



ANEXO II. CÁLCULOS.



BALANCE DE MATERIA A LA ETAPA DE ESPESAMIENTO.

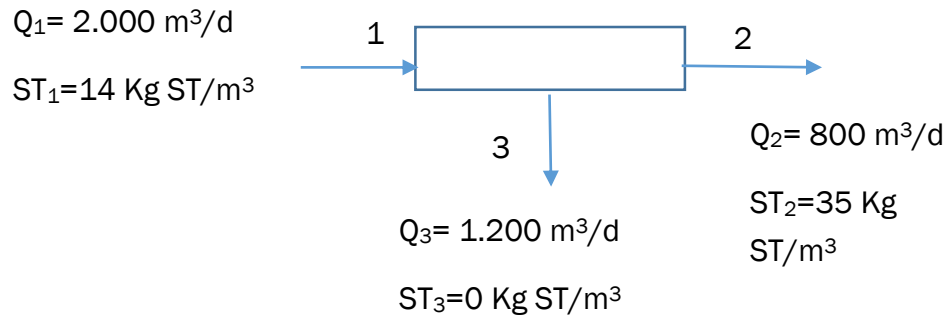


Tabla 35. Datos de partida en la etapa de espesamiento.

Caudal (1)	2.000 m ³ /d
Solidos totales (2)	35 Kg ST/m ³
Solidos totales (4)	16 Kg SV /m ³

Por la corriente 3 la cantidad de solidos que sale muy pequeña respecto a la 2, por lo tanto, la concentración de solidos es 0.

Los kilogramos de solidos que entran en 1 son los siguientes y son los mismos que salen por la corriente 3:

$$ST_1 = Q_1 \cdot C_{ST1} \text{ Ec. 1}$$

$$ST_1 = 2.000 \cdot 14 = 28.000 \text{ Kg ST}/\text{d}$$

Balance de materia a los sólidos y al caudal:

$$Q_1 \cdot C_{ST1} = Q_2 \cdot C_{ST2} + Q_3 \cdot C_{ST3} \text{ Ec. 2}$$

$$2.000 \cdot 14 = Q_2 \cdot 35 + Q_3 \cdot 0$$

$$Q_2 = 800 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$Q_1 = Q_2 + Q_3$$

$$2000 = 800 + Q_3$$

$$Q_3 = 1.200 \text{ m}^3/\text{d}$$



BALANCE DE MATERIA AL REACTOR.

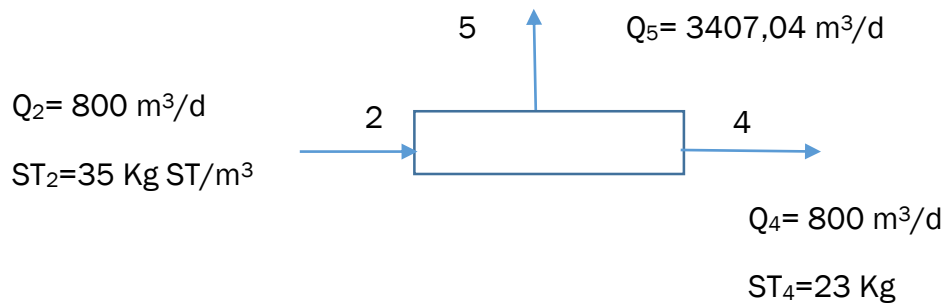


Tabla 36. Datos de partida en la etapa de reacción.

Caudal (2)	800 m ³ /d
Sólidos totales (2)	35 Kg ST/m ³
Sólidos totales (4)	23 Kg ST/m ³

Los sólidos totales están compuestos por aproximadamente el 75% de sólidos volátiles, por lo tanto, la corriente 2 tiene 26 Kg/m³ SV. En la corriente 4 hacemos el proceso inverso para calcular los sólidos totales siendo estos 23 Kg/m³ ST.

$$SV_1 = Q_2 \cdot C_{ST2}$$

$$SV_2 = 800 \cdot 26 = 20.800 \text{ Kg SV}/\text{d}$$

El rendimiento de eliminación es del 40%, por tanto, los sólidos volátiles eliminados serán:

$$0.4 \cdot 20.800 \text{ Kg SV}/\text{d} = 8.320 \text{ Kg SV}/\text{d}$$

Calculamos el caudal de metano:

$$8.320 \frac{\text{KgSV}}{\text{d}} \cdot 0.63 = 5.241,6 \text{ m}^3 \text{CH}_4/\text{d}$$

El biogás tiene una concentración del 65% en metano, por lo tanto, el caudal de biogás será el siguiente:

$$\frac{524,6 \frac{\text{m}^3 \text{CH}_4}{\text{d}}}{0,65} = 8.064 \text{ m}^3 \text{biogas}/\text{d}$$



BALANCE DE MATERIA A LA ETAPA DE DESHIDRATACIÓN.

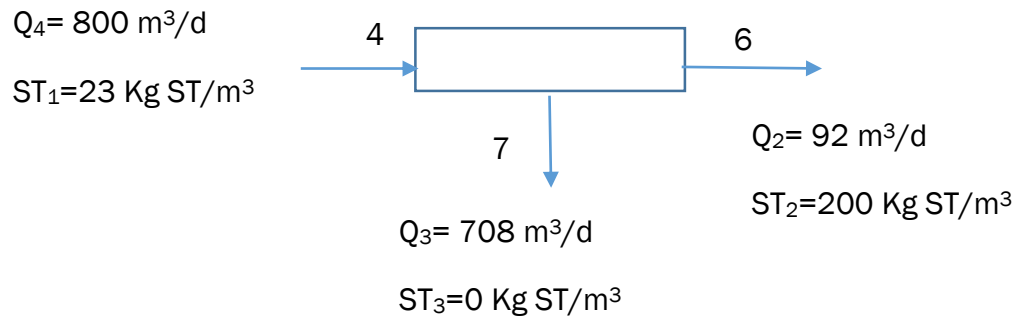


Tabla 37. Datos de partida en la etapa de deshidratación.

Caudal (4)	800 m ³ /d
Sólidos totales (4)	23 Kg/m ³ ST
Sólidos totales (6)	200Kg/m ³ ST

Este proceso es igual que el de la etapa de espesamiento, por lo tanto, el procedimiento es el mismo.

$$ST_4 = 800 \cdot 23 = 18.400 \text{ Kg ST/d}$$

Balance de materia a los sólidos y al caudal:

$$Q_4 \cdot C_{ST4} = Q_6 \cdot C_{ST6} + Q_7 \cdot C_{ST7}$$

$$800 \cdot 20 = Q_6 \cdot 200 + Q_7 \cdot 0$$

$$Q_6 = 92 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$Q_4 = Q_6 + Q_7$$

$$800 = 92 + Q_7$$

$$Q_7 = 708 \text{ m}^3/\text{d}$$



DIMENSIONADO DEL REACTOR.

Tabla 38. Datos de partida en el diseño del reactor.

Caudal (2)	800 m ³ /d
Solidos totales (2)	35 Kg ST/m ³
Solidos totales (4)	16 Kg SV /m ³
CV	1.1 Kg ST/m ³ .d
<i>KgSV reactor</i>	<i>15.000KgSV reactor</i>

Para el diseño del digestor anaerobio necesitamos la carga másica y volumétrica.

$$CV = \frac{KgDQO}{m^3 \cdot d} \quad Ec. 3$$

$$CM = \frac{KgDQO_{alim.}}{KgSV_{reactor} \cdot d} \quad Ec. 4$$

Se pueden realizar los cálculos del CV tanto en DQO como con SV, teniendo en cuenta que en los fangos se tiene 1,8 g DQO/g SV.

$$CV = \frac{KgSV}{m^3 \cdot d}$$
$$1.1 = \frac{20800 KgSV}{m^3 \cdot d}$$

Por lo tanto, el volumen del reactor ser:

$$V = 18.910 m^3$$

La línea de fangos cuenta con 3 reactores por lo tanto el volumen de cada reactor será:

$$V = 6.304 m^3$$

Se toma la referencia de que la altura es 1.3 el diámetro del digestor, el diámetro y la altura vienen dada por la siguiente ecuación:

$$V = \pi \cdot \frac{D^2}{4} \cdot H = \pi \cdot \frac{D^2}{4} \cdot 1.3 \cdot D$$

$$D = 19 m$$

$$H = 24 m$$



Calculamos la CM:

$$CM = \frac{KgDQO_{alim.}}{KgSV_{reactor} \cdot d}$$
$$CM = \frac{37440KgDQO}{15000KgSV_{reactor} \cdot d} = 2.496 \frac{KgDQO_{alim.}}{KgSV_{reactor} \cdot d}$$

TIEMPO DE RESIDENCIA EN EL REACTOR.

Para calcular el tiempo de residencia del reactor aplicamos la siguiente ecuación:

$$TRH = \frac{Volumen_{reactor}}{Q_2} \quad Ec. 5$$

$$TRH = \frac{18910}{800} = 24 \text{ días}$$

VELOCIDAD ASCENDIONAL DEL REACTOR.

Calculamos la velocidad ascensional a través de la siguiente ecuación:

$$v = \frac{Q_2}{A} \quad Ec. 6$$

$$v = \frac{33,33}{283,5} = 0,117 \text{ m/h}$$

Calculamos el caudal de recirculación del reactor, para ello la velocidad típica ascensional de un reactor está comprendida entre 0,5 y 1,5 m/h, tomamos como valor 1 m/h y calculamos así el caudal de recirculación.

$$v = \frac{Q_2 + Q_r}{A}$$

$$1 = \frac{33,33 + Q_r}{283,5}$$

$$Q_r = (283,5 \cdot 1) - 33,33 = 250,17 \text{ m/h}$$



ENERGÍA PRODUCIDA POR EL BIOGÁS.

La producción de biogás, calculada anteriormente, es de 8.064 m³ biogás/d, el poder calorífico del biogás es de 5.500 Kcal/m³, por lo tanto, la energía se calcula de la siguiente manera:

$$energia = PC \cdot Q_{biogas}$$

$$energia = 5500 \cdot 8.064 = 44.352.000 \text{ Kcal/d}$$

Transformamos a kW/h y obtenemos el siguiente valor:

$$energia = 2217,6 \text{ kW/h}$$

CÁLCULO DE TUBERÍAS.

Para el cálculo de los diámetros de las tuberías partimos del caudal que circula por ellas y de la velocidad del fluido que se encuentra entre 1 y 2 m/s, para el cálculo se elige el valor de 1,5 m/s. Mediante la siguiente ecuación obtenemos los diferentes diámetros para cada uno de los caudales:

$$V' = \frac{Caudal}{Area} \text{ Ec. 7}$$

$$Diametro = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot V'}}$$

En la tabla 39 se muestran los resultados de los diámetros de las tuberías



Tabla 39.Tabla de los caudales y diámetros de las tuberías.

	CAUDAL (m ³ /s)	DIAMETRO (m)	DIAMETRO (PULGADAS)
T1	0,0231	0,14	5,52
T1'	0,0077	0,08	3,19
T2	0,0093	0,09	3,49
T2'	0,0031	0,05	2,02
T3	0,0046	0,06	2,47
T3'	0,014	0,11	4,27
T4	0,0093	0,09	3,49
T4'	0,0031	0,05	2,02
T4''	0,0046	0,06	2,47
T6	0,0011	0,03	1,18
T6'	0,0005	0,02	0,84
T7	0,0082	0,08	3,28
T7'	0,0041	0,06	2,32

Los valores de las T y T', hacen referencia a las corrientes designadas en el diagrama de flujo del proceso que se encuentran en el ANEXO IV.

Para obtener la perdida de carga, calculamos el Reynolds mediante la siguiente ecuación:

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu} \quad Ec. 8$$

Para cada tubería con el Reynolds y el cociente entre la rugosidad de la tubería y el diámetro e/d, donde la rugosidad de la tubería (e) es de 0.001 mm, buscamos en el diagrama de Moody el factor de fricción f, y así poder obtener la perdida de carga, mediante la siguiente ecuación:

$$h = \frac{v^2}{2 \cdot g} \cdot \left(\frac{f \cdot L}{d} \right) \quad Ec. 9$$

Para el cálculo de las tuberías suponemos tuberías rectas y también la longitud de estas, así obtenemos las diferentes perdidas de carga. En la siguiente tabla se encuentran especificados todos los valores.



Tabla 40. Tabla de los valores del Reynolds de las tuberías.

TUBERÍAS	LONGITUD (m)	RE	E/D	F
T1	100	210264	0,00071	0,019
T1'	200	121396	0,0012	0,02
T2	100	132983	0,0011	0,02
T2'	200	76777	0,0019	0,02
T3	50	94032	0,0015	0,015
T3'	500	162870	0,0009	0,013
T4	200	132982	0,0011	0,02
T4'	100	76777	0,0019	0,023
T4''	100	94033	0,0016	0,015
T6	180	45096	0,0033	0,018
T6'	80	31888,	0,0047	0,019
T7	500	125102	0,0011	0,014
T7'	50	88461	0,0016	0,015

Tabla 41. Perdida de carga de las tuberías.

TUBERÍAS	PERDIDA DE CARGA (bar)
T1	0,16
T1'	0,56
T2	0,26
T2'	0,89
T3	0,14
T3'	0,68
T4	0,51
T4'	0,51
T4''	0,28
T6	1,22
T6'	0,81
T7	0,95
T7'	0,15



CÁLCULOS DE LAS BOMBAS.

Para los cálculos de las bombas partimos del caudal que circula por cada una de ellas y mediante la siguiente grafica calculamos la potencia de cada una de ellas:

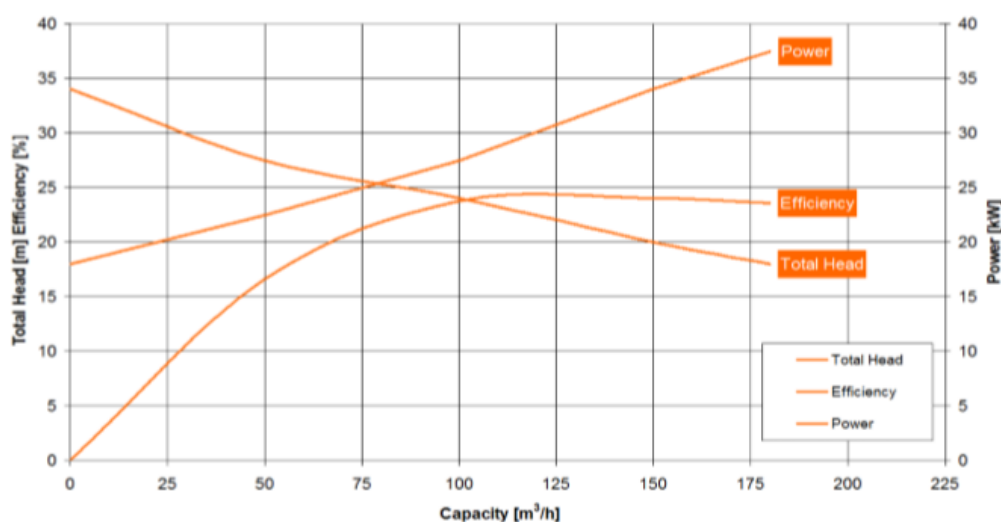


Gráfico 6. Potencia de las bombas respecto al caudal que circula por ellas.

Para el cálculo del NPSH, usamos la siguiente correlación:

$$NPSH = 1,8 \cdot Q^{0.18} \text{ Ec. 10}$$

Tabla 42. Caudal, potencia y NPSH de las bombas.

	CAUDAL(m³/h)	POTENCIA (kW)	NPSH
B1'	27,77	20	3,27
B2'	11,11	18	2,77
B3'	50	23	3,66
B4''	11,11	18	2,77
B6'	1,9	5	2,02
B7'	29,5	21	3,31

Las bombas hacen referencia a las líneas reflejadas en el diagrama de flujo del proceso. ANEXO IV.

