios según el tipo de proceso.

Tipo de proceso	DQO entrada (kg/m ³)	Tiempo de retención (h)	Carga volumétrica (kg DQO/m ³ -día)	Rendimiento (%)
De contacto	1,5-5,0	2-10	0,48-2,4	75-90
Manto de fango de flujo ascendente	5,0-15,0	4-12	4,00-12,00	75-85
Lecho fijo	10,0-20,0	24-48	0,96-4,80	75-85
Lecho expandido	5,0-10,0	5-10	4,80-9,6	80-85

Para el caso de este proyecto, se ha elegido un reactor biológico aerobio de contacto, ya que es el que menor cantidad de DQO de entrada requiere y el que mejor ajusta con las necesidades de este proyecto.

Los parámetros de partida para el diseño del reactor para la planta del proyecto se muestran en la tabla 45:

Tabla 45. Datos de partida para el diseño del biorreactor anaerobio.

	Q _p (m ³ /día)	SST _p (kg/m ³)	DQO _p (kg/m ³)	Rendimiento (%)	θ _{RA} (h)
Carga baja	2989,4	0,00	0,09	80%	4
Carga media	2982,0	0,00	0,15	80%	4
Carga alta	2966,1	0,00	0,26	80%	4

Siendo θ_{RA} el tiempo de retención hidráulico en el biorreactor.

Observando la tabla 45, se puede ver que el valor de la DQO de entrada al biorreactor para el caso de baja carga es inferior al valor recomendado para el proceso con contacto, pero se realizará de igual modo ya que los otros dos casos si cumplen y el tanque de reacción será el mismo en todos los casos.

Primeramente, se va a realizar el balance de materia al reactor para conocer la composición de la corriente de salida (efluente). Los microorganismos anaerobios empleados tienen una tasa de crecimiento muy y apenas se forma fango anaerobio, por lo que no es necesaria una corriente de purga pudiendo suponer que el caudal de entrada es igual al de salida del tanque de reacción. Como, además, los sólidos suspendidos quedaron todos retenidos en la membrana, el balance se reduce a lo siguiente:

$$DQO_{ef} = DQO_p \cdot (1 - \eta_{DQO}) \quad \text{Ecuación 82}$$

Para el cálculo del volumen del reactor se aplica lo siguiente:

$$V_{RA} = Q_p \cdot \theta_{RA} \quad \text{Ecuación 83}$$

Dicho volumen es el que ocupa la mezcla de líquido en el interior, para conocer el volumen real se va a aplicar un coeficiente de sobredimensionado del 20% a modo de seguridad, por lo que el volumen real del tanque será:

$$V_{RRA} = V_{RA} \cdot 1,2 \quad \text{Ecuación 84}$$

Para cada caso de carga se obtendrá un volumen real diferente, por lo que se tomará el más grande como el volumen real del tanque de reacción por ser el caso más desfavorable.

Para conocer las dimensiones del tanque se fija la altura del mismo, y, a partir de ella, se calculan el resto de parámetros mediante:

$$S_{RA} = \frac{V_{RRA}}{H_{RA}} \quad \text{Ecuación 85}$$

$$D_{RA} = \sqrt{\frac{4 \cdot S_{RA}}{\pi}} \quad \text{Ecuación 86}$$

Por último, se calcula la carga volumétrica para comprobar si está dentro de los límites recomendados en bibliografía para biorreactores anaerobios de contacto. Para ello se aplica:

$$C_{VRA} = \frac{Q_p \cdot DQO_p}{V_{RA}} \quad \text{Ecuación 87}$$

Resolviendo las ecuaciones 82 a 87 se obtienen las características del biorreactor anaerobio y también se define la corriente de efluente final del proceso. A continuación, se muestran dichos resultados en las tablas 46 y 47:

Tabla 46. Composición del efluente y carga volumétrica del biorreactor anaerobio.

	Q_{ef} (m ³ /día)	DQO_{ef} (kg/m ³)	SST_{ef} (kg/m ³)	C_{VRA} (kg DQO/m ³ -día)
Carga baja	2989,4	0,02	0	0,54
Carga media	2982,0	0,03	0	0,88
Carga alta	2966,1	0,05	0	1,58

Tabla 47. Características del biorreactor anaerobio.

η_{DQO} (%)	80%
θ_{RA} (h)	4
V_{RRA} (m ³)	597,9
H_{RA} (m)	5
S_{RA} (m ²)	119,6
D_{RA} (m)	12,3

Producción de biogás.

Como en el proceso de membranas se tienen dos etapas anaerobias (digestor y reactor anaerobios), se obtendrá biogás en las dos.

El procedimiento de cálculo empleado para la obtención de la cantidad de biogás producido por los lodos primario y rechazo de membrana es la misma que en el caso del proceso convencional. Así pues, ambos tipos de lodo se mezclan y se centrifugan para retirar el exceso de agua, para pasar finalmente a un digestor anaerobio en el que, por acción de microorganismos, se produce biogás.

Los datos de partida para el cálculo son las composiciones de las corrientes de lodo primario y rechazo de membrana, que se recogen en la tabla 48:

Tabla 48. Composición lodo primario y rechazo membranas.

Carga	Lodo primario				Rechazo membranas			
	Q_p (m ³ /día)	SST_p (kg/m ³)	$(SSV/SST)_p$ (%)	SSV_p (kg/m ³)	Q_s (m ³ /día)	SST_s (kg/m ³)	$(SSV/SST)_s$ (%)	SSV_s (kg/m ³)
Baja	2,91	61,80	75%	46,35	7,70	23,30	90%	21,00
Media	5,50	61,80	75%	46,35	12,50	23,13	90%	20,81
Alta	11,65	61,80	75%	46,35	22,30	21,54	90%	19,38

Resolviendo el balance de materia, representado matemáticamente en las ecuaciones 58, 59 y 60 se obtiene la composición de lodos mixtos:

Tabla 49. Composición del lodo mixto.

	Q_{mix} (m ³ /día)	SST_{mix} (kg/m ³)	SSV_{mix} (kg/m ³)
Carga baja	10,6	33,88	27,95
Carga media	18,0	34,93	28,61
Carga alta	33,9	35,36	28,64

Como ya se explicó en el proceso convencional, es necesario pasar la composición de la corriente de mezcla en términos de flujo másico. Para ello, se va a emplear el mismo peso específico de la corriente de lodos, que era de 1,06 como se indica en la bibliografía (Metcalf & Eddy, 2003). Resolviendo las ecuaciones 61 a 64 se obtiene lo siguiente:

Tabla 50. Composición del lodo mixto en términos de flujo másico.

	M_{mix} (kg/día)	M_{SSTmix} (kg/día)	M_{SSvmix} (kg/día)	$M_{aguamix}$ (kg/día)
Carga baja	11264,5	360,00	297,00	10904,5
Carga media	19118,5	630,00	515,97	18488,5
Carga alta	35972,4	1200,00	972,00	34772,4

Una vez definida la corriente de mezcla, se diseña el centrifugado para eliminar la mayor cantidad de agua posible de la corriente. Como en el caso anterior, se va a emplear una centrifuga con un rendimiento del 87% (Metcalf & Eddy, 2003). Aplicando la ecuación 65 se obtendría el flujo másico de agua que es separada en la centrifuga. Suponiendo que en la centrifuga únicamente se elimina agua y que, por tanto, los sólidos suspendidos se mantienen constantes, la corriente de lodos espesados quedará definida de la siguiente manera:

Tabla 51. Características de la corriente de lodos espesados.

	M_{esp} (kg/día)	M_{SSTesp} (kg/día)	M_{SSVesp} (kg/día)	$M_{aguaelim}$ (kg/día)
Carga baja	1777,59	360,00	297,00	9486,93
Carga media	3033,50	630,00	515,97	16084,96
Carga alta	5720,41	1200,00	972,00	30251,96

Después de la etapa de espesado, el lodo pasa al digestor anaerobio, donde se estabiliza y se forma el biogás.

De nuevo, como en el caso del proceso convencional por fangos activos, se van a suponer unos rendimientos del 45, 50 y 55% según la carga (de más baja a más alta) ya que entran dentro de los valores típicos para digestores anaerobios recomendados (Metcalf & Eddy, 2003).

El proceso es el mismo que en el caso de fangos activos, por lo que, resolviendo las ecuaciones 66 a 68 se obtienen los siguientes resultados:

Tabla 52. Producción de biogás del digestor anaerobio.

	$M_{SSvelim}$ (kg/día)	$M_{DQOelim}$ (kg/día)	V_{CH_4DA} (Nm ³ /día)	$V_{biogasDA}$ (Nm ³ /día)
Carga baja	133,65	240,57	84,20	120,29
Carga media	257,99	464,37	162,53	232,19
Carga alta	534,60	962,28	336,80	481,14

A esta producción de biogás obtenida en el digestor, hay que sumarle la obtenida en el reactor anaerobio donde se trata el permeado que atraviesa las membranas.

Dicha producción de biogás se obtiene fácilmente aplicando lo siguiente:

$$V_{CH_4RA} = 0,35 \cdot \eta_{RA} \cdot DQO_p \cdot Q_p \quad \text{Ecuación 88}$$

Siendo V_{CH_4RA} el caudal de metano que se obtiene en el reactor anaerobio.

Sustituyendo los valores para cada caso y sabiendo que el metano es un 70% del biogás se obtiene lo siguiente:

Tabla 53. Caudales de metano y biogás producido en el reactor anaerobio.

	V_{CH_4RA} (Nm ³ /día)	$V_{biogásRA}$ (Nm ³ /día)
Carga baja	75,60	108,00
Carga media	122,81	175,44
Carga alta	218,40	312,00

Sumando ambos flujos, se obtiene la siguiente producción total:

Tabla 54. Producción de metano y biogás total del proceso mediante membranas.

	V_{CH_4total} (Nm ³ /día)	$V_{biogástotal}$ (Nm ³ /día)
Carga baja	159,80	228,29
Carga media	285,34	407,63
Carga alta	555,20	793,14

Necesidades de calor.

En este caso es necesario calentar tanto el reactor como el digestor ya que los procesos anaerobios trabajan a temperaturas de en torno a 35°C por emplearse microorganismos mesófilos.

Para el cálculo de las necesidades de ambos equipos se va a llevar a cabo un procedimiento idéntico al empleado para el digestor del proceso de fangos activos.

En primer lugar, se va a llevar a cabo el cálculo de las necesidades de calor del biorreactor anaerobio. Ya se calcularon las dimensiones del reactor, que están indicadas en la tabla 47, por lo que únicamente es necesario conocer el valor del coeficiente de transmisión de calor y la diferencia de temperaturas entre el interior del tanque de reacción y el exterior.

El coeficiente se obtiene de la tabla 30, y se escoge a partir del material del que este hecho el reactor. En este caso se va a seleccionar un muro de hormigón en masa, de 300mm de espesor con cámara de aire más revestimiento de ladrillo, cuyos coeficientes de transmisión de calor se encuentran entre 1,83 y 2,38 W/m²·°C, por lo que se va a seleccionar **2 W/m²·°C** como coeficiente estándar para este proceso.

En cuanto a la temperatura, el interior del tanque deberá permanecer a 35°C como se ha mencionado antes, y para la temperatura exterior se va a seleccionar la más desfavorable posible, es decir, la más fría del invierno que es cuando se necesitará la mayor calefacción hacia el interior del tanque de reacción. Dicha temperatura se va a fijar en -10°C.

Conocidos estos valores se podría resolver la ecuación 75 para obtener las necesidades de calor del biorreactor anaerobio.

En cuanto al digestor, la forma de proceder será la misma que en el caso de fangos activos. En primer lugar, es necesario dimensionar el equipo, y, para ello, hay que conocer el tiempo de retención en el tanque. Como la temperatura de operación en el interior va a ser también de 35°C, según la tabla 29 el tiempo de retención recomendado es de 10 días. Cabe recordar que al trabajar con un digestor anaerobio de mezcla completa y alimentación continua el tiempo de residencia hidráulico y celular coinciden.

Sabiendo esto, y resolviendo las ecuaciones 69 a 72, suponiendo que la densidad del lodo espesado es de **1100kg/m³**, y que se mantiene la misma relación altura/diámetro, se obtienen las dimensiones del digestor que se recogen a continuación:

Tabla 55. Dimensiones del digestor anaerobio del proceso de membranas.

V_{da} (m ³)	S_{da} (m ²)	H_{da} (m)	D_{da} (m)
62,4	62,5	5,0	4,0

Finalmente, para el cálculo de las necesidades de calor de cada equipo, se resuelve la ecuación 73, obteniéndose:

Tabla 56. Necesidades de calor del biorreactor anaerobio y del digestor anaerobio.

Q_{ra} (kW)	Q_{da} (kW)
10,76	5,6

Por último, se va a calcular cuánto calor es posible obtener a partir del metano obtenido en el proceso.

Para realizar dicho cálculo, es necesario conocer la densidad y la entalpía de combustión del metano gaseoso, como ya se realizó anteriormente para los fangos activos. Dicha entalpía de combustión es:

$$\Delta H_{combCH_4} = 890 \frac{kJ}{mol} \cdot \frac{1}{0,016} \frac{mol}{kg} = 55625 \frac{kJ}{kg}$$

Conociendo dicha entalpía y sustituyendo en la ecuación 75 se obtiene la potencia calorífica. Y restando las necesidades de calor del biorreactor y del digestor se puede conocer la potencia calorífica sobrante o que habrá que aportar al proceso. Todos estos valores se recogen la tabla 57:

Tabla 57. Potencia calorífica obtenida de la combustión del metano y potencia calorífica recuperada.

	Q_{CH_4} (kW)	$Q_{recuperado}$ (kW)
Carga baja	67,5	51,1
Carga media	120,5	104,1
Carga alta	234,5	218,1

Como se puede ver, mediante la combustión del metano obtenido no solo se cubren las necesidades caloríficas del proceso, si no que se obtiene calor sobrante, lo que se traduce en energía disponible para otros requerimientos de la plan

ANEXO III: Tabla de corrientes.

Proceso de fangos activos.Carga baja.

	1	2	3	4	5	6	7	8
Caudal (m ³ /día)	3000,00	3000,00	3000,00	3000,00	3000,00	3000,00	3000,00	3000,00
DQO (kg/m ³)	0,25	0,25	0,25	0,25	0,25	0,25	0,25	0,25
SST (kg/m ³)	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12
SSV (kg/m ³)	*	*	*	*	*	*	*	*
Arena (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Biogás (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Metano (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂ (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Aire (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

	9	10	11	12	13	14	15	16
Caudal (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	3000,00	3000,00	3000,00	0,00
DQO (kg/m ³)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,25	0,25	0,25	0,00
SST (kg/m ³)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,12	0,12	0,12	0,00
SSV (kg/m ³)	*	*	*	*	*	*	*	*
Arena (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,23	0,00	0,00	0,00	0,00
Biogás (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Metano (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂ (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Aire (m ³ /día)	2880,00	2880,00	2880,00	0,00	0,00	0,00	0,00	4579,44

	17	18	19	20	21	22	23	24
Caudal (m ³ /día)	0,00	0,00	2997,10	2997,10	2997,10	2,91	2,91	2,91
DQO (kg/m ³)	0,00	0,00	0,18	0,18	0,18	72,10	72,10	72,10
SST (kg/m ³)	0,00	0,00	0,06	0,06	0,06	61,80	61,80	61,80
SSV (kg/m ³)	*	*	*	*	*	*	*	*
Arena (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Biogás (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Metano (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂ (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Aire (m ³ /día)	4579,44	4579,44	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

	25	26	27	28	29	30	31	32
Caudal (m ³ /día)	8991,27	8991,27	8991,27	2986,95	6001,61	5994,17	5994,17	5994,17
DQO (kg/m ³)	0,18	0,18	0,18	0,07	0,18	0,18	0,18	0,18
SST (kg/m ³)	2,50	2,50	2,50	0,04	7,44	7,44	7,44	7,44
SSV (kg/m ³)	*	*	*	*	*	*	*	*
Arena (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Biogás (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Metano (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂ (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Aire (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
	33	34	35	36	37	38	39	40
Caudal (m ³ /día)	10,14	10,14	10,14	13,10	13,10	13,10	1,24	1,24
DQO (kg/m ³)	0,18	0,18	0,18	*	*	*	*	*
SST (kg/m ³)	7,44	7,44	7,44	19,57	19,57	19,57	206,36	206,36
SSV (kg/m ³)	*	*	*	15,54	15,54	15,54	136,91	136,91
Arena (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Biogás (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Metano (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂ (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Aire (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
	41	42	43	44	45	46	47	48
Caudal (m ³ /día)	1,24	11,82	11,82	11,82	0,00	0,00	0,00	1,24
DQO (kg/m ³)	*	*	*	*	0,00	0,00	0,00	*
SST (kg/m ³)	206,36	19,57	19,57	19,57	0,00	0,00	0,00	132,38
SSV (kg/m ³)	136,91	15,54	15,54	15,54	*	*	*	90,00
Arena (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Biogás (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	82,18	82,18	82,18	0,00
Metano (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	57,53	57,53	57,53	0,00
CO ₂ (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	24,65	24,65	24,65	0,00
Aire (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

	49	50
Caudal (m ³ /día)	1,24	1,24
DQO (kg/m ³)	*	*
SST (kg/m ³)	132,38	132,38
SSV (kg/m ³)	90,00	90,00
Arena (m ³ /día)	0,00	0,00
Biogás (m ³ /día)	0,00	0,00
Metano (m ³ /día)	0,00	0,00
CO ₂ (m ³ /día)	0,00	0,00
Aire (m ³ /día)	0,00	0,00

Carga media.

	1	2	3	4	5	6	7	8
Caudal (m ³ /día)	3000,00	3000,00	3000,00	3000,00	3000,00	3000,00	3000,00	3000,00
DQO (kg/m ³)	0,43	0,43	0,43	0,43	0,43	0,43	0,43	0,43
SST (kg/m ³)	0,21	0,21	0,21	0,21	0,21	0,21	0,21	0,21
SSV (kg/m ³)	*	*	*	*	*	*	*	*
Arena (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Biogás (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Metano (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂ (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Aire (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

	9	10	11	12	13	14	15	16
Caudal (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	3000,00	3000,00	3000,00	0,00
DQO (kg/m ³)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,43	0,43	0,43	0,00
SST (kg/m ³)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,21	0,21	0,21	0,00
SSV (kg/m ³)	*	*	*	*	*	*	*	*
Arena (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,23	0,00	0,00	0,00	0,00
Biogás (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Metano (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂ (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Aire (m ³ /día)	2880,00	2880,00	2880,00	0,00	0,00	0,00	0,00	#####

	17	18	19	20	21	22	23	24
Caudal (m ³ /día)	0,00	0,00	2994,50	2994,50	2994,50	11,65	11,65	11,65
DQO (kg/m ³)	0,00	0,00	0,29	0,29	0,29	72,10	72,10	72,10
SST (kg/m ³)	0,00	0,00	0,10	0,10	0,10	61,80	61,80	61,80
SSV (kg/m ³)	*	*	*	*	*	*	*	*
Arena (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Biogás (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Metano (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂ (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Aire (m ³ /día)	#####	#####	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

	25	26	27	28	29	30	31	32
Caudal (m ³ /día)	8983,49	8991,27	8991,27	2969,03	6014,45	5988,99	5988,99	5988,99
DQO (kg/m ³)	0,29	0,29	0,29	0,08	0,29	0,29	0,29	0,29
SST (kg/m ³)	2,50	2,50	2,50	0,04	7,40	7,40	7,40	7,40
SSV (kg/m ³)	*	*	*	*	*	*	*	*
Arena (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Biogás (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Metano (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂ (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Aire (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

	33	34	35	36	37	38	39	40
Caudal (m ³ /día)	25,46	25,46	25,46	31,00	31,00	31,00	2,87	2,87
DQO (kg/m ³)	0,29	0,29	0,29	*	*	*	*	*
SST (kg/m ³)	7,40	7,40	7,40	17,07	17,07	17,07	184,26	184,26
SSV (kg/m ³)	*	*	*	13,72	13,72	13,72	148,05	148,05
Arena (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Biogás (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Metano (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂ (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Aire (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

	41	42	43	44	45	46	47	48
Caudal (m ³ /día)	2,87	28,10	28,10	28,10	0,00	0,00	0,00	2,87
DQO (kg/m ³)	*	*	*	*	0,00	0,00	0,00	*
SST (kg/m ³)	184,26	17,07	17,07	17,07	0,00	0,00	0,00	110,21
SSV (kg/m ³)	148,05	13,72	13,72	13,72	*	*	*	74,00
Arena (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Biogás (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	191,15	191,15	191,15	0,00
Metano (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	133,81	133,81	133,81	0,00
CO ₂ (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	57,34	57,34	57,34	0,00
Aire (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

	49	50
Caudal (m ³ /día)	2,87	2,87
DQO (kg/m ³)	*	*
SST (kg/m ³)	110,21	110,21
SSV (kg/m ³)	74,00	74,00
Arena (m ³ /día)	0,00	0,00
Biogás (m ³ /día)	0,00	0,00
Metano (m ³ /día)	0,00	0,00
CO ₂ (m ³ /día)	0,00	0,00
Aire (m ³ /día)	0,00	0,00

Carga alta.

	1	2	3	4	5	6	7	8
Caudal (m ³ /día)	3000,00	3000,00	3000,00	3000,00	3000,00	3000,00	3000,00	3000,00
DQO (kg/m ³)	0,80	0,80	0,80	0,80	0,80	0,80	0,80	0,80
SST (kg/m ³)	0,40	0,40	0,40	0,40	0,40	0,40	0,40	0,40
SSV (kg/m ³)	*	*	*	*	*	*	*	*
Arena (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Biogás (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Metano (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂ (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Aire (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

	9	10	11	12	13	14	15	16
Caudal (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	3000,00	3000,00	3000,00	0,00
DQO (kg/m ³)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,80	0,80	0,80	0,00
SST (kg/m ³)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,40	0,40	0,40	0,00
SSV (kg/m ³)	*	*	*	*	*	*	*	*
Arena (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,23	0,00	0,00	0,00	0,00
Biogás (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Metano (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂ (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Aire (m ³ /día)	2880,00	2880,00	2880,00	0,00	0,00	0,00	0,00	7439,05

	17	18	19	20	21	22	23	24
Caudal (m ³ /día)	0,00	0,00	2988,35	2988,35	2988,35	5,50	5,50	5,50
DQO (kg/m ³)	0,00	0,00	0,52	0,52	0,52	74,99	74,99	74,99
SST (kg/m ³)	0,00	0,00	0,16	0,16	0,16	61,80	61,80	61,80
SSV (kg/m ³)	*	*	*	*	*	*	*	*
Arena (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Biogás (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Metano (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂ (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Aire (m ³ /día)	7439,05	7439,05	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

	25	26	27	28	29	30	31	32
Caudal (m ³ /día)	8965,05	8965,05	8965,05	2944,11	6020,93	5976,70	5976,70	5976,70
DQO (kg/m ³)	0,52	0,52	0,52	0,10	0,52	0,52	0,52	0,52
SST (kg/m ³)	3,20	3,20	3,20	0,04	9,43	9,43	9,43	9,43
SSV (kg/m ³)	*	*	*	*	*	*	*	*
Arena (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Biogás (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Metano (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂ (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Aire (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

	33	34	35	36	37	38	39	40
Caudal (m ³ /día)	44,23	44,23	44,23	55,90	55,90	55,90	5,34	5,34
DQO (kg/m ³)	0,52	0,52	0,52	*	*	*	*	*
SST (kg/m ³)	9,43	9,43	9,43	20,34	20,34	20,34	213,03	213,03
SSV (kg/m ³)	*	*	*	16,38	16,38	16,38	171,49	171,49
Arena (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Biogás (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Metano (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂ (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Aire (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

	41	42	43	44	45	46	47	48
Caudal (m ³ /día)	5,34	50,54	50,54	51,54	0,00	0,00	0,00	5,34
DQO (kg/m ³)	*	*	*	*	0,00	0,00	0,00	*
SST (kg/m ³)	213,03	20,34	20,34	20,34	0,00	0,00	0,00	118,42
SSV (kg/m ³)	171,49	16,38	16,38	16,38	*	*	*	76,99
Arena (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Biogás (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	453,05	453,05	453,05	0,00
Metano (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	317,14	317,14	317,14	0,00
CO ₂ (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	135,91	135,91	135,91	0,00
Aire (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,00	2,00	0,00

	49	50
Caudal (m ³ /día)	5,35	5,34
DQO (kg/m ³)	*	*
SST (kg/m ³)	118,42	118,42
SSV (kg/m ³)	76,99	76,99
Arena (m ³ /día)	0,00	0,00
Biogás (m ³ /día)	0,00	0,00
Metano (m ³ /día)	0,00	0,00
CO ₂ (m ³ /día)	0,00	0,00
Aire (m ³ /día)	0,00	0,00

Proceso de ultrafiltración.Carga baja.

	1	2	3	4	5	6	7	8
Caudal (m ³ /día)	3000,00	3000,00	3000,00	3000,00	3000,00	3000,00	3000,00	3000,00
DQO (kg/m ³)	0,25	0,25	0,25	0,25	0,25	0,25	0,25	0,25
SST (kg/m ³)	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12
SSV (kg/m ³)	*	*	*	*	*	*	*	*
Arena (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Biogás (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Metano (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂ (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Aire (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Inerte (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

	9	10	11	12	13	14	15	16
Caudal (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	3000,00	3000,00	3000,00	0,00
DQO (kg/m ³)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,25	0,25	0,25	0,00
SST (kg/m ³)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,12	0,12	0,12	0,00
SSV (kg/m ³)	*	*	*	*	*	*	*	0,00
Arena (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,23	0,00	0,00	0,00	0,00
Biogás (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Metano (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂ (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Aire (m ³ /día)	2880,00	2880,00	2880,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Inerte (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	6842,43

	17	18	19	20	21	22	23	24
Caudal (m ³ /día)	0,00	0,00	2997,10	2997,10	2997,10	2,91	2,91	2,91
DQO (kg/m ³)	0,00	0,00	0,18	0,18	0,18	72,10	72,10	72,10
SST (kg/m ³)	0,00	0,00	0,06	0,06	0,06	61,80	61,80	61,80
SSV (kg/m ³)	0,00	0,00	*	*	*	*	*	*
Arena (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Biogás (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Metano (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂ (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Aire (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Inerte (m ³ /día)	6842,43	6842,43	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

	25	26	27	28	29	30	31	32
Caudal (m ³ /día)	2989,40	7,71	7,71	7,71	10,60	10,60	10,60	2989,40
DQO (kg/m ³)	0,09	35,00	35,00	35,00	*	*	*	0,09
SST (kg/m ³)	0,00	23,33	23,33	23,33	33,88	33,88	33,88	0,00
SSV (kg/m ³)	*	*	*	*	27,95	27,95	27,95	*
Arena (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Biogás (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Metano (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂ (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Aire (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Inerte (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

	33	34	35	36	37	38	39	40
Caudal (m ³ /día)	2989,40	1,10	1,10	1,10	9,49	9,49	9,49	0,00
DQO (kg/m ³)	0,09	*	*	*	*	*	*	0,00
SST (kg/m ³)	0,00	315,80	315,80	315,80	33,88	33,88	33,88	0,00
SSV (kg/m ³)	*	260,53	260,53	260,53	27,95	27,95	27,95	0,00
Arena (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Biogás (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	120,29
Metano (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	84,20
CO ₂ (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	36,09
Aire (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Inerte (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

	41	42	43	44	45	46	47	48
Caudal (m ³ /día)	0,00	0,00	2989,37	2989,37	2989,37	0,00	0,00	0,00
DQO (kg/m ³)	0,00	0,00	0,018	0,018	0,018	0,00	0,00	0,00
SST (kg/m ³)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SSV (kg/m ³)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Arena (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Biogás (m ³ /día)	120,29	120,29	0,00	0,00	0,00	108,00	108,00	108,00
Metano (m ³ /día)	84,20	84,20	0,00	0,00	0,00	75,60	75,60	75,60
CO ₂ (m ³ /día)	36,09	36,09	0,00	0,00	0,00	32,40	32,40	32,40
Aire (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Inerte (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

	49	50	51
Caudal (m ³ /día)	1,10	1,10	1,10
DQO (kg/m ³)	*	*	*
SST (kg/m ³)	205,77	205,77	205,77
SSV (kg/m ³)	148,5	148,50	148,50
Arena (m ³ /día)	0	0,00	0,00
Biogás (m ³ /día)	0	0,00	0,00
Metano (m ³ /día)	0	0,00	0,00
CO ₂ (m ³ /día)	0	0,00	0,00
Aire (m ³ /día)	0	0,00	0,00
Inerte (m ³ /día)	0	0,00	0,00

Carga media.

	1	2	3	4	5	6	7	8
Caudal (m ³ /día)	3000,00	3000,00	3000,00	3000,00	3000,00	3000,00	3000,00	3000,00
DQO (kg/m ³)	0,43	0,43	0,43	0,43	0,43	0,43	0,43	0,43
SST (kg/m ³)	0,21	0,21	0,21	0,21	0,21	0,21	0,21	0,21
SSV (kg/m ³)	*	*	*	*	*	*	*	*
Arena (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Biogás (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Metano (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂ (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Aire (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Inerte (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

	9	10	11	12	13	14	15	16
Caudal (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	3000,00	3000,00	3000,00	0,00
DQO (kg/m ³)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,43	0,43	0,43	0,00
SST (kg/m ³)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,21	0,21	0,21	0,00
SSV (kg/m ³)	*	*	*	*	*	*	*	0,00
Arena (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,23	0,00	0,00	0,00	0,00
Biogás (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Metano (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂ (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Aire (m ³ /día)	2880,00	2880,00	2880,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Inerte (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	6842,43

	17	18	19	20	21	22	23	24
Caudal (m ³ /día)	0,00	0,00	2994,50	2994,50	2994,50	11,65	11,65	11,65
DQO (kg/m ³)	0,00	0,00	0,29	0,29	0,29	72,10	72,10	72,10
SST (kg/m ³)	0,00	0,00	0,10	0,10	0,10	61,80	61,80	61,80
SSV (kg/m ³)	0,00	0,00	*	*	*	*	*	*
Arena (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Biogás (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Metano (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂ (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Aire (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Inerte (m ³ /día)	6842,43	6842,43	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

	25	26	27	28	29	30	31	32
Caudal (m ³ /día)	2982,00	12,53	12,53	12,53	18,00	18,00	18,00	2982,00
DQO (kg/m ³)	0,15	35,00	35,00	35,00	*	*	*	0,15
SST (kg/m ³)	0,00	23,21	23,21	23,21	34,93	34,93	34,93	0,00
SSV (kg/m ³)	*	*	*	*	28,61	28,61	28,61	*
Arena (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Biogás (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Metano (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂ (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Aire (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Inerte (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

	33	34	35	36	37	38	39	40
Caudal (m ³ /día)	2982,00	1,95	1,95	1,95	16,08	16,08	16,08	0,00
DQO (kg/m ³)	0,15	*	*	*	*	*	*	0,00
SST (kg/m ³)	0,00	322,86	322,86	322,86	34,93	34,93	34,93	0,00
SSV (kg/m ³)	*	264,42	264,42	264,42	28,61	28,61	28,61	0,00
Arena (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Biogás (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	232,19
Metano (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	162,53
CO ₂ (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	69,66
Aire (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Inerte (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

	41	42	43	44	45	46	47	48
Caudal (m ³ /día)	0,00	0,00	2982,0	2982,0	2982,0	0,00	0,00	0,00
DQO (kg/m ³)	0,00	0,00	0,029	0,029	0,029	0,00	0,00	0,00
SST (kg/m ³)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SSV (kg/m ³)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Arena (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Biogás (m ³ /día)	232,19	232,19	0,00	0,00	0,00	175,44	175,44	175,44
Metano (m ³ /día)	162,53	162,53	0,00	0,00	0,00	122,81	122,81	122,81
CO ₂ (m ³ /día)	69,66	69,66	0,00	0,00	0,00	52,63	52,63	52,63
Aire (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Inerte (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

	49	50	51
Caudal (m ³ /día)	1,95	1,95	1,95
DQO (kg/m ³)	*	*	*
SST (kg/m ³)	190,78	190,78	190,78
SSV (kg/m ³)	132,3	132,3	132,3
Arena (m ³ /día)	0	0	0
Biogás (m ³ /día)	0	0	0
Metano (m ³ /día)	0	0	0
CO ₂ (m ³ /día)	0	0	0
Aire (m ³ /día)	0	0	0
Inerte (m ³ /día)	0	0	0

Carga alta.

	1	2	3	4	5	6	7	8
Caudal (m ³ /día)	3000,00	3000,00	3000,00	3000,00	3000,00	3000,00	3000,00	3000,00
DQO (kg/m ³)	0,80	0,80	0,80	0,80	0,80	0,80	0,80	0,80
SST (kg/m ³)	0,40	0,40	0,40	0,40	0,40	0,40	0,40	0,40
SSV (kg/m ³)	*	*	*	*	*	*	*	*
Arena (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Biogás (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Metano (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂ (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Aire (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Inerte (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
	9	10	11	12	13	14	15	16
Caudal (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	3000,00	3000,00	3000,00	0,00
DQO (kg/m ³)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,80	0,80	0,80	0,00
SST (kg/m ³)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,40	0,40	0,40	0,00
SSV (kg/m ³)	*	*	*	*	*	*	*	0,00
Arena (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,23	0,00	0,00	0,00	0,00
Biogás (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Metano (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂ (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Aire (m ³ /día)	2880,00	2880,00	2880,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Inerte (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	6842,43

	17	18	19	20	21	22	23	24
Caudal (m ³ /día)	0,00	0,00	2988,35	2988,35	2988,35	5,50	5,50	5,50
DQO (kg/m ³)	0,00	0,00	0,52	0,52	0,52	74,99	74,99	74,99
SST (kg/m ³)	0,00	0,00	0,16	0,16	0,16	61,80	61,80	61,80
SSV (kg/m ³)	0,00	0,00	*	*	*	*	*	*
Arena (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Biogás (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Metano (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂ (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Aire (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Inerte (m ³ /día)	6842,43	6842,43	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

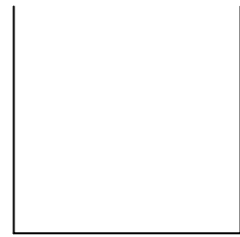
	25	26	27	28	29	30	31	32
Caudal (m ³ /día)	2966,10	22,29	22,29	22,29	33,90	33,90	33,90	2966,10
DQO (kg/m ³)	0,26	35,00	35,00	35,00	*	*	*	0,26
SST (kg/m ³)	0,00	21,54	21,54	21,54	35,36	35,36	35,36	0,00
SSV (kg/m ³)	*	*	*	*	28,64	28,64	28,64	*
Arena (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Biogás (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Metano (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂ (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Aire (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Inerte (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

	33	34	35	36	37	38	39	40
Caudal (m ³ /día)	2966,10	3,70	3,70	3,70	30,25	30,25	30,25	0,00
DQO (kg/m ³)	0,26	*	*	*	*	*	*	0,00
SST (kg/m ³)	0,00	325,71	325,71	325,71	35,36	35,36	35,36	0,00
SSV (kg/m ³)	*	263,83	263,83	263,83	28,64	28,64	28,64	0,00
Arena (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Biogás (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	481,14
Metano (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	336,80
CO ₂ (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	144,34
Aire (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Inerte (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

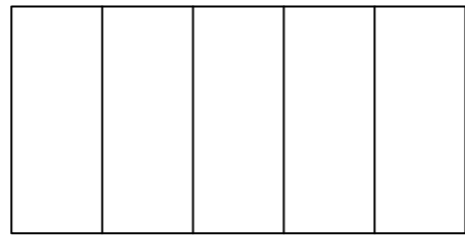
	41	42	43	44	45	46	47	48
Caudal (m ³ /día)	0,00	0,00	2966,06	2966,06	2966,06	0,00	0,00	0,00
DQO (kg/m ³)	0,00	0,00	0,053	0,053	0,053	0,00	0,00	0,00
SST (kg/m ³)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SSV (kg/m ³)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Arena (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Biogás (m ³ /día)	481,14	481,14	0,00	0,00	0,00	321,00	321,00	321,00
Metano (m ³ /día)	336,80	336,80	0,00	0,00	0,00	218,40	218,40	218,40
CO ₂ (m ³ /día)	144,34	144,34	0,00	0,00	0,00	102,60	102,60	102,60
Aire (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Inerte (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

	49	50	51
Caudal (m ³ /día)	3,70	3,70	3,70
DQO (kg/m ³)	*	*	*
SST (kg/m ³)	179,84	179,84	179,84
SSV (kg/m ³)	118,22	118,22	118,22
Arena (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00
Biogás (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00
Metano (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00
CO ₂ (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00
Aire (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00
Inerte (m ³ /día)	0,00	0,00	0,00

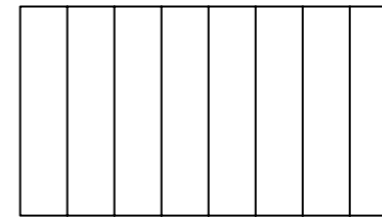
ANEXO IV: Planos.



POZO DE GRUESOS



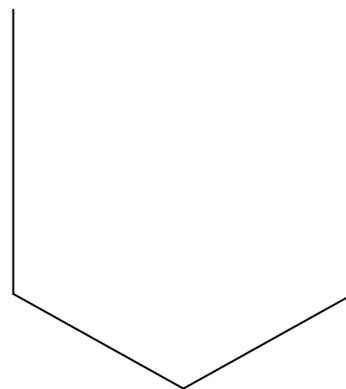
REJA DE GRUESOS



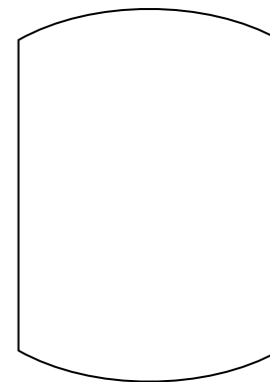
REJA DE FINOS



DESARENADOR - DESENGRASADOR



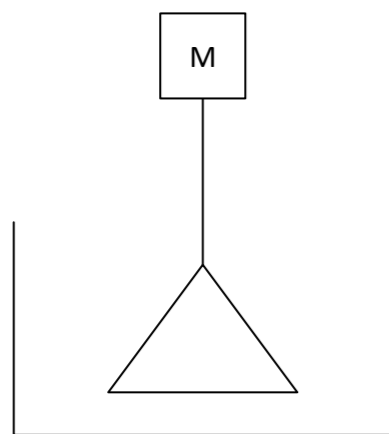
SEDIMENTADOR



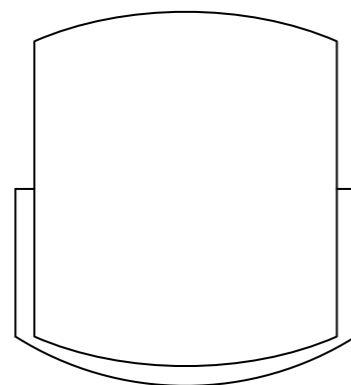
TANQUE MEZCLA LODOS



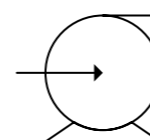
REACTOR BIOLÓGICO AEROBIO



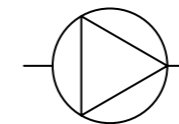
CENTRIFUGA



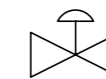
DIGESTOR ANAEROBIO



BOMBA



COMPRESOR



VÁLVULA

P-101
BOMBA AGUA RESIDUAL
BRUTA

C-101
COMPRESOR AIRE
DESARENADOR

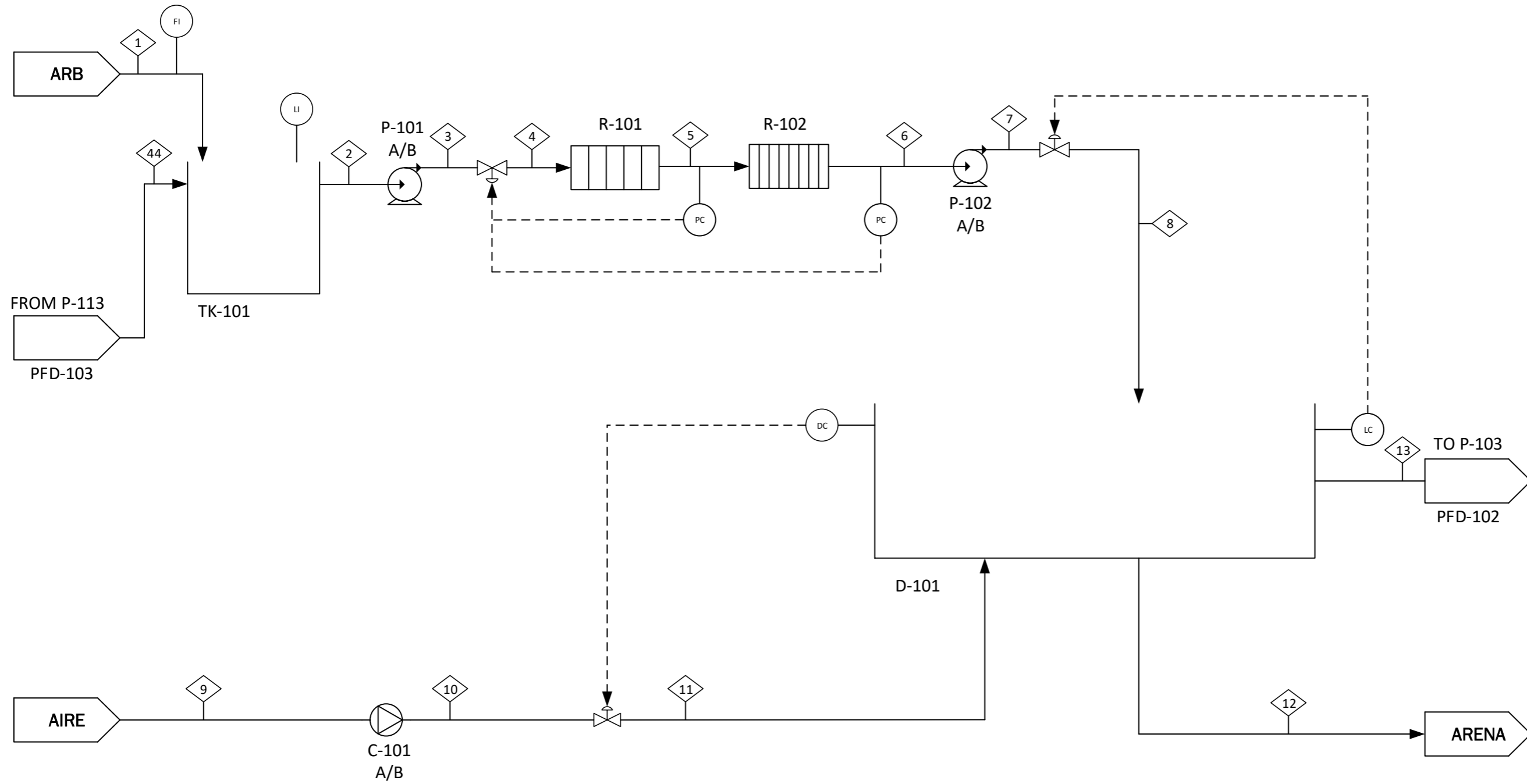
R-101
REJA DE GRUESOS

R-102
REJA DE FINOS

P-102
BOMBA CANAL DE
DESBASTE

D-101
DESARENADOR-
DESENGRASADOR

TK-101
POZO DE GRUESOS



LUCA HUERTA SANZ

UNIVERSIDAD DE VALLADOLID

PROCESO DE TRATAMIENTO DEL
AGUA RESIDUAL MEDIANTE FANGOS
ACTIVOS

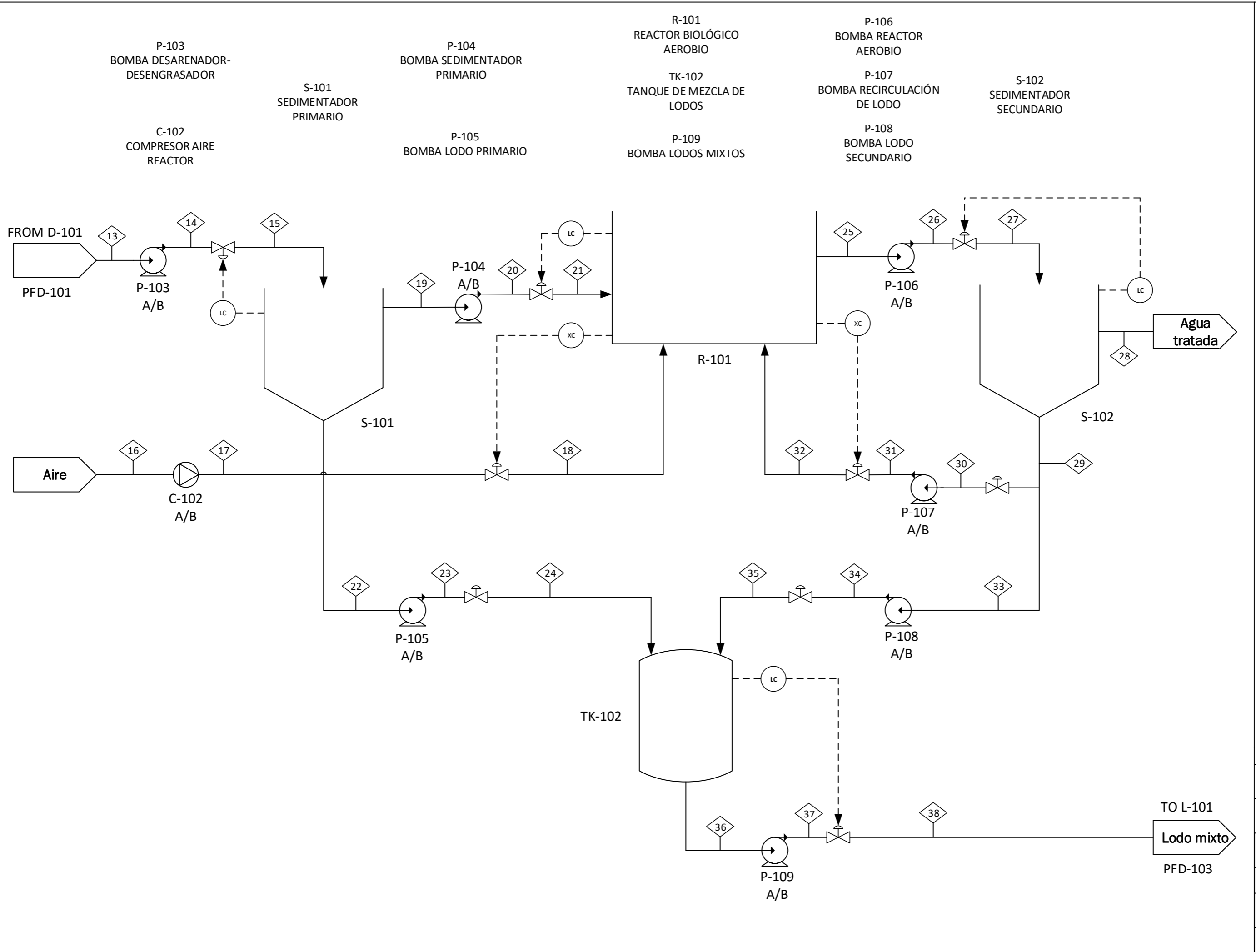
PDF-101

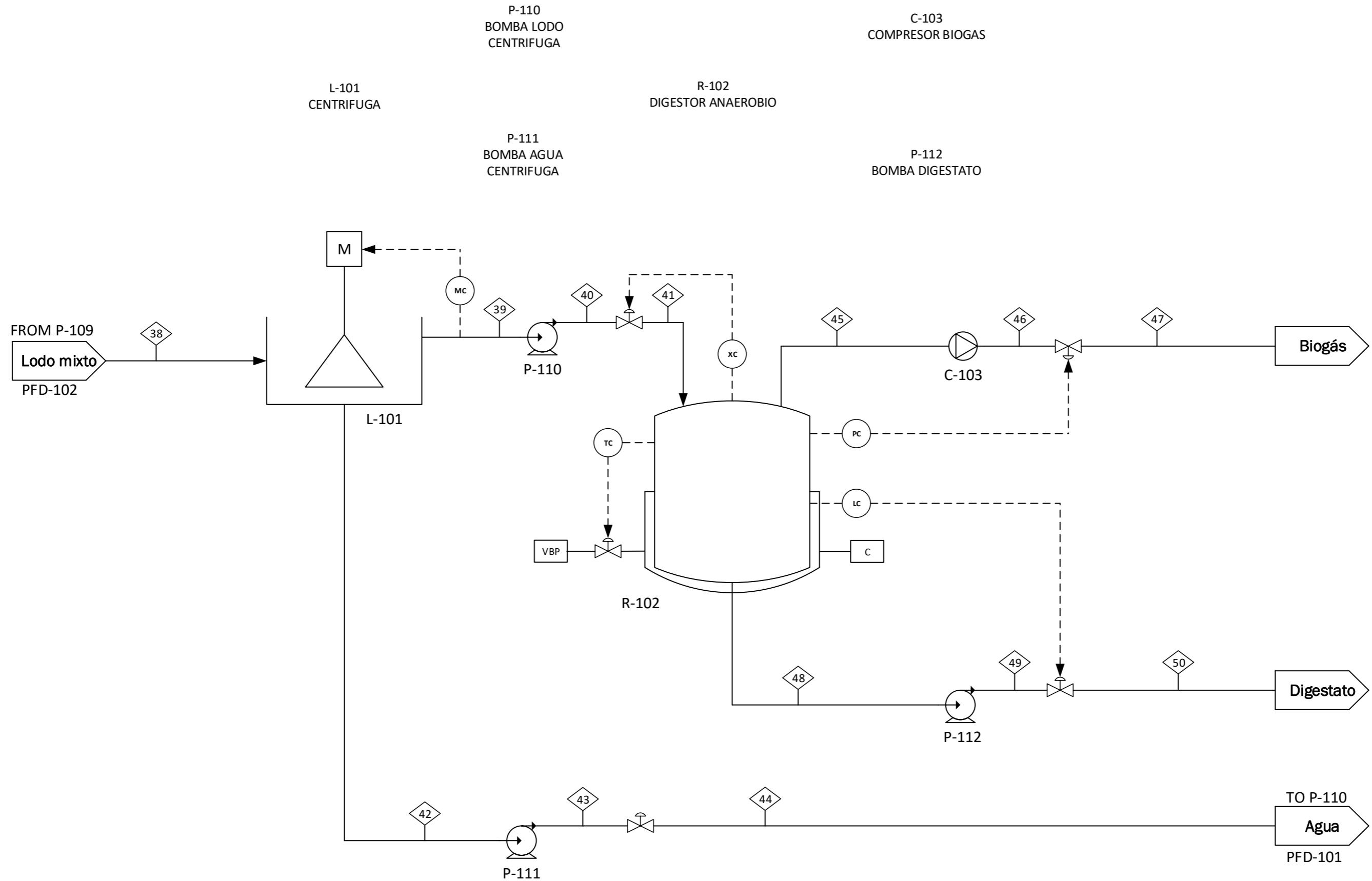


REV 04

2019/2020

2





LUCA HUERTA SANZ

UNIVERSIDAD DE VALLADOLID

PROCESO DE TRATAMIENTO DEL
AGUA RESIDUAL MEDIANTE FANGOS
ACTIVOS

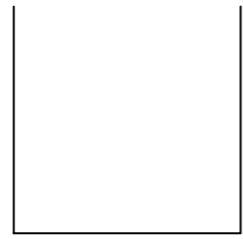
PDF-103



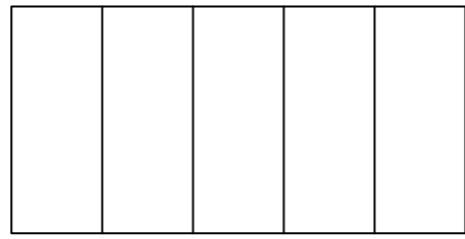
REV 04

2019/2020

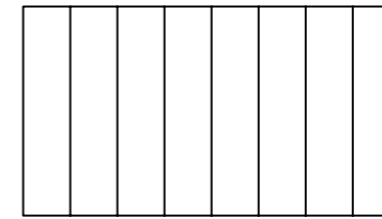
4



POZO DE GRUESOS



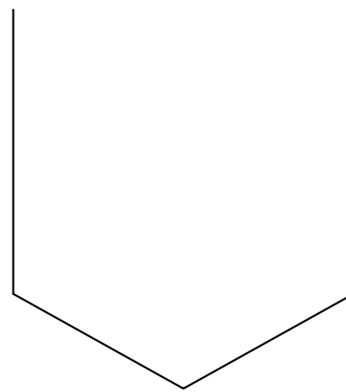
REJA DE GRUESOS



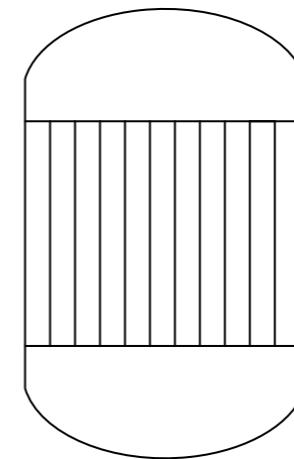
REJA DE FINOS



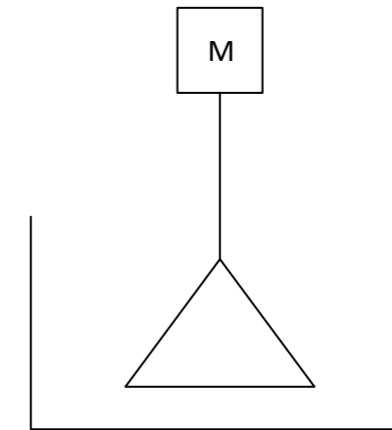
DESARENADOR - DESENGRASADOR



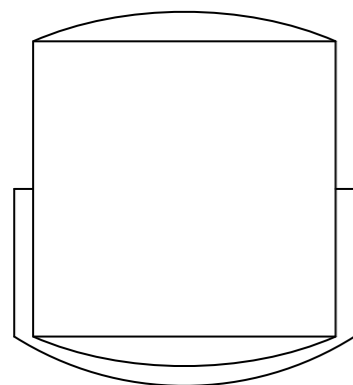
SEDIMENTADOR



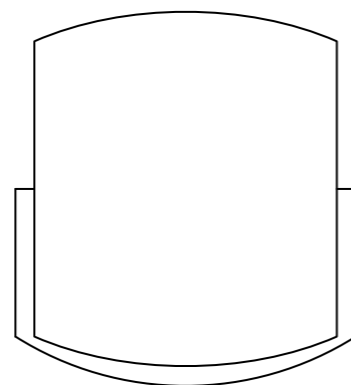
MÓDULO DE MEMBRANAS DE ULTRAFILTRACIÓN



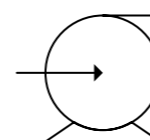
CENTRIFUGA



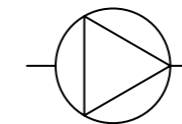
REACTOR ANAEROBIO



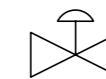
DIGESTOR ANAEROBIO



BOMBA



COMPRESOR



VÁLVULA

P-201
BOMBA AGUA RESIDUAL
BRUTA

C-201
COMPRESOR AIRE
DESARENADOR

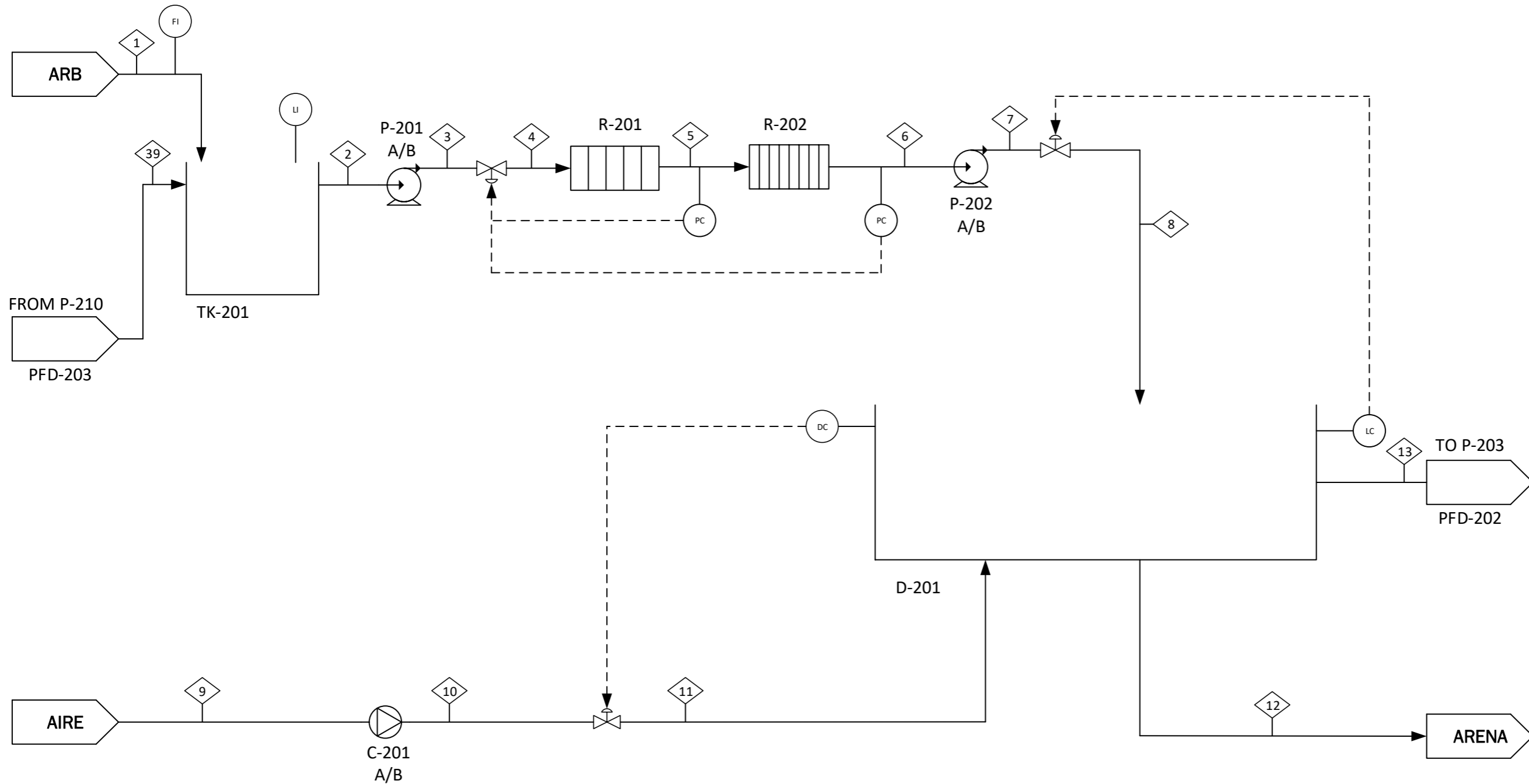
R-201
REJA DE GRUESOS

R-202
REJA DE FINOS

P-202
BOMBA CANAL DE
DESBASTE

D-201
DESARENADOR-
DESENGRASADOR

TK-201
POZO DE GRUESOS



LUCA HUERTA SANZ

UNIVERSIDAD DE VALLADOLID

PROCESO DE TRATAMIENTO DEL
AGUA RESIDUAL MEDIANTE
MEMBRANAS DE ULTRAFILTRACIÓN

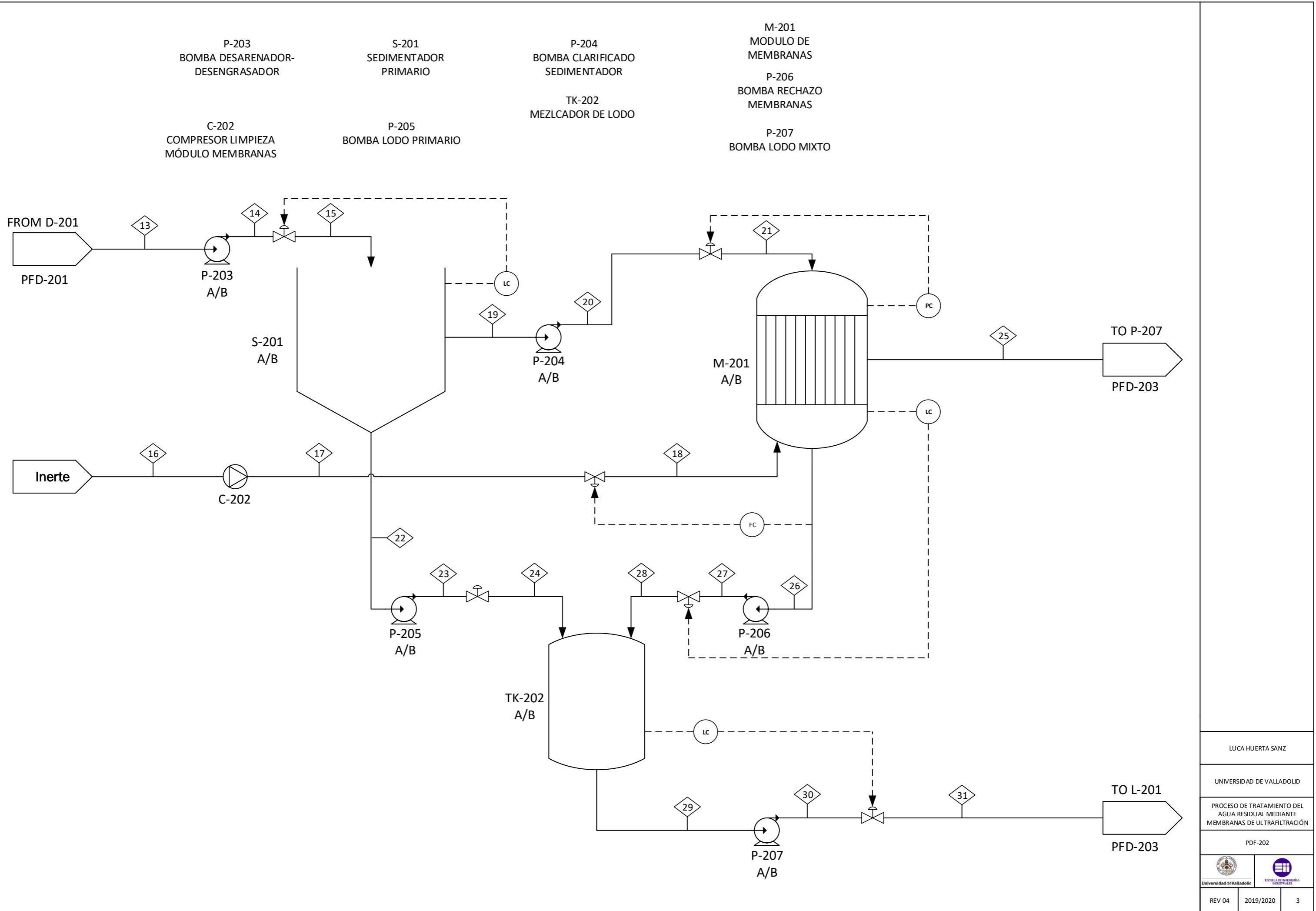
PDF-201



REV 04

2019/2020

2



P-208
BOMBA PERMEADO
MEMBRANAS

P-209
BOMBA LODO ESPESADO

P-210
BOMBA AGUA
CENTRIFUGADA

R-202
DIGESTOR ANAEROBIO

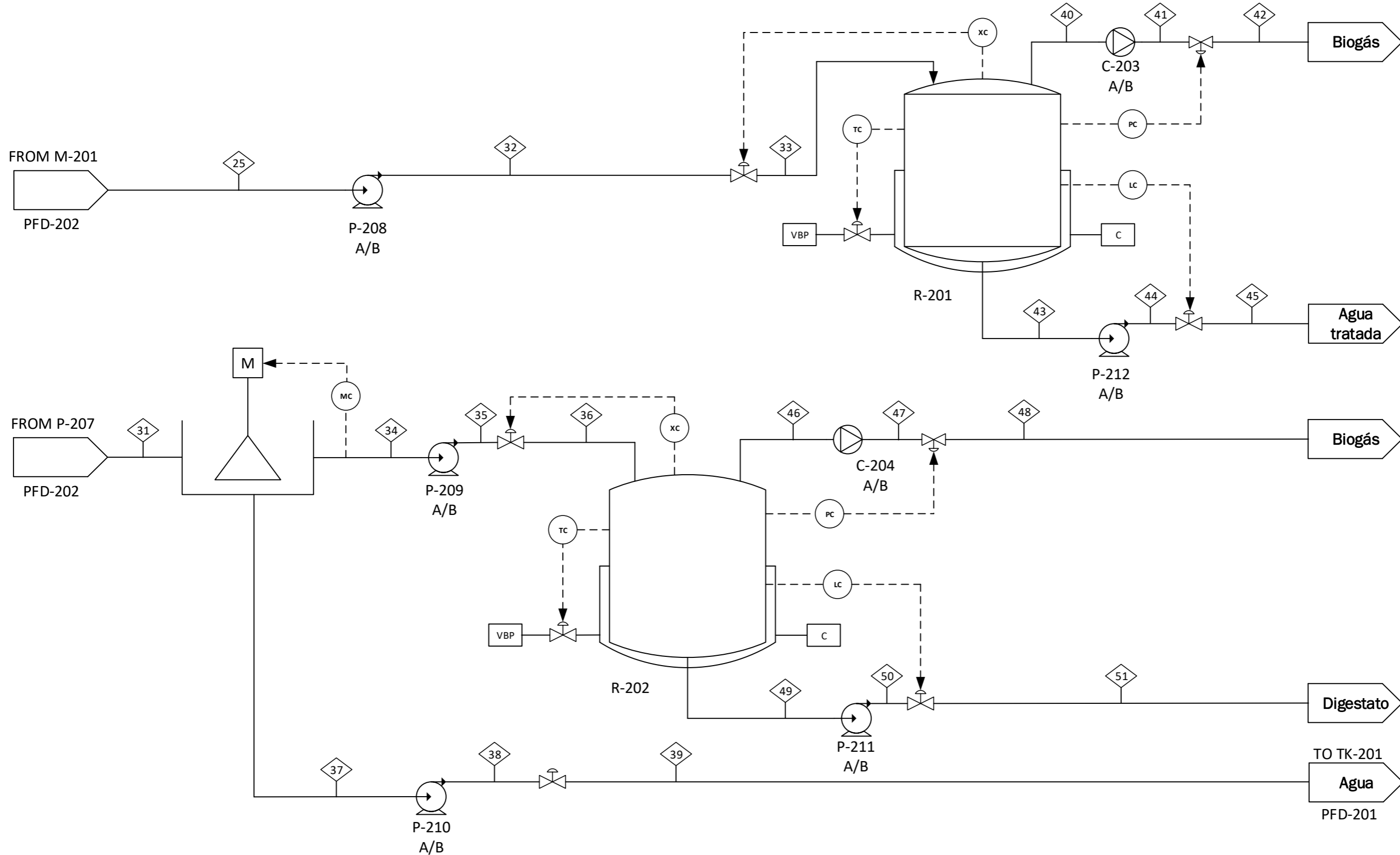
C-204
COMPRESOR BIOGÁS
DIGESTOR

P-211
BOMBA DIGESTATO

C-203
COMPRESOR BIOGÁS
REACTOR

R-201
REACTOR ANAEROBIO

P-212
BOMBA AGUA TRATADA



LUCA HUERTA SANZ

UNIVERSIDAD DE VALLADOLID

PROCESO DE TRATAMIENTO DEL
AGUA RESIDUAL MEDIANTE
MEMBRANAS DE ULTRAFILTRACIÓN

PDF-203



REV 04

2019/2020

4