UNIVERSIDAD POLITECNICA DE MADRID

ESCUELA TÉCNICA SUPERIOR DE INGENIEROS

DE CAMINOS ,CANALES Y PUERTOS

**DEPARTAMENTO DE INGENIERIA CIVIL: ORDENACIÓN DEL
TERRITORIO, URBANISMO Y MEDIO AMBIENTE**

**INVESTIGACIÓN SOBRE LA APLICACIÓN DE
ENERGIA SOLAR A UNA DEPURADORA
CONVENCIONAL DE FANGOS ACTIVOS**

TESIS DOCTORAL

DAVID GARCIA CORCHERO

INGENIERO DE CAMINOS

DIRECTORES: AURELIO HERNÁNDEZ LEHMANN

MANUEL MACÍAS MIRANDA

MADRID

ESPAÑA

2015

UNIVERSIDAD POLITÉCNICA DE MADRID

Tribunal nombrado por el Mgfco. Y Excmo. Sr. Rector de la Universidad
Politécnica de Madrid, el día De..... De 200...

Presidente D. _____

Vocal D. _____

Vocal D. _____

Vocal D. _____

Secretario D. _____

Realizado el acto de defensa y lectura de la Tesis el día ____ de _____ de
200__ en la E.T.S. de Ingenieros de Caminos, Canales y Puertos de la U.P.M.
Calificación: _____

EL PRESIDENTE:

LOS VOCALES:

EL SECRETARIO:

AGRADECIMIENTOS

Mi agradecimiento a mis directores D.Aurelio Hernandez Lehmann y Manuel Macías Miranda, por dedicarme su tiempo sin reserva, y por su impulso para seguir adelante. Así mismo deseo expresar mi agradecimiento a Aurelio Hernández Muñoz por su ánimo y su paciencia que me ha dado el empuje necesario para poder dedicarle el tiempo que me ha exigido este proyecto.

Me gustaría también agradecer el apoyo de Julia Chamorro, Ignacio Hernández, Manuel Gil, Isabel del Castillo y Emilio Ramírez de la Cátedra de Ingeniería Sanitaria en la cual estuve durante muchas horas sin descanso en los meses que duró la fase experimental.

A mi familia por su paciencia y cariño.

ÍNDICE

	<u>Pg</u>
1. ANTECEDENTES	1
1.1 Presentación	1
2. GENERALIDADES	2
2.1 Sistema biológico de fangos activos	2
2.1.1 Introducción	2
2.1.2 Proceso de fangos activos	4
2.1.3 Parámetros de diseño	4
2.1.3.1 Factores de carga	5
2.1.3.1.1 Carga másica	5
2.1.3.1.2 Carga volúmica	5
2.1.3.2 Concentración de fangos activos	5
2.1.3.3 Consumo de oxígeno	5
2.1.3.3.1 Necesidad de oxígeno	6
2.1.3.3.2 Crecimiento bacteriano	6
2.1.3.3.3 Edad de fango	8
2.1.3.3.4 Índice de Molhmann e índice volumétrico	8
2.1.3.3.5 Tiempo de aireación	9
2.1.3.3.6 Temperatura del agua	9
2.1.3.4 Recirculación de fangos	9
2.1.4 Biodegradabilidad del efluente	10
2.1.5 Tipos de procesos de fangos activos	10
2.1.5.1 Proceso convencional	10
2.1.5.2 Mezcla completa	10
2.1.5.3 Alimentación escalonada	11
2.1.5.4 Contacto-Estabilización	11
2.1.5.5 Aireación prolongada	11
2.1.5.6. Doble etapa	11
2.1.5.7 Proceso de Krauss	11
2.1.5.8 Aireación prolongada	11
2.1.5.9 Utilización oxígeno puro	12
2.1.5.10 Fangos activos con material soporte	12
2.1.6 Tipos de reactores	12

2.1.7	Sistemas de aireación	12
2.1.8	Influencia de la temperatura en los sistemas de fangos activos	13
2.1.9	Rendimientos de los procesos de fangos activos	20
2.1.10	Ventajas e inconvenientes del sistema de fangos activos	14
2.1.10.1	Ventajas	
2.1.10.2	Inconvenientes	
2.2	Balance energético en la gestión del fango	21
2.2.1	La demanda energética en los diferentes sistemas biológicos	21
2.2.2	Consumos energéticos en las distintas etapas en los sistemas de fangos activos, y el condicionamiento de la temperatura	22
2.2.3	Producción de gas y utilización del gas producido	26
2.3	Necesidades de energía en los digestores	30
2.4	Aprovechamiento solar en EDAR	31
2.4.1	Introducción	31
2.4.2	Energía solar térmica	32
2.4.2.1	Introducción	32
2.4.2.2	Pérdidas de un colector	
2.4.2.3	Tipos de colectores	33
2.4.3	Procesos con energía solar	35
2.4.4	Comparación económica energía fotovoltaica y térmica	36
3.	OBJETIVOS INICIALES	38
4.	INVESTIGACIÓN BIBLIOGRÁFICA	39
4.1.	Acceso a los Bancos de Información	39
4.2	Palabras clave para acceso a la información. Ampliar palabras clave.	39
4.3	Formas de acceso a la información	39
4.4	Bancos de datos especializados	39
4.5	Investigación de la documentación recibida	40
4.6	Respuestas encontradas a los objetivos iniciales	40
4.6.1	¿Cómo afecta la Temperatura en cada uno de los escalones del proceso de fangos activos?	40
4.6.1.1	¿Cómo afecta la Temperatura en el pretratamiento de la depuración las aguas residuales?	40
4.6.1.1.1	¿Cómo afecta la T en la sedimentación de partículas discretas (desarenador)?	40
4.6.1.1.2	¿Cómo afecta la temperatura en la eliminación de las grasas?	41

4.6.1.2 ¿Cómo afecta la temperatura en el tratamiento primario de la depuración de las aguas residuales?	41
4.6.2 ¿Cómo afecta la temperatura en el tratamiento biológico de fangos activos?	42
4.6.2.1 ¿Cómo afecta la temperatura en la biofloculación (reactor biológico)?	42
4.6.2.2 ¿Cómo afecta la temperatura en la decantación floculada?	46
4.6.2.3 ¿Cómo afecta la temperatura en el desarrollo de los microorganismos?	48
4.6.3 ¿Cómo afecta la Temperatura en la digestión?	57
4.6.3.1 ¿Como afecta la temperatura al proceso de digestión aerobia?	57
4.6.3.2 ¿Como afecta la temperatura al proceso de digestión anaerobia?	58
4.6.4 ¿Cómo afecta la temperatura en la desinfección?	65
4.6.4.1 Cloro	65
4.6.4.2 Ozono	67
4.6.4.3 Ultravioleta	69
4.6.4.4 Radiación solar	70
4.6.4.5 Lagunas de maduración	74
4.6.4.6 Membranas	75
4.6.5 ¿Cómo puedo alterar la T en cada uno de los procesos anteriores?	81
4.6.5.1 Formas de aplicación térmica	81
4.7 Frontera del conocimiento	82
4.8 Objetivos definitivos	84
 5. FASE EXPERIMENTAL	 85
5.1 Descripción de la planta piloto	85
5.1.1. Circuito nº1 primario	87
5.1.2 Circuito nº2	89
5.2 Parámetros y técnicas analíticas	92
5.2.1 Parámetros de control	92
5.2.1.1 Radiación	92
5.2.1.2 pH	93
5.2.1.3 Temperatura	93
5.2.1.4 Determinacion de composición y riqueza de biogás	94
5.2.2 Descripción de ensayos	95
5.2.3 Planificación en el tiempo	95
5.2.4 Instalaciones y equipos	96
5.3 Muestreo de fangos de depuradora	119
5.4 Ensayos de choque	120
5.4.1 Ensayos en los circuitos nº1 (primario) y circuito nº2(secundario)	121
5.4.1.1 Calibración de sondas de contacto	122
5.4.1.2 Circuito nº1 primario	122

5.4.1.3 Circuito nº2 secundario	149
5.4.1.4 Consumos energéticos digestor D1	159
5.4.1.5 Balance energético y rendimiento de la instalación	164
5.4.2 Caracterización de los fangos de depuradora	167
5.5 Desarrollo de la experimentación.	167
5.5.1 Objetivo nº1	167
5.5.1.1 Circuito nº1 (primario) y circuito nº2 (secundario)	167
5.5.1.2 Digestores.Fango	170
5.5.2 Objetivo nº2	171
 6. PRESENTACION DE RESULTADOS	
6.1 Resultados en relación al objetivo nº1	172
6.1.1 Circuito nº1 primario	172
6.1.2 Circuito nº2 secundario	176
6.1.3 Consumos energéticos digestor D1 y D2	181
6.1.4 Balance energético y rendimiento de la instalación	184
6.1.5 Inoculación y estabilización de los digestores	185
6.2 Resultados en relación al objetivo nº2.	187
6.2.1 Necesidades energéticas.	187
6.2.2 Cálculo de la energía captadora	194
6.2.2.1 Elección de la inclinación óptima	194
6.2.2.2 Cálculo de la energía aprovechable	194
6.2.2.3 Intensidad útil y rendimiento del captador	194
6.2.2.4 Energía útil y determinación de la superficie necesaria	195
6.2.3 Aplicación de la necesidades energéticas y energía captadora	196
6.2.3.1 Caso 1: Provincia de Madrid. Latitud: 40° 26 ´ 59" .	197
6.2.3.2 Caso 2: Provincia de Málaga. Latitud: 36°43'13"N	215
6.2.3.3 Caso 3: Provincia de Avila . Latitud: 40.39 N	221
6.2.4 Estudio de rentabilidad de la instalación solar	226
6.2.4.1 Definiciones y proceso de cálculo	226
6.2.4.2 Aplicación del proceso de cálculo	228
 7. ANALISIS DE RESULTADOS	235
7.1 Análisis de los resultados en relación al objetivo nº1	235
7.1.1 Circuito nº1 primario	235
7.1.2 Circuito nº2 secundario	238
7.1.3 Consumos energéticos digestor D1 y D2.	240
7.1.4 Balance energético y rendimiento de la instalación	242
7.1.5 Inoculación y estabilización de los digestores	244

7.2 Análisis de los resultados en relación al objetivo nº2.	245
7.2.1 Aplicación de la necesidades energéticas y energía captadora	245
7.2.2 Estudio de rentabilidad de la instalación solar	247
8. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	248
8.1 Conclusiones en relación al objetivo nº1.	248
8.2 Conclusiones en relación al objetivo nº2.	248
9. FUTURAS LINEAS DE INVESTIGACIÓN.	250
10. BIBLIOGRAFIA	251
ANEXOS	256

RESUMEN

El consumo de energía es responsable de una parte importante de las emisiones a la atmósfera de CO₂, que es uno de los principales causantes del efecto invernadero en nuestro planeta. El aprovechamiento de la energía solar para la producción de agua caliente, permite economizar energía y disminuir el impacto del consumo energético sobre el medio ambiente y por tanto un menor impacto medioambiental.

El objetivo de la presente investigación consiste en estudiar el aprovechamiento solar para el calentamiento de los fangos en los digestores anaerobios mediante agua caliente circulando en el interior de un serpentín que rodea la superficie de dicho digestor, como apoyo a los métodos convencionales del calentamiento de fangos como la resistencia eléctrica o el intercambiador de calor mediante la energía obtenida por el gas metano producido en la digestión anaerobia.

Para el estudio se utilizaron 3 digestores, dos de los cuales se calentaron con agua caliente en el interior de un serpentín (uno aislado mediante una capa de fibra de vidrio y poliuretano y otro sin aislar). El tercer digestor no tenía calentamiento exterior con el objetivo de observar su comportamiento y comparar su evolución con el resto de los digestores. La comparación de los digestores 1 y 2 nos permitió estudiar la conveniencia de proveer de aislamiento al digestor. La transferencia de calor mediante serpentín de cobre dio valores comprendidos entre 83 y 92%.

La aplicación de la instalación a una depuradora a escala real para mantenimiento en el interior del digestor a $T=32^{\circ}\text{C}$ en diferentes climas: climas templados, cálidos y fríos, consistió en el cálculo de la superficie de colectores solares y superficie de serpentín necesario para cubrir las necesidades energéticas anuales de dicho digestor, así como el estudio de rentabilidad de la instalación, dando los mejores resultados para climas cálidos con períodos de retorno de 12 años y una tasa interna de rentabilidad (TIR) del 16% obteniendo una cobertura anual del 79% de las necesidades energéticas con energía solar térmica.

ABSTRACT

Energy consumption accounts for a significant part of the emissions of CO₂, which is one of the main causes of the greenhouse effect on our planet. The use of solar energy for hot water production. can save energy and reduce the impact of energy consumption on the environment and therefore a reduced environmental impact.

The objective of this research is to study the solar utilization for heating the sludge in anaerobic digesters by hot water circulating inside a coil surrounding the surface of digester, to support conventional heating methods sludge as the electrical resistance or heat exchanger by energy generated by the methane gas produced in the anaerobic digestion.

To study 3 digesters used two models which are heated with hot water within a coil (one insulated by a layer of fiberglass and polyurethane and other uninsulated) .The third digester had no external heating in order to observe their behavior and compare their evolution with the rest of the .The comparison digesters digesters 1 and 2 allowed us to study the advisability of providing insulation to the digester. Heat transfer through copper coil gave values between 83 and 92%.

The installation application to a treatment for maintaining full scale within the digester at $T = 32^{\circ}\text{C}$ in different climates: temperate, warm and cold climates, consisted of calculating the surface area of solar collectors and coil required to cover the annual energy needs of the digester, and the study of profitability of the installation, giving the best results for hot climates with return periods of 12 years and an internal rate of return (IRR) of 16% achieving an annual coverage of 79 % of energy needs with solar energy.

1.ANTECEDENTES

Título: Ingeniero de Caminos, Canales y Puertos por la Universidad Politécnica de Madrid. Especialidad Hidráulica y Energética. Promoción 2003. N° colegiado:21.170

El trabajo tutelado DEA lo realicé en septiembre de 2009 con una calificación de notable y el título se estableció "Empleo de la Energía Solar a los reactores biológicos. Ensayar sobre un sistema de fangos activos sobre digestión anaerobia" de acuerdo con los directores de tesis:

Aurelio Hernández Lehmann

Manuel Macías Miranda

Experiencia profesional:

- Empresa Hidroconsult Ingenieros S.L: Ingeniero de Caminos, Canales y Puertos (actualidad).

Estudios de Doctorado:

Estudios universitarios realizados en el programa de doctorado de Territorio y Medio Ambiente perteneciente al Departamento de Ordenación del Territorio, Urbanismo y Medio Ambiente de la E.T.S.I. de Caminos, Canales y Puertos de Madrid:

- Procesos de Eliminación de Nutrientes.
 - o Curso: 2.004-2.005
 - o Créditos: 3
 - o Fundamental
 - o Calificación : Notable (8,0)
- Desinfección en la reutilización de las aguas y lodos.
 - o Curso: 2.004-2.005
 - o Créditos: 5
 - o Fundamental
 - o Calificación : Notable (7,5)

-
- Procesos de depuración de aguas residuales industriales
 - o Curso: 2.004-2.005
 - o Créditos: 4
 - o Fundamental
 - o Calificación : Notable (8,0)

 - Legislación ambiental, impactos ambientales y auditoría
 - o Curso: 2.005-2.006
 - o Créditos: 5
 - o Fundamental
 - o Calificación : Notable (8,0)

 - Evaluación de impacto ambiental
 - o Curso: 2.005-2.006
 - o Créditos: 3
 - o Fundamental
 - o Calificación : Aprobado

2. GENERALIDADES

2.1 Sistema biológico por Fangos activos

2.1.1 Introducción.

El sistema de tratamiento de aguas residuales mediante fangos activos nació en 1882 con los primeros ensayos de aireación de efluentes, pero fue en 1914 cuando Arden y Lockett publicaron su definición. Más tarde siguieron los estudios en 1919 de Black y Phelps. En ambos casos descubrieron que cuando se introducía en la masa de agua residual burbujas de aire, las partículas coloidales en suspensión coagulaban y decantaban en un tiempo de un mes. Luego se demostró que introduciendo fango preformado en una proporción del 15 al 25 % se reducía el tiempo a seis horas con los mismos resultados.

La técnica aplicada en el proceso de fangos activos pretende aumentar la velocidad de transformación que se produce en los cauces naturales debido a la escasa concentración de contaminación, microorganismos, dotación de oxígeno y una mezcla poco óptima.

Por tanto, mediante fangos activos el proceso se acelera consiguiendo rendimientos del orden de 90 % mediante las siguientes actuaciones:

- Aumento de la concentración de microorganismos en el reactor (de 3 a 5 g SST/l) por retención de biomasa en el decantador secundario con recirculación al reactor
- Aireación artificial para la aportación de O₂
- Agitación forzada que permite un mejor contacto entre fango activo, agua residual y oxígeno

Mediante la inyección de aire se produce la coagulación de aquellas sustancias en suspensión, que por su estado son incapaces de sedimentar por si solas.

Los efectos del sistema son:

- Coagulación
- Sedimentación
- Arrastre de bacterias en un 90-98%

-
- Estabilización de la materia orgánica
 - Oxidación de la materia carbónica

2.1.2. Proceso de fangos activos

El proceso de fangos activos se produce por la acción de microorganismos que se desarrollan gracias a la existencia de materia orgánica carbonácea, DBO, y nutrientes como N y P, y otros oligoelementos requeridos para el proceso aerobio. Dicha materia y nutrientes así como el resto de oligoelementos se encuentran en el substrato del agua residual que junto con el oxígeno incorporado y agitado permite el crecimiento de dichos microorganismos, que formarán la biomasa.

De la cantidad de substrato (materia orgánica incorporada) dependerá el crecimiento de los microorganismos.

Los flóculos de fango activado están constituidos por bacterias y protozoos. El Carbono, nitrógeno y fósforo intervienen en su estructura en una proporción de 5:1:0,15.

La existencia en exceso de compuestos orgánicos que son tóxicos en concentraciones elevadas y de metales pesados, pueden inhibir el proceso o destruirlo.

Los microorganismos después de un período de aclimatación pueden aceptar concentraciones relativamente altas, eliminando cantidades dependiendo del metal, como se presenta a continuación:

	Influente (mg/l)	efluente(mg/l)
Cromo	2,20	0,90
Cobre	0,50	0,10
Cinc	0,70	0,40

(Aurelio Hernández Muñoz. Colección Señor. Depuración de aguas residuales.1998)

2.1.3. Parámetros de diseño

Los parámetros de diseño para los procesos de fangos activos son los siguientes:

2.1.3.1 Factores de carga

2.1.3.1.1 Carga másica

Es la relación entre Kg de DBO₅ introducidos por día en una balsa de activación y Kg de fangos contenidos en dicha balsa o reactor biológico:

$$C_m = \frac{Kg\ DBO_5/dia}{Kg\ de\ fango} \quad (1)$$

La carga másica representa la relación existente entre la cantidad de alimento y el contenido de microorganismos. Determina además el rendimiento de depuración del proceso de fangos activos. Los valores de C_m utilizados para una depuradora biológica completa han de ser menores a 0,4 Kg/(Kgd).

2.1.3.1.2 Carga volumétrica

Indica los Kg de DBO₅ introducidos por día y por m³ en el reactor biológico. Son los Kg de DBO₅ por día que pueden ser tratados dependiendo del volumen del reactor.

$$C_v = \frac{Kg\ DBO_5/dia}{m^3\ de\ balsa} = \frac{C_v}{C_m} \quad (2)$$

2.1.3.2 Concentración de fangos activos (MLSS)

Es la cantidad de sólidos existentes en el reactor por unidad de volumen. Corresponde a la cantidad de sólidos en suspensión del líquido mezcla (agua bruta+fango+aire). Se mide en g de lodos /m³ de reactor o Kg de lodos/ m³.

2.1.3.3 Consumo de oxígeno

La introducción de oxígeno es necesario para las reacciones químicas de la materia orgánica y la respiración de los microorganismos en el proceso biológico. La cantidad de oxígeno dependerá de :

-
- La DBO₅ del agua que se introduce
 - La cantidad de sólidos que hay en el tanque.

2.1.3.3.1 Necesidad de oxígeno

La necesidad de oxígeno puede establecerse por la relación:

$$ON = dD + 0.7CM \quad (3)$$

Siendo:

- ON= consumo de oxígeno o cantidad de oxígeno necesario en (Kg de O₂/día)
- d=Coeficiente de demanda potencial del agua que se introduce 0,4 a 0,7, referido a la D.B.O
- C= coeficiente de demanda de los microorganismos de los lodos 0,08 a 0,14
- M= contenido total de sólidos en balsa (Kg M.L.S.S)
- D=Kg de DBO₅/día que se introducen.

2.1.3.3.2 Crecimiento bacteriano

El grado de reproducción depende de la concentración del substrato , de los nutrientes y de la temperatura.

Basado en el rango de temperatura a la cual proliferan, las bacterias se pueden clasificar en psicrófilas con rangos de temperatura de -2 a 30 (óptimo de entre 12 y 18), mesófilas entre 20 y 45 (óptimo entre 25 y 40) y termófilas entre 45 y 75 (óptimo entre 55 a 65).

Una temperatura elevada implica la aceleración de la putrefacción aumentando la demanda de oxígeno, y disminuyendo la solubilidad del mismo, pudiendo actuar la temperatura como un factor de control o factor letal.

Para el estudio del efecto de la temperatura en los microorganismos existen tres valores de temperatura : temperatura máxima, mínima y óptima. El rango de temperatura en el cual es posible el crecimiento se encuentra entre la temperatura máxima y mínima. La temperatura óptima, suele estar más cerca de la temperatura máxima que la mínima. Las temperaturas anteriores se relacionan con la velocidad de crecimiento de los microorganismos y no con la producción máxima de células.

A temperatura mínima, el crecimiento de los microorganismos es bajo, aumentando exponencialmente su velocidad con el aumento de la temperatura. El máximo se alcanza a la temperatura óptima y cae bruscamente a unos pocos grados por encima del óptimo.

Todo organismo está formado por proteínas y dichas proteínas tiene una temperatura crítica. Por encima de esta temperatura se destruiría el sistema enzimático del organismo.

El tiempo de exposición de los organismos a temperaturas anormales (altas o bajas) y los cambios bruscos en el calentamiento o en el enfriamiento van a determinar la adecuación o destrucción de los sistemas biológicos por dichas temperaturas.

La curva de crecimiento de las bacterias comprende 4 zonas:

- De retardo durante el cual los microorganismos se aclimatan al nuevo medio de vida
- De crecimiento constante. La célula se divide a velocidad constante. Hay alimento en exceso y el crecimiento depende del sustrato
- Estacionaria. Crecimiento nulo como consecuencia de la constancia del alimento.
- De decrecimiento. Al terminarse el alimento y comenzar la escasez aparece la denominada fase endógena, donde los microorganismos consumen primero sus propias reservas de protoplasma, y posteriormente unos sirven de alimento a otros.

Figura 2.1. Curva de crecimiento de las bacterias

2.1.3.3.3 Edad del fango

Es la relación entre la masa de lodos activos existentes en el reactor biológico y la masa de lodos eliminados por unidad de tiempo.

El período de retención de los lodos en una depuradora funcionando adecuadamente es de 3 a 12 días, con rendimientos en la eliminación de DBO5 del 85% al 90%.

Por debajo de los 3 días (edad mínima requerida) se produce el lavado de los predadores y la ruptura de los flóculos, siendo pobre el lodo sedimentado, disminuyendo la calidad del efluente.

A una edad de los lodos mayor de 10 días, aumenta la posibilidad de ruptura de los flóculos debido a la alteración de la biomasa que los forma y se produce la defloculación de los flóculos de los lodos aumentando la turbidez del efluente.

Aumentando la edad de los lodos entran en acción parámetros como la nitrificación. Hecho que ocurre cuando la edad del fango es superior a 6 días en climas templados y a mucha menor edad en climas cálidos.

2.1.3.3.4 Índice de Mohlmann e índice volumétrico

Se define como el volumen en mililitros ocupado por un gramo de sólidos del líquido mezcla, después de 30 minutos de sedimentación en una probeta de 1000 l.

Este parámetro intenta expresar la concentración real de los sólidos que hay dentro del reactor, indicando la eficacia de la floculación en el reactor biológico.

El índice volumétrico representa el volumen en ml, ocupado por los fangos, después de un tiempo de decantación en la probeta de 1 l.

$$IM = \frac{(I.V\ 30)ml}{(MLSS)g} \quad (4)$$

2.1.3.3.5 Tiempo de aireación

Es el tiempo, durante el cual se incorpora oxígeno y se produce la depuración. Se determina indirectamente por la carga volúmica, pero varía en función de las fluctuaciones básicas del efluente.

2.1.3.3.6 Temperatura del agua

La temperatura del agua determina el porcentaje de saturación en O_2 del agua, influyendo sobre la posibilidad de disolución de oxígeno en el agua y velocidad del desarrollo de bacterias. Así, a mayor temperatura mayor multiplicación, pero el oxígeno disuelto es menor, luego exige mayor aireación.

2.1.3.4 Recirculación de fangos

Los fangos sedimentados en el decantador secundario se recirculan en parte al reactor biológico, con objeto de mantener el valor del M.L.S.S. Se ha de cumplir el principio de la continuidad, es decir, el caudal que entra ha de ser igual al caudal que sale.

Figura 2.2. Esquema recirculación de fangos

De tal forma que la ecuación es :

$$\frac{R}{Q} = \frac{C_s I.M}{(1000 - C_s I.M)} \quad (5)$$

Donde:

- R= Caudal de recirculación de lodos
- Q= Caudal nominal de aguas residuales a tratar
- C_s =concentración de lodos en la balsa
- I.M= Índice de Mohlmann

2.1.4 Biodegradabilidad del efluente

Es la relación de la demanda bioquímica de oxígeno y la demanda química de oxígeno. Mediante este parámetro podemos determinar si la sustancia a depurar es de origen doméstico o industrial, y señala el método de depuración más adecuado.

La solubilidad del oxígeno en el agua depende de la temperatura, de forma que a mayor temperatura disminuye el porcentaje de saturación del oxígeno disuelto.

Si disminuye la temperatura, disminuye la velocidad de crecimiento de las bacterias, por lo que desciende el porcentaje de eliminación de DBO₅, disminuyendo la decantación.

Así obtenemos que:

- Si $DBO_5/DQO > 0,4$ es biodegradable pudiéndose utilizar sistemas biológicos de fangos activos para su depuración
- Si $0,2 < DBO_5/DQO < 0,4$ es biodegradable pero no es recomendable sistemas de fangos activos
- Si $DBO_5/DQO < 0,2$ no es biodegradable, o poco biodegradable, por lo que no es recomendable utilizar métodos biológicos. Es necesario recurrir a procesos químicos.

2.1.5. Tipos de procesos de fangos activos

2.1.5.1 Proceso convencional

La recirculación se realiza en un solo punto a la entrada del agua en el tanque, y esta mezcla agua-fango va recorriendo el tanque desde la entrada a la salida de forma conocida como flujo en pistón, con una fuerte tasa de crecimiento inicial del cultivo que va descendiendo hacia el final del tanque.

2.1.5.2 Mezcla completa

La recirculación se realiza en varios puntos mezclándose con el agua previamente. De esta forma se tiene una concentración homogénea en todo el tanque. El mismo efecto puede tenerse haciendo la entrada agua-fango en un solo punto, pero manteniendo un sistema de agitación y una disposición de la entrada y salida, de forma que se conserve la homogeneización de la mezcla en todo el tanque.

2.1.5.3 Alimentación escalonada

En este proceso se regula la alimentación del agua, graduándola a lo largo del tanque con objeto de igualar la carga másica en todo el tanque. La aireación puede hacerse de forma uniforme o también graduada.

2.1.5.4 Contacto-estabilización

El tanque de aireación queda dividido en dos partes. Una de ellas donde se realiza el contacto o mezcla del agua y el fango, constituyendo el tanque de floculación. El segundo tanque se llama de activación, recibe el fango recién cogido del decantador, en él se airea sin presencia de sustancias orgánicas de nuevo aporte, y por ello se agotan las reservas de materia orgánica presente en el proceso.

2.1.5.5 Aireación prolongada

En este tipo de proceso los tiempos de retención celular e hidráulica son muy elevados. Así el fango llega a estabilizarse aeróbicamente.

2.1.5.6 Doble etapa

En este proceso se utilizan dos procesos convencionales de fangos activos en serie. Se utiliza este procedimiento en casos de alta carga de DBO₅ inicial, obteniéndose altos rendimientos y consumos energéticos más bajos.

2.1.5.7 Proceso De Kraus

Consiste en recircular el fango estabilizado aeróbicamente cuando se ha producido en él un proceso de nitrificación.

2.1.5.8 Aireación graduada

Consiste en un proceso convencional, de flujo en pistón donde se regula la entrada de aire graduando su proporción a lo largo del tanque. De esta forma se reduce en la parte final del tanque, donde la demanda ha decrecido en relación a la demanda del comienzo del tanque.

2.1.5.9 Utilización de oxígeno puro

El aire se sustituye por oxígeno puro, introducido en tanques cerrados. El volumen del tanque puede reducirse en estos casos, y la cantidad de fango producido es sensiblemente menor. Se aumenta así la actividad bacteriana, decrece el volumen de lodos y el volumen del tanque de aireación se reduce en un 30 %.

2.1.6. Tipos de reactores

La forma del tanque de fangos activos está relacionada directamente con el sistema de agitación y/o aireación empleado. Una de las funciones de la aireación del agua en el proceso consiste en crear las condiciones de turbulencia necesarias para que se realice una buena mezcla entre el aire, el agua, y el fango. En el caso de agitación por aire, es preciso que el sistema de aireación actúe en todo el tanque sin dejar zonas muertas, es decir, la forma del tanque ha de adaptarse al régimen hidráulico interior, creado por la aireación.

Los tipos de tanques son los siguientes:

Tanques para difusión de aire por burbujas

Tanques para aireadores superficiales o sumergidos de eje vertical

Tanques para aireadores superficiales de eje horizontal

Tanques con agitación y aireación separados

Unidades Combinadas

Depósitos profundos

Utilización de oxígeno

2.1.7. Sistemas de aireación

El oxígeno introducido en el reactor biológico lleva al proceso a un sistema aeróbico, siendo captado de forma directa por los microorganismos.

El oxígeno puede introducirse incorporando aire al líquido del reactor, o mediante oxígeno puro. Los métodos básicos para airear agua residual son:

- Introducir aire u oxígeno puro por medio de difusores porosos sumergidos o boquillas
- Agitar mecánicamente el agua residual de forma que facilite la disolución del aire de la atmósfera.
- Agitar mecánicamente el agua con elemento sumergido, a la vez que se incorpora aire.

Entre los sistemas de aireación se encuentran:

Difusores.

Aireadores de superficie.

Aireadores fijos.

Aireadores de turbina sumergida.

Difusores de chorro.

Agitadores mecánicos horizontales.

Propulsores sumergidos.

Utilización de oxígeno puro.

2.1.8. Influencia de la temperatura en la línea de aguas del proceso biológico de fangos activos.

Pretratamiento:

La velocidad de caída de las partículas depende de dos parámetros: la dimensión de las partículas y la temperatura del agua. A continuación se presenta una tabla donde se refleja la densidad y la viscosidad en agua pura según la temperatura:

Tabla 2.1 Influencia de la temperatura en el pretratamiento

<i>Temperatura °C</i>	<i>Densidad g/cm3 ρ</i>	<i>Viscosidad cinemática (10⁻² cm²/s)</i>
0	0,99987	1,7923
2	0,99987	1,6741
4	1,00000	1,5676
6	0,99997	1,4726
8	0,99998	1,3874
10	0,99973	1,3101
12	0,99952	1,2396
14	0,99927	1,1756
16	0,99897	1,1168
18	0,99862	1,0618
20	0,99823	1,0105
22	0,99780	0,9629
24	0,99733	0,9186
26	0,99681	0,8774
28	0,99626	0,8394
30	0,99568	0,8039

Como puede observarse en la tabla a medida que la temperatura aumenta disminuye la densidad y viscosidad el agua por lo tanto la velocidad de caída aumenta, ya que la velocidad de caída se obtiene de la siguiente forma:

- Para $Re < 1$ (régimen laminar): $v = 1/18 * g/u * (\rho_d - \rho) / \rho * d^2$
- Para $Re > 1$ (régimen turbulento) $v = (10/3 * (\rho_d - \rho) / \rho * g * d)^{1/2}$

En la siguiente tabla se recoge la velocidad de caída de partículas esféricas de arena ($\rho_d = 2,65$ g/cm3), en agua pura y según la salinidad, para $0,5 < Re < 10^4$, para temperaturas de 10 °C y 20°C.

Por tanto, como $L = \text{longitud de desarenador} = t * V_H$. Donde t es el tiempo de retención de la partícula y depende de la Velocidad de caída. Por tanto, a mayor temperatura, V_s aumenta y t disminuye, disminuyendo por tanto la longitud del desarenador.

Tratamiento biológico

La temperatura influye en la oxidación de los lodos y en el desarrollo de los microorganismos.

A temperaturas bajas, especialmente en invierno, el ritmo de crecimiento de los microorganismos es menor y por tanto, menor oxidación y un mayor almacenamiento de residuos en las células de los organismos. Por lo tanto, hay un aumento de producción de lodos con una menor actividad biológica. Es decir, los lodos son más ligeros. Las condiciones óptimas de carga y aireación cambian. Requiriéndose menos aire y habiendo más sólidos en suspensión.

A temperaturas altas, el funcionamiento de la estación depuradora es más satisfactorio, dentro de un cierto margen de cargas y aireación.

El efecto de la temperatura sobre la velocidad de reacción de un proceso biológico se suele expresar de la siguiente manera:

$$r^T = r_{20} \theta^{(T-20)} \quad (6)$$

donde:

r_T = Velocidad de reacción a $T^\circ\text{C}$

r_{20} = Velocidad de reacción a 20°

θ = coeficiente de actividad-temperatura

T = temperatura en $^\circ\text{C}$

En la siguiente tabla se incluye los valores típicos para los procesos biológicos más utilizados.

Tabla 2.2 Valores típicos para los procesos biológicos

Proceso	Valor de θ	
	Intervalo	Valor típico
Fangos activados	1,00-1,08	1,04
Lagunas aireadas	1,04-1,10	1,08
Filtros percoladores	1,02-1,08	1,035

Otros autores consideran θ entre 1,07 a 1,15. Según el Manual of Practice se da una variación lineal de r en 2 zonas: entre 10°C y entre 20 y 30°C . El valor apropiado es de 1,07.

Para garantizar una nitrificación completa por debajo de 12°C no es práctica económicamente hablando. En el límite superior hay pocas instalaciones diseñadas para una temperatura superior a 15 °C.

Comparando distintos autores se considera , según Eduardo Ronzano los valores propuestos por Marais.

$$r_{n14} = 0.18 \text{ d}^{-1}$$

$$\theta = 1,123$$

Para elegir la temperatura mínima en relación al crecimiento de los nitrosomas, es preciso tener en cuenta:

- El factor económico: tratar de obtener una nitrificación completa para temperaturas inferiores a 12°C es poco realista.
- Las variaciones eventuales de carga y estudiar la situación más crítica. Multiplicando en un cierto período la edad mínima dada por la temperatura por el factor de carga recibido por la planta.
- La inercia del sistema. Puede considerarse que la temperatura mínima de cálculo es el valor medio, calculado durante las dos semanas más frías del año. Esta inercia se verifica : para el comienzo de la nitrificación en invierno, a temperaturas próximas a las mínimas teóricas, son necesarios tiempos muy largos, a veces superiores a dos meses.

En una instalación en la que la nitrificación funciona correctamente, no disminuirá su rendimiento hasta que transcurra un largo período a temperaturas inferiores a las mínimas teóricas.

Respecto a la oxigenación, la velocidad de disolución del oxígeno varía con la temperatura según:

$$CT = 1.024^{T-10} \quad (7)$$

La influencia de la temperatura sobre CS((saturación en agua clara a temperatura T y a presión atmosférica normal)).

Tabla 2.3 Influencia de la temperatura entre CS.

<i>T (C°)</i>	<i>CS (mg*I-1)</i>	<i>CT</i>	<i>T(C°)</i>	<i>CS (mg*I-1)</i>	<i>CT</i>
1	14,23	0,81	16	9,95	1,15
2	13,84	0,83	17	9,74	1,18
3	13,48	0,85	18	9,54	1,21
4	13,13	0,87	19	9,35	1,24
5	12,80	0,89	20	9,17	1,27
6	12,48	0,91	21	8,99	1,30
7	12,17	0,93	22	8,83	1,33
8	11,87	0,95	23	8,68	1,36
9	11,59	0,98	24	8,53	1,39
10	11,33	1,00	25	8,38	1,43
11	11,08	1,02	26	8,22	1,46
12	10,83	1,05	27	8,07	1,50
13	10,60	1,07	28	7,92	1,53
14	10,37	1,10	29	7,77	1,57
15	10,15	1,13	30	7,63	1,61

Decantación secundaria

Cuando baja la temperatura, aumenta la viscosidad del licor (entre 14 y 2°C, pasa del 100 al 137), lo que supone una decantación más difícil.

En el caso de España las temperaturas de 2 a 3°C son muy poco frecuentes.

Cuando disminuye la temperatura, para conservar la misma concentración de materias en suspensión, se puede disminuir la concentración de fangos del licor. Pero a su vez, la disminución de temperatura también significa una actividad bacteriana menor, y para conseguir la misma DBO disuelta, se debe compensar con una mayor concentración de fangos.

Así, cuando baja la temperatura, hay una contradicción entre los métodos para conservar la misma concentración de materias en suspensión, del agua tratada por un lado y la misma DBO disuelta por otro. Generalmente los problemas de

materias en suspensión son más graves que los de la contaminación disuelta, y con bajas temperaturas la mejor solución consiste en disminuir la concentración. Cuando la temperatura baja de 15 a 6°C, en media carga se recomienda bajar la concentración un 10%.

La densidad del agua disminuye con la temperatura. La viscosidad disminuye al aumentar la temperatura, mientras que las velocidades de reacción aumentan con la temperatura. Todos estos factores afectan a los procesos de coagulación-floculación y posterior decantación.

Otras veces el efecto de la temperatura se utiliza como base de un proceso. Por ejemplo, la solubilidad de los gases, y en particular del oxígeno, disminuye al aumentar la temperatura, propiedad que se utiliza en la desgasificación térmica del agua.

La acción principal de la temperatura está en relación con:

- La acción metabólica de los microorganismos, con una acción creciente desde los 14 °C hasta los 32 °C, que vuelve a ser decreciente desde los 32 °C hasta los 35°C, dentro de la zona mesofílica
- Transferencia de oxígeno. Según Pasveer la transferencia de oxígeno es casi constante en temperaturas entre 5 y 30 °C, ya que a medida que aumenta la temperatura, el oxígeno de saturación disminuye, pero aumenta el coeficiente de transferencia (en el caso de sistemas de aireación neumática o de poca turbulencia)
- Para la aireación natural puede adoptarse el modelo dado por Churchill, $D=D_0 \cdot e^{-K_2 \cdot t}$: donde D_0 a 10 °C, coeficiente relativo 1, K_2 sigue una progresión geométrica incrementándose un 2,41 % por °C. Para aireadores mecánicos pueden considerarse los siguientes valores relativos de transferencia de oxígeno.

Tabla 2.4 Transferencia de oxígeno a diferentes temperaturas

<i>Temperatura del agua °C</i>	<i>5</i>	<i>50</i>	<i>15</i>	<i>20</i>	<i>25</i>	<i>30</i>
Valor relativo de Transferencia de O ₂	1,12	1	0,9	0,8	0,73	0,69

-
- La desnitrificación. La variación de la constante de desnitrificación con la temperatura puede representarse por la ley de Arrhenius.: $K = K_0 \cdot e^{-E/RT}$, donde K_0 =factor de frecuencia, E =energía de activación (calg* mol^{-1}), R =constante universal de gases(calg* $\text{mol}^{-1}\text{K}^{-1}$), T = temperatura absoluta ($^{\circ}\text{K}$)

La influencia principal de la temperatura en la coagulación es su efecto sobre el tiempo requerido para una buena formación de flóculos. En general, cuanto más fría se encuentre el agua más largo es el tiempo requerido para producir buenos flóculos con una determinada cantidad de coagulante.

Medida de la temperatura:

Los termómetros más utilizados son los que utilizan la dilatación del mercurio o del alcohol o los de resistencias, que se fundan en medida de la variación, con la temperatura, de la resistencia eléctrica de un hilo metálico. Los más sensibles termistores, son los contruidos con óxidos de manganeso, níquel cobalto, cobre y otros elementos, los cuales presentan una marcada disminución de la resistencia al aumentar la temperatura.

La medida debe realizarse a la vez que se realiza la toma de muestras, midiendo la temperatura del agua y la del aire, anotando la hora en que se hace, ya que ésta varía a lo largo del día.

En la digestión anaerobia:

Los microorganismos metanogénicos implicados en la digestión anaerobia son muy sensibles a los cambios de temperatura, presentando intervalos de operación muy limitados.

La temperatura también afecta a las constantes de equilibrio físico-químico (solubilidad de gases como el anhídrido carbónico y sales, constantes de disociación,etc.) siendo una medida imprescindible de controlar. De ahí la importancia de los fallos que se puedan producir en los sistemas de calefacción.

A temperaturas por debajo de 20°C la digestión puede verse limitada por la velocidad de la primera etapa (hidrólisis), siendo función de la temperatura de digestión el tiempo necesario para la estabilización de los lodos.

En la siguiente tabla se presenta la relación entre la temperatura y el tiempo necesario para alcanzar el 90 % de la digestión.

Tabla 2.5 Tiempo para alcanzar el 90% de la digestión según la temperatura

<i>Temperatura</i>	<i>Tiempo en días</i>
12°C	55
24°C	35
30°C	26
35°C	24

El intervalo de temperatura más utilizado para operar los digestores es de 30 a 35°C, manteniéndose la temperatura lo más constante posible, en un intervalo de 1°C a 2°C, debido a que los cambios bruscos no favorecen a los organismos que intervienen en el proceso.

2.1.9. Rendimientos

La relación entre la carga másica y el Índice de Mohlmann nos permite determinar tres zonas donde es mínimo el I.M y por tanto, la floculación se produce mejor en los reactores biológicos.

Zona A: Zona de alta carga

Zona B= Zona carga media

Zona C= Zona de aireación prolongada

Los rendimientos en DBO₅ que se pueden obtener son los siguientes:

- Rendimientos alta carga: 80%
- Rendimientos de carga media: 90 %
- Rendimientos con aireación prolongada: 96%

Conocido el rendimiento a alcanzar, en función de las condiciones de vertido, se adoptarán los sistemas de baja, media o alta carga. Cuanto más baja carga se adopte se obtienen mayores rendimientos, pero se precisan mayores volúmenes y mayor consumo energético.

2.1.10. Ventajas e inconvenientes del sistema de fangos activos

2.1.10.1 Ventajas

- La fauna de los fangos activos se reduce a la acción de microorganismos sin forma de vida superior, y constituye una masa homogénea.

-
- La masa microbiana se controla purgando.
 - Versatilidad, ya que sus parámetros pueden ser controlados.
 - No existen insectos en superficie.
 - Se consigue una oxidación de las sustancias químicas, tal como la nitrificación.
 - Puede reducirse la reducción de compuestos orgánicos peligrosos.

2.1.10.2 Inconvenientes

- Es un proceso sensible a la oscilación de cargas contaminantes, de caudal y tóxicos.
- El consumo energético es importante.
- Influyen las bajas temperaturas.
- En explotación es del orden de un 20 al 40% más caro que los lechos bacterianos.

2.2 Balance energético en la gestión de fango

2.2.1 La demanda energética en los diferentes sistemas biológicos.

En la siguiente tabla se incluyen las distintas demandas energéticas según distintos sistemas biológicos.

Una alternativa consiste en procesos biológicos seriados, como el sistema de doble etapa AB (casos de alta carga de DBO₅ inicial):

Figura 2.3 Demandas biológicas según sistemas biológicos

Donde,

STAB=Oxidación prolongada.

B.B= Sistema de fangos activos de una etapa.

BB+BB= sistema biológico con doble etapa.

TK= Lecho bacteriano de una etapa.

TK+BB= Lecho bacteriano+fangos activos.

TK+TK=Lecho bacteriano+lecho bacteriano.

EN= Energía requerida para nitrificación.

E(biol)= Energía requerida para proceso biológico.

2.2.2 Consumos energéticos en las distintas etapas de la depuración de aguas residuales

Como orden de magnitud de las potencias instaladas, requeridas en una depuradora se puede considerar para el tratamiento primario 0,008Kw/hab y para el tratamiento primario y secundario 0,012 Kw/hab³³.

Un estudio realizado por el U.S.Department of energy, publicado en 1979 considera los siguientes consumos energéticos:

Tabla 2.6 Procesos en línea de agua y fangos

	Energía Específica wh/m³
- Decantación primaria	2,03
- Lechos bacterianos	75,84
- Biodiscos	147,12
- Fangos activos, convencional	182,06
- Fangos activos, contacto-estabilización	189,45
- Fangos activos, aireación prolongada	480,31
- Físico-químico, con cal	29,02
- Nitrificación	98,74
- Desnitrificación	75,79
- Cloración	56,97
- Digestión aerobia	394,14
- Digestión anaerobia	45,47
- Lecho de secado	1,21
- Filtro de vacío	29,87
- Centrífuga	15,16
- Filtro prensa	249,32
- Espesamiento por gravedad	0,75
- Espesamiento por flotación	53,13
- Transporte a vertedero	14,25
- Utilización de gas de digestión (Aportación)	109,71

La energía específica se puede estimar en las siguientes tablas (HERNÁNDEZ MUÑOZ, A):

Tabla 2.7. Energía específica (Kw*h/KgDBO reducido)

Proceso específica	DBO ₅ del efluente mg/l	Energía Kw*h/KgDBO ₅ red
Fangos activos convencional	20	0,86-2,46

Tabla 2.8. Energía específica para espesado (Kwh/t de M.S)

Proceso	Tipo de fango	Concentración salida (%)	Salida específica (Kwh/t de M.S)
Gravedad	Primario	5-10	1,30-2,80
Gravedad	Secundario	2-3	4,40-13,0
Gravedad	Mezcla	3-5	2,60-8,00
Flotación	Secundario	3-5	142,0-240,0

Tabla 2.9 Energía específica para estabilización de fangos (Kwh/t de M.S)

Proceso	Energía eléctrica (Kwh/t de M.S)	Combustible (Kwh/t de M.S)	Energía total (Kwh/t de M.S)
Digestión aerobia	1950	-	1950
Digestión anaerobia			
Sin uso del gas	230	630	860
Con uso del gas	90	70	160
Incineración			
Sin recuperación	80	1820	1900
Con recuperación	80	610	690

Tabla 2.10 Energía específica para deshidratación (Kwh/t de M.S)

Proceso	Concentración final (%)	Reactivos (Kwh/t de M.S)	Energía propia (Kwh/t de M.S)	Energía propia (Kwh/t de M.S)
(Kw3h/t de M.S)				
Eras de secado	40-55	-	1,10-2,20	1,10-2,20
Filtro de vacío	12-25	0,90	33,0-77,2	33,9-78,10
Centrifuga	12-25	0,90	11,0-33,0	11,9-33,9
Filtro banda	16-32	0,90	33,0-66,0	33,9-66,9
Filtro prensa	30-40	4,90	33,0-60,0	37,9-64,9

Tabla 2.11. Energía específica para transporte y vertido (Kwh/t de M.S)

Contenido de M.S (%)	Energía Transporte (Kwh/t de M.S)	Energía en vertedero (Kwh/t de M.S)	Energía Extendido (Kwh/t de M.S)
15	2,25	15,10	61,10
25	1,45	8,40	33,80
35	0,95	6,10	23,50
50	0,65	3,80	16,40

Según D. Allain los consumos de una depuradora se pueden resumir en las siguientes tablas:

Tabla 2.12. Potencia necesaria en depuración (Kw)

Número de habitantes	10.000	100.000	1.000.000
Pretratamiento y Decantación primaria	8,4	71	580
Tratamiento secundario	25	240	2400
Total en depuradora Convencional	33	310	3000

**Tabla 2.13. Potencia necesaria en el tratamiento de fangos (Kw)
(excluida la digestión)**

Número de habitantes	10.000	100.000	1.000.000
Lodos primarios	2	16	100
Lodos secundarios	5	27	230
Total	7	43	330

Tabla 2.14. Potencia necesaria en digestores (Kw)

Número de habitantes	10.000	100.000	1.000.000
Potencia mecánica	8	44	75
Potencia máxima Calorífica	100	1.000	10.000
Potencia mínima Calorífica	50	500	5.000

Tabla 2.15. Potencia de gas y potencia calorífica

Número de habitantes	10.000	100.000	1.000.000
Producción de gas (m3/día)	490	4900	49000
Potencia calorífica (Kw)	130	1300	13000

Tabla 2.16. Potencia recuperable en Kw

Número de habitantes	10.000	100.000	1.000.000
Potencia mecánica	49	460	4600
Potencia calorífica	59	590	5900

2.2.3 Producción de gas y utilización del gas producido

Volumen de metano

Los productos finales de la respiración y oxidación que se producen durante la digestión anaerobia, son gas metano y dióxido de carbono. La energía producida por la combustión del gas de digestión nos permitirá aplicar motores de gas. Mediante la aplicación de estos motores se genera energía que puede cubrir parte de la demanda energética de la planta.

La producción total de gas depende de la cantidad de alimento consumido por las bacterias o cantidad de sustrato eliminado en el proceso.

La cantidad de metano producido se puede calcular mediante la siguiente ecuación:

$$V_{CH_4} = (0,3516)[S_0 - S] \left(\frac{1}{1000} \right) - 1,42P_x \quad (8)$$

donde:

V_{CH_4} = volumen de metano producido en condiciones estándar (0°C y 1 atm), m³/d.

Q = caudal en m³/d

S_0 = DBO_L última del afluente, mg/l

S = DBO_L última del afluente, mg/l

P_x = masa neta de tejido celular producida diariamente, Kg/d cuyo valor depende entre otros del tiempo medio de retención celular en d que depende de la temperatura según la siguiente tabla:

Tabla 2.17 Valores tiempo medio de retención celular

<i>Temperatura de funcionamiento °C</i>	θ_c^M	θ_c
	<i>Días (mínimo)</i>	<i>Días(recomendado para el proyecto)</i>
18	11	28
24	8	20
30	6	14
35	4	10
40	4	10

La composición volumétrica del gas generado en la digestión anaerobia del fango de aguas residuales contiene del 65-70 % de CH_4 , 25-30 % de CO_2 y pequeñas cantidades de N_2 , H_2 , H_2S , vapor de agua y otros gases.

La producción total de gas se suele estimar a partir de la reducción del porcentaje de sólidos volátiles.

Según Metcalf & Eddy los valores varían entre 0,75 y 1,12 m^3/Kg de sólidos volátiles destruidos.

Según Eckenfelder

1-1,25 m^3/Kg SV destruidos

0,30-0,42 CH_4/Kg DQO destruido

Según Brady : 0,44-0,75 $m^3 /KgSV$ destruido.

La producción de gas puede fluctuar en un amplio intervalo en función del contenido en sólidos volátiles del fango crudo, y de la actividad biológica desarrollada en el digestor.

La producción de gas también se puede estimar de forma aproximada en base a la aportación por habitante. En plantas de tratamiento primario de aguas residuales domésticas de concentración media, la producción normal varía entre 15 y 22 $m^3/1000$

hab/d. En plantas de tratamiento secundario, la producción de gas aumenta hasta valores cercanos a 28 m³/1000 hab/d.

El gas se puede almacenar a baja presión en gasómetros externos dotados de cubiertas flotantes, o en tanques de presión cuando se utilizan compresores de gas a alta presión. El gas no consumido se debe quemar en una antorcha. Para conocer la cantidad de gas producido y de gas consumido o quemado, se deberán instalar medidores de caudal de gas.

Digestión termofílica

La digestión termofílica se produce a temperaturas situadas entre 49 y 57°C, de forma que se produzcan las condiciones adecuadas para la actividad de las bacterias termofílicas.

La digestión termofílica se lleva a cabo a una velocidad muy superior a la de la digestión mesofílica. Además de un aumento de la capacidad de tratamiento del fango, mejora de las características de deshidratación del fango, y aumento de la destrucción de bacterias. Como inconvenientes se encuentran las mayores necesidades energéticas para el calentamiento, la peor calidad del sobrenadante obtenido, la generación de olores y la menor estabilidad del proceso.

Digestión aerobia del fango

Dos de las desventajas de este proceso en relación a la digestión anaerobia son el mayor nivel energético asociado al suministro del oxígeno necesario, y que es un proceso muy sensible a la temperatura.

Las variantes del proceso más utilizadas son la digestión aerobia convencional y la digestión aerobia con oxígeno puro. Existen dos variantes más, la digestión aerobia termofílica y la digestión criofílica aunque existen muy pocas unidades de estas características en funcionamiento. El proceso más comúnmente empleado es la digestión aerobia con aire.

Dado que la mayoría de los tanques de digestión aerobia se encuentran al aire libre y en contacto con la atmósfera, la temperatura del líquido contenido en el digestor dependerá de las condiciones climáticas. Al igual que en el resto de sistemas biológicos,

las bajas temperaturas ralentizan el proceso, mientras que las temperaturas elevadas lo aceleran.

Digestión aerobia con oxígeno puro

Es especialmente indicado para climas fríos, debido a su relativa insensibilidad a los cambios de temperatura del aire ambiente gracias al aumento de la actividad biológica y a la naturaleza exotérmica del proceso. El mantenimiento de estas elevadas temperaturas de funcionamiento del digestor tiene como resultado un aumento importante en la velocidad de destrucción de sólidos suspendidos volátiles. La principal desventaja son los costes asociados a la generación de oxígeno. Por lo que sólo resulta viable económicamente cuando se emplea en combinación de fangos activos con oxígeno puro.

Digestión aerobia termofílica

También llamada digestión autotérmica, se consiguen rendimientos de eliminación de hasta 70 % de la materia orgánica biodegradable.

Digestión aerobia criofílica

Para plantas prefabricadas de pequeñas dimensiones ubicadas en clima frío. Se ha estudiado para temperaturas por debajo de 20°C. Para temperaturas del líquido comprendidas entre 5 y 20°C, para asegurar rendimientos de eliminación de sólidos volátiles aceptables, el producto de la temperatura de funcionamiento (°C) por la edad del fango (d), se debe mantener dentro del intervalo entre 250 y 300 grados-día.

Para el control de la temperatura en el digestor se instala un termómetro en la tubería de recirculación de fango del digestor al cambiador de calor o en la tubería del sobrenadante. El termómetro medirá la temperatura del contenido del digestor cuando la circulación sea desde el fondo hasta la parte superior. La temperatura ha de mantenerse para la digestión mesofílica entre los 29 y 33°C. La temperatura no debe variar más de 1 grado por día.

Usos del gas producido

Pequeñas plantas -> se quema y con la energía se mantienen las condiciones de temperatura de los digestores

-> Se introduce en un motogenerador para producir electricidad.

En este caso la energía residual se utiliza para mantener las condiciones de temperatura de los digestores

Usos del gas de digestión

Como el gas de la digestión tiene un contenido de metano del 65%, el poder calorífico del gas de digestión es de 22.400 kJ/m³. En plantas de grandes dimensiones el gas de digestión se puede emplear como combustible para calderas y motores de combustión internos, que a su vez se utilizan para el bombeo de agua residual, funcionamiento de soplantes y generación de electricidad. El agua caliente procedente de las calderas o de la refrigeración de los motores se puede emplear para calentar el fango y para la calefacción de edificios. También se puede emplear sistemas de calentamiento del fango con gas. Con frecuencia, antes de utilizar el gas como combustible de motores de combustión interna, es necesario limpiarlo por medio de lavadores de vía seca o húmeda debido a su contenido en sulfuro de hidrógeno, materia particulada y vapor de agua.

2.3 Necesidades de energía en los digestores

Calentamiento del digestor

Las necesidades de calor de un digestor vienen dadas por la cantidad de calor necesario para aumentar la temperatura del fango alimentado hasta alcanzar la temperatura mantenida en el interior del digestor, compensar las pérdidas de calor que se producen a través de las paredes, fondo y cubierta del digestor y compensar las pérdidas que se puedan producir en las conducciones que comunican la fuente de calor con el tanque de digestión.

El fango se calienta por bombeo de fango y sobrenadante del digestor a través de intercambiadores de calor de agua caliente situados en el exterior del tanque y recirculación del mismo (el agua es calentada en una caldera alimentada por el gas de digestión), o por circulación a través de intercambiadores de calor en el interior del tanque, es decir, el agua caliente circula a través de tuberías o serpentines adosados a la pared interior del digestor. Este sistema crea problemas de formación de costras en la pared exterior de las tuberías, disminuyendo la transferencia de calor. Otro sistema empleado es la inyección de vapor de agua caliente directamente en los digestores.

En climas fríos, las heladas pueden penetrar hasta una profundidad de 1,2 metros. Se puede suponer entonces que a esta profundidad la temperatura del terreno

es 0°C y que varía uniformemente por encima de ella hasta alcanzar la temperatura del aire prevista en proyecto. Por debajo de esta profundidad, se puede suponer que las temperaturas serán normales correspondientes a condiciones invernales, y que son del orden de 5-10 °C más altas en las cimentaciones de los muros.

Se puede minimizar las pérdidas de calor utilizando tanques de hormigón en lugar de tanques de acero, enterrando los tanques en lugar de situarlos en superficie (o dotarlos de aislamiento) y utilizando sistemas de aireación sumergidos en lugar de superficiales. En climas extremadamente fríos, es necesario plantear la posibilidad de calentar el fango o el suministro del aire, cubrir los tanques, o ambas.

2.4 Aprovechamiento solar en EDAR

2.4.1 Introducción

La energía del sol, como recurso energético terrestre, está constituida por la porción de la luz que emite el sol y que es interceptada por la Tierra. El proceso de transformación de la energía del sol se puede llevar a cabo mediante dos procesos:

- Energía solar térmica. Es la conversión de la radiación solar en energía solar térmica del fluido mediante colectores térmicos, dando sus primeros pasos en el S. XIX con los primeros colectores térmicos y las primeras instalaciones de energía solar térmica activa.

Mediante los colectores térmicos se podrá obtener agua caliente y, mediante intercambio iónico, y de manera similar al sistema utilizado en los frigoríficos, agua fría. Este segundo sistema supone aprovechar la energía solar por medio de captadores cilíndricos en vacío en los que circula un líquido caloportador (por ejemplo, glicol). Ese líquido transfiere el calor por medio de un intercambiador a una solución química que al expandirse se enfría y enfría a su vez el agua, lo que permite la climatización de edificios. Existe una tercera tecnología llamada energía solar termoeléctrica basada en la obtención de electricidad mediante el uso de un motor térmico (dispositivo que puede transformar el calor en energía mecánica capaz de arrastrar un generador eléctrico, dinamo o alternador para producir energía eléctrica).

-Energía solar fotovoltaica. Utiliza una parte del espectro electromagnético de la energía del sol para producir electricidad. La transformación se realiza por medio de módulos o paneles solares fotovoltaicos.

La luz solar se transforma directamente en corriente eléctrica gracias a las células solares, principalmente a base de silicio.

2.4.2 Energía solar térmica

2.4.2.1. Introducción

El colector solar es un tipo especial de intercambiador térmico que transforma radiación solar en energía térmica utilizable. El aprovechamiento mediante colectores térmicos de la energía solar es la aplicación más inmediata de las tecnologías solares. Se basa en la captación de energía mediante cuerpos expuestos a la radiación, preferentemente de color oscuro con el fin de mejorar la conversión. El dispositivo se utiliza para calentar un fluido que circulando por el colector transfiere la energía a un sistema de almacenamiento intermedio para su uso final en el momento de la demanda.

Según el rango de temperaturas podemos diferenciar distintos sistemas:

- Baja temperatura: destinada al calentamiento de agua por debajo de su punto de ebullición ($T < 100^{\circ}\text{C}$).
- Media temperatura: destinada a producir vapor o para el calentamiento de otro tipo de fluido pudiéndose alcanzar hasta los 300°C ($100^{\circ}\text{C} < T < 300^{\circ}\text{C}$)
- Alta temperatura: dirigida a aplicaciones que requieren temperaturas superiores a los 300°C).

2.4.2.2 Pérdidas de un colector

El rendimiento que es el porcentaje de la radiación incidente transformado en energía térmica del fluido, y la temperatura a la que suministra energía un colector depende del balance de energía que se produce en él. Las pérdidas pueden ser de dos tipos:

- Pérdidas ópticas: Responsable de que la radiación recibida no sea absorbida en su totalidad por la placa metálica y por tanto, transferible al fluido caloportador.

-
- Pérdidas térmicas: Un porcentaje de la energía absorbida es cedida al entorno del colector y no al fluido. Las pérdidas podrán ser: por conducción, convección y radiación.

2.4.2.3 Tipos de colectores

Los colectores se pueden clasificar según los parámetros de su recta de rendimiento, pendiente $F_R U_L$ y término independiente $F_R (\tau\alpha)\eta_0$. Estos parámetros al determinar el rendimiento dan el intervalo de temperaturas de trabajo del captador.

Para instalaciones destinadas exclusivamente a producir agua caliente sanitaria, calefacción por suelo radiante y otros usos con temperaturas de trabajo a menos de 45 °C se pueden emplear colectores con coeficiente global de pérdidas entre 4 y 9 ($W^{\circ}C^{-1}m^{-2}$)

Colector de placa plana.

Colectores de vacío.

Colectores de aire.

La selección del tipo de colector óptimo va a depender principalmente de la temperatura de trabajo deseada y de las condiciones climáticas.

Colector de placa plana

Es denominado así porque está constituido básicamente por una caja de superficie mucho mayor que su altura y utiliza una placa metálica como superficie absorbente.

El colector es el elemento del sistema que tiene por misión captar la energía solar incidente. Sus componentes son:

- Absorbedor.
- La carcasa.
- El aislamiento.
- La cubierta transparente.

La producción de agua caliente sanitaria es la aplicación de la energía solar térmica más utilizada debido a su rentabilidad. Las temperaturas máximas están por debajo de 80°.

Existen importantes variaciones respecto al colector de placa plana con cubierta, desde los colectores sin cubierta a los colectores más eficientes de vacío. Para usos en los que es necesario temperaturas bajas puede ser suficiente el uso de colectores sencillos y económicos, de materiales de plástico como polipropileno o caucho. Para colectores que trabajen entre 10°C y 40°C es más efectivo el emplear colectores sin cubierta debido a que el rendimiento es mayor y el precio del colector es más económico ya que al no utilizar cubierta, tampoco se incluye aislante en el interior de la carcasa. Según tabla anterior los colectores sin cubierta presentan el parámetro η_0 más elevado. La falta de cubierta evita las pérdidas ópticas en la transmisión a través del vidrio.

Para reducir las pérdidas térmicas y ópticas y por tanto, aumentar el rendimiento y la temperatura de trabajo se han desarrollado colectores más avanzados. Se disminuyen así las pérdidas radiactivas incrementando el efecto invernadero, disminuyen las pérdidas convectivas y conductivas mejorando los aislamientos, disminuyendo los tres factores reduciendo el área de captación conjuntamente con dispositivos de concentración.

Para la obtención de fluidos con temperaturas por encima de los 80°C, sin seguimiento existen 3 grupos:

- Colectores de placa plana con superficies selectivas en el absorbente.
- Colectores de placa plana evacuados. Se mejora el rendimiento aumentando la separación entre la cubierta y el absorbente y se suprime la convección haciendo un vacío del orden de 100-1000 Pa entre estos dos componentes.
- Colectores de tubos de vacío.

Colectores tubos de vacío

Tienen como componente básico un doble tubo cilíndrico de vidrio. Uno de los tubos de vidrio actúa como superficie captadora y el otro como cubierta. El aire entre los tubos es parcialmente evacuado. Los colectores de tubos de vacío habitualmente incorporan un absorbedor selectivo de alto nivel, como los cermets (compuestos formados por deposición de sucesivas capas metal-dieléctrico muy estables a altas temperaturas).

Se aplican a sistemas de temperatura media (sistema de acondicionamiento de aire, procesos industriales) y en lugares fríos con diferencias elevadas entre la temperatura del colector y la del ambiente, donde la mejora sustancial del rendimiento del sistema puede compensar el aumento de coste debido a su utilización, debido a su reducido coeficiente de pérdidas se hacen aptos para el aprovechamiento de la radiación solar difusa, no sólo en mediodías o días soleados sino también cuando el sol está bajo o el tiempo es frío y parcialmente nuboso. El vacío no solo contribuye a la reducción de pérdidas sino también a minimizar la influencia de las condiciones climáticas (condensación, humedad,etc..) sobre los materiales empleados, evitando su rápido deterioro y durabilidad.

Existen dos tipos de colectores de vacío: de flujo directo y con tubo de calor. Las aplicaciones de los tubos de calor se encuentran en la industria.

Colectores de aire

El fluido que refrigera la placa es directamente el aire que se quiere calentar. El aire circula a través del colector por convección natural o forzada por impulsores. Las aplicaciones son: secado de productos agrícolas, calentamiento y acondicionamiento de aire para espacios habitados o invernaderos, precalentamiento de aire para procedimientos de la industria textil y papelera. El colector de aire cubre demandas de temperatura inferiores a 60°C. Los inconvenientes derivan de las propiedades del aire: baja densidad, conductividad térmica, calor específico por unidad de volumen. La dificultad de los colectores de aire es la transferencia de calor entre la placa y el fluido. El rendimiento depende en gran medida del caudal de aire circulante.

2.4.3 Procesos con energía solar

- Secado mediante aire climatizado
- Bombeo de agua
- Refrigeración solar activa
- Refrigeración por compresión eléctrica
- Refrigeración por adsorción
- Refrigeración por absorción
- Desecación
- Estanques solares
- Desalinización
- Desinfección fotolítica

Desinfección fotocatalítica

2.4.4 Comparación económica energía fotovoltaica y térmica

Las instalaciones solares térmicas tienen unos gastos de mantenimiento mucho mayores, mayor dificultad de instalación, y requieren más superficie para el mismo rendimiento económico.

Desde un punto de vista económico, es más favorable la fotovoltaica de venta a red, pero la instalación solar térmica produce seis veces más energía comparando dos instalaciones de costes similares.

La eficiencia práctica de la conversión fotovoltaica está lejos de la eficiencia teórica, la conversión termoeléctrica es muy superior en la conversión de energía solar en energía eléctrica.

La fotovoltaica ha llegado casi a su límite técnico de rendimiento debido a las limitaciones de las células de silicio. El futuro en energía solar está en la (solar) termoeléctrica con rendimientos mucho mayores del 17%, que es lo mejor que se ha conseguido en fotovoltaica.

El coste de la generación fotovoltaica se encuentra en continua evolución debido al rápido desarrollo tecnológico. Los elementos de coste más determinantes son:

- módulos o paneles fotovoltaicos, estructuras de soporte, inversores de corriente, transformadores, líneas de evacuación, cableado y equipos eléctricos, acondicionamiento e instalación.

En los últimos años, la presión de reducción de costes se ha concentrado sobre los fabricantes de módulos. Esta presión ha sido tanto en precio como en garantía de entrega. Además, la escasez de polisilicio -la materia prima más común para la fabricación de módulos- obligó en su día a los fabricantes a firmar acuerdos a largo plazo con sus proveedores a precios elevados. Esto en la actualidad ya no es así, ya que la escasez de silicio ha sido temporal, y por lo tanto ya no es un condicionante.

Los demás elementos de coste tienen un componente local alto. La estandarización existente en los componentes de uso mecánico-eléctrico genérico es un modelo a duplicar para los componentes específicos del sector, como por ejemplo, inversores de corriente, cableado de corriente continua, telemetría, y estructuras de soporte. El proceso de producción de dichos componentes específicos ha de ser estandarizado además de industrializado de cara a reducir sus costes y mejorar sus rendimientos.

En lo que respecta a los costes de instalación y obra civil, España está avanzando progresivamente, adoptando nuevos métodos y prácticas para reducir costes de instalación. Sin embargo, aún quedan áreas por mejorar, entre ellas: mejora en la logística de provisión; mayor coordinación o integración entre el diseño de estructuras de soporte y su instalación; consideración de aspectos ambientales en el diseño del cableado eléctrico; conocimiento sobre prácticas de mantenimiento eficaces, etc ([Abella, 2005]). La inversión continuada en instalaciones fotovoltaicas es un requisito imprescindible para conseguir estas mejoras y permitir que la sociedad pueda beneficiarse de la reducción de costes asociados a ello. Esta mejora progresiva permitirá a España situarse al nivel de otros países más avanzados ([Alcor, 2008]).

3. OBJETIVOS INICIALES

3.1 ¿Cómo afecta la Temperatura en cada uno de los escalones del proceso de fangos activos?

3.1.1 ¿Cómo afecta la Temperatura en el pretratamiento de la depuración las aguas residuales?

3.1.1.1 ¿Cómo afecta la T en la sedimentación de partículas discretas (desarenador)?

3.1.1.2 ¿Cómo afecta la temperatura en la eliminación de las grasas?

3.1.2 ¿Cómo afecta la temperatura en el tratamiento primario de la depuración de las aguas residuales?

3.2 ¿Cómo afecta la temperatura en el tratamiento biológico de fangos activos?

3.2.1 ¿Cómo afecta la temperatura en la biofloculación (reactor biológico)?

3.2.2 ¿Cómo afecta la temperatura en la decantación floculada?

3.2.3 ¿Cómo afecta la temperatura en el desarrollo de los microorganismos?

3.3 ¿Cómo afecta la temperatura en la digestión?

3.3.1 Como afecta al proceso de digestión aerobia?

3.3.2 Como afecta al proceso de digestión anaerobia?

3.4 ¿Cómo afecta la temperatura en la desinfección?

3.4.1 Cloro

3.4.2 Ozono

3.4.3 Ultravioleta

3.4.4 Radiación solar

3.4.5 Lagunas de maduración

3.4.6 Membranas

3.5 ¿Cómo puedo alterar la temperatura en cada uno de los procesos anteriores?

3.5.1 Fuentes de suministro (procesos exotérmicos, solar, calor)

3.5.2 ¿Qué formas de aplicación Térmica hay?

4. INVESTIGACIÓN BIBLIOGRAFICA

4.1. Acceso a los Bancos de Información

Para la realización de la Investigación Bibliográfica se ha tenido que acceder a diferentes Fuentes Documentales y nutrirse de los contenidos de distintas Bases de Datos, los cuales, se han convertido en documentos clave para la realización de esta fase de la Investigación.

4.2 Palabras clave para acceso a la información. Ampliar palabras clave:

Fangos activos, temperatura, digestión aerobia, digestión anaerobia, ozono, membranas, cloro, ultravioleta, *Temperature effects on wastewater, efecto de la temperatura en aguas residuales, solar energy, energía solar, activated sludge, application heat wastewater treatment, anaerobic digested sludge, fangos activos, mesophilic conditions.*

4.3 Formas de acceso a la información

Se ha investigado en libros, tesis doctorales, revistas especializadas de los siguientes centros documentales:

- Escuela Superior de Caminos, Canales y Puertos. (Universidad Politécnica)
- Colegio Oficial de Ingenieros de Caminos, Canales y Puertos
- El Centro de Investigaciones Energéticas, Medioambientales y Tecnológicas CIEMAT
- Insituto Didactia: "Curso de Aplicaciones de Energía Solar en el Tratamiento de Aguas Residuales"
- CENSOLAR : Centro de Estudios de Energía Solar
- CEYDE (Centro de Documentación Europea)

4.4 Bancos de datos especializados

Science Direct

Biomedical and environmental sciences

Elsevier

Pergamon. Water Research

Bioresource Technology

Chemical Engineering Journal

Journal of Membrane Science

4.5 Investigación de la documentación recibida

En la primera búsqueda de información se recibieron más de 2000 artículos.

Con posterioridad y mediante las distintas combinaciones de las palabras clave antes mencionadas, se seleccionaron 382 artículos, de los cuales se han seleccionado 29, recogidos en la bibliografía.

4.6 Respuestas encontradas a los objetivos iniciales

4.6.1 ¿Cómo afecta la Temperatura en cada uno de los escalones del proceso de fangos activos?

4.6.1.1 ¿Cómo afecta la Temperatura en el pretratamiento de la depuración las aguas residuales?

4.6.1.1.1 ¿Cómo afecta la T en la sedimentación de partículas discretas (desarenador)?

El efecto de la temperatura en la eliminación de arenas por sedimentación está provocado por la variación de la densidad del agua residual a distintas temperaturas. Al tener mayor densidad las partículas sólidas que el agua, la decantación tiene lugar. Al aumentar la temperatura del agua residual, disminuye la densidad del agua, incrementándose la diferencia de densidades.

Para tiempos de concentración menores al minuto, presentan demasiada dispersión por lo que no se puede obtener ninguna conclusión. En los ensayos realizados para periodos de retención pequeños (3 minutos) se aprecia la influencia de la temperatura a poca profundidad del tanque (0,5 a 1 metro), donde el porcentaje de arenas de menor diámetro (y por tanto menor velocidad de sedimentación) es mayor, ya que las otras ya han alcanzado las zonas más profundas. En estos casos se han llegado a alcanzar diferencias del 10% en los rendimientos alcanzados. (De Francisco,J.P,2003).

Para el dimensionado de los desarenadores de una planta depuradora, con tiempos de 5 minutos o superiores se obtienen los rendimientos deseados (cercaos al 90%) y la influencia de la temperatura para estos tiempos de retención es prácticamente nula. (De Francisco,J.P,2003).

4.6.1.1.2 ¿Cómo afecta la temperatura en la eliminación de las grasas?

A bajas temperaturas, las concentraciones de grasas en la parte superior son mayores que con temperaturas más elevadas, ya que el aumento de la temperatura provoca una mayor dificultad para romper la emulsión inicial en la que se encuentran las partículas de grasa. Además, a bajas temperaturas, aumenta la densidad del agua, ampliando la diferencia entre las concentraciones de agua y grasas, por lo que mejora la flotabilidad de las grasas y se reducen los tiempos necesarios para que las mismas alcancen la superficie. (De Francisco,J.P,2003)

A medida que aumenta el tiempo de retención, el efecto de la temperatura en los rendimientos es cada vez menor. (De Francisco,J.P,2003).

4.6.1.2 ¿Cómo afecta la temperatura en el tratamiento primario de la depuración de las aguas residuales?

La dispersión de rendimientos imposibilita un estudio adecuado de las tendencias y de la influencia de la temperatura en el proceso (tanto en la eliminación de sólidos, como de materia orgánica). La dispersión de los rendimientos está motivada por múltiples factores, ya que al ser el primer tratamiento en una planta, todas las variaciones que se producen, en concentraciones y puntas de caudales en el influente de la depuradora, tienen mucha repercusión en el funcionamiento de la decantación primaria.

Las gráficas que representan la eliminación de SS y DQO de los ensayos de choque, en el tratamiento primario presentan, al igual que en el estudio matemático, una gran dispersión en la nube de puntos obtenida. (De Francisco,J.P,2003).

En los ensayos de laboratorio para tiempo de retención de 30 minutos al ser un tiempo pequeño para el proceso de decantación primaria no se obtiene una conclusión clara, cualquier pequeña variación en las condiciones iniciales del ensayo puede alterar los resultados en tiempos cortos. Para valores de tiempo de retención de 60 y 90 minutos se aprecian una pendiente positiva en las curvas motivada por el aumento producido en las concentraciones a bajas profundidades.

Para tiempos de 120 minutos, la pendiente de las curvas se reduce porque las partículas con velocidades de sedimentación elevada ya han decantado y las diferencias

entre las concentraciones a distintas alturas se minimizan. Por este motivo no es aconsejable reducir los tiempos de retención en el dimensionamiento de la decantación primaria, teniendo en cuenta la posible influencia positiva de la temperatura, para el caso de altas temperaturas. (De Francisco,J.P,2003).

4.6.2 ¿Cómo afecta la temperatura en el tratamiento biológico de fangos activos?

4.6.2.1¿Cómo afecta la temperatura en la biofloculación (reactor biológico)?

La temperatura afecta, tanto a las características físicas como a las bioquímicas de los flóculos, ya que tiene influencia en parámetros como: las constantes de velocidad de las reacciones, la absorción de sustrato, la viscosidad del agua, etc. Además los aumentos de temperatura pueden afectar a la funcionalidad de las membranas internas celulares de las bacterias.

La formación de flóculos es producida gracias a polímeros segregados durante la fase de desarrollo microbiano. Estos polímeros están compuestos principalmente por polisacáridos, lípidos y proteínas (Stainer, 1976) y la estructura de lípidos y proteínas depende de la variación de la temperatura, cambiando, a altas temperaturas, la estructura biológica de los flóculos por influir en la membrana de polímeros. Esto significa que los polímeros varían su carga, lo que ocasiona una mala floculación a altas temperaturas. (De Francisco,J.P,2003).

Observando los parámetros k y d , SD comprueba que d (diámetro del floculo) siempre disminuye a causa del aumento de la temperatura, mientras que la densidad efectiva de los flóculos ($1/k$) aumenta con el ascenso de la temperatura. (De Francisco,J.P,2003).

En el estudio del efecto de la temperatura sobre el tratamiento de baja potencia de aguas residuales en un reactor UASB utilizando un portador de PVA-gel se ha obtenido que la tasa de eliminación de DQO se redujo en un 50% cuando la temperatura se redujo en 10°C. Se evaluó la relación entre la tasa de eliminación de DQO y la temperatura siendo el coeficiente de temperatura medio θ de 1,0711. (Khanh,D 2011).

Una disminución en la velocidad de reacción bioquímica a menudo se relaciona con una disminución en la temperatura de tratamiento. El efecto de la temperatura del reactor(T) en la tasa de eliminación de DQO (k) viene dada por la siguiente ecuación empírica (Tchobanoglous et al, 2003.):

$$K_T = K_{20} \theta^{(T-20)} \quad (1)$$

donde K_T es la tasa de eliminación de DQO a temperatura T ° C, K_{20} es la tasa de eliminación de DQO a 20 ° C, y θ es el coeficiente de temperatura 1,056 (20-30 ° C) y 1.135 (4-20 ° C). Los valores de θ para bajas temperaturas (por debajo de 20 ° C) fueron mayores que los de las temperaturas medias, lo que implica que las condiciones psicrófilas tuvieron más influencia en la tasa de eliminación de DQO que las condiciones mesofílicas.

La tendencia se ilustra en la figura. 1 que muestra la dependencia de la temperatura en las tasas de eliminación de DQO con ratios de TRH desde 1,56 h a 0,49 h.

La ecuación. (1) permite el cálculo del coeficiente de temperatura θ sobre la base de las tasas de eliminación de DQO experimentales. El valor de θ se determinó entre 1.5 a 1.9 (promedio: 1,07) a temperaturas comprendidas de 35 ° C a 15 ° C. Los valores de θ en el presente estudio fueron congruentes con los resultados publicados previamente (Tabla 2). Todos los valores de θ fueron mayor que 1, que muestra que la tasa de eliminación de la DQO disminuye a medida que la temperatura también disminuye.

El-Monayeri et al. (2007) considera que la estructura de soporte de la biomasa influye en los valores de θ . El valor medio de θ en el caso de Portador de PVA-gel fue de 1,07 congruente con el rango de valores de θ de los portadores altamente porosos. (Khanh,D 2011).

Figura. 4.1. Relación de temperaturas y tasas de eliminación de DQO

Coefficiente de temperatura	Temperatura	Referencias
1.047	$\geq 20^{\circ}\text{C}$	Phelps (1944)
1.135	4-20°C	Schroepfer et al. (1964)
1.056	20-30°C	
1.09	15-25°C	Este estudio
1.05	25-35°C	
1.07-1.11 (star channel)	15-25°C	El-Monayeri et al.(2007)
1.06-1.11 (pall rings)		
1.04-1.05 (gravel)		

Tabla 4.1 Coeficientes de temperaturas.

Las constantes cinéticas para la eliminación del color y de la eliminación de DQO mediante MFCs (células de combustible microbianas (MFCs) se multiplicaron aproximadamente por 6,5 y 3,5, respectivamente, cuando la temperatura de operación se elevó de 20 ° C a 50 ° C según la siguiente tabla. (Eustace,F 2013).

Tª de operación (°C)	K-decoloración (h ⁻¹)	K-Eliminación DQO (h ⁻¹)
20	0.0412± 0.001	0.0114±0.004
30	0.132±0.021	0.0236±0.007
40	0.22±0.016	0.036±0.011
50	0.27±0.029	0.04±0.009

Tabla 4.2 Constantes cinéticas según Tª de operación.

El funcionamiento del reactor SBR a 50 ° C mejoró las constantes cinéticas de la decoloración del colorante y de eliminación de DQO multiplicándolo por 2 en comparación con las constantes cinéticas de decoloración y de eliminación de DQO a 30 ° C. (Eustace,F 2013).

La eficiencia de eliminación de la DQO se mejoró con el aumento de la temperatura de 10 °C a 30 °C. El SBR proporciona generalmente eliminación de la DQO casi por completo y es adecuado para aguas residuales a 30 ° C. (El-Abbassi,A 2013).

Figura 4.2. Porcentaje de Eliminación en función de la temperatura

Sobre el estudio matemático de la eliminación de materia orgánica de las depuradoras estudiadas , se obtienen las siguientes conclusiones (De Francisco,J.P 2003):

- La recta obtenida en el ajuste estadístico lineal tiene una pendiente ligeramente positiva (0,152 %). Lo que prueba el efecto que origina un aumento de temperatura en este proceso al favorecer el crecimiento microbiano.
- La curva del ajuste parabólico es convexa. La influencia de la temperatura disminuye a temperaturas altas (más de 20 °C para el tratamiento biológico) como se aprecia en las parábolas donde a esas temperaturas disminuye la pendiente. También se aprecia, como a temperaturas bajas, los rendimientos disminuyen rápidamente al inhibirse el crecimiento microbiano.

-
- El ajuste exponencial es el que mejor refleja el descenso que presentan los rendimientos alcanzados a bajas temperaturas ($<13^{\circ}\text{C}$). En general es la curva que mejor se ajusta a los datos reales, obteniéndose valores ligeramente inferiores a los otros dos ajustes para las temperaturas más altas, y superiores para temperaturas medias, pero siempre conservando la pendiente positiva.

En todos los ajustes y en la eliminación de materia orgánica, se comprueba el efecto beneficioso de la temperatura en los rendimientos conseguidos. (De Francisco, J.P 2003).

4.6.2.2 ¿Cómo afecta la temperatura en la decantación floculada?

Se puede decir que el efecto de la temperatura en la decantación de flóculos se puede predecir por la viscosidad a temperaturas de 20 y 30°C . A mayores temperaturas, la estructura del floculo cambia y se alteran los valores k y d , por lo que no tenerlos en cuenta, puede llevarnos a grandes errores. (De Francisco, J.P 2003).

En el ajuste matemático estadístico, de las depuradoras estudiadas, en relación a la eliminación de Sólidos Sedimentables en el proceso biológico, se obtiene que:

- La pendiente de la recta calculada en el estudio estadístico lineal es positiva ($0,194 \text{ } \%/^{\circ}\text{C}$), lo que indica que los rendimientos aumentan con la temperatura.
- La curva del ajuste parabólico es convexa, presentando los mínimos valores para las temperaturas inferiores. A partir de 20°C los rendimientos permanecen prácticamente constantes.

La bondad del ajuste exponencial es muy buena. Los rendimientos aumentan con la temperatura. Para temperaturas superiores a $15 - 16^{\circ}\text{C}$ tienen una forma parecida al ajuste lineal, pero presentando pendientes ligeramente menores, lo que supone, que la influencia de la temperatura a partir de estas temperaturas, disminuye. En cambio, para temperaturas menores, los rendimientos disminuyen ostensiblemente, produciéndose descensos más acusados que en el ajuste lineal o parabólico. (De Francisco, J.P 2003).

Este fenómeno se explica porque a estas temperaturas se puede inhibir el proceso de depuración biológica, al encontrarse a temperaturas próximas a la mínima de crecimiento.

En todos los ajustes y en la eliminación de sólidos sedimentables como se comprueba el efecto beneficioso de la temperatura en los rendimientos conseguidos.

En los ajustes parabólico y exponencial se evidencia cómo el efecto producido no es lineal, y la variación de los rendimientos es distinta dependiendo del rango de temperaturas. Para temperaturas bajas (10 -14 °C), los rendimientos disminuyen ostensiblemente, por la reducción que se produce en el crecimiento microbiano.

La temperatura mínima de crecimiento (por debajo de la cual se inhibe su desarrollo), para los microorganismos responsables de la depuración biológica está en torno a los 10 °C.

A partir de los 16 °C, para el ajuste exponencial, y de los 20 °C, para el parabólico, la variación de los rendimientos se estabiliza, presentando una ligera pendiente positiva.

Los resultados de los Ensayos de Choque son muy similares a los alcanzados en el estudio matemático, por lo que se puede validar la metodología empleada en este último¹⁸.

Las nubes de puntos obtenidas en los ensayos de choque, por lo general, se adaptan bastante bien a los tres ajustes representados. Los rendimientos medidos en estos ensayos demuestran el efecto de la temperatura.

Los resultados de los ensayos de eliminación de materia orgánica y sólidos sedimentables realizados en el laboratorio, se aprecia que los rendimientos obtenidos son parecidos a los del ajuste matemático de los datos reales para temperaturas superiores a 15 °C.

En cambio, en la experiencia realizada a 11°C los rendimientos alcanzados son muchos menores. A esta temperatura es obvio que la velocidad de desarrollo de los

microorganismos se redujo claramente, disminuyendo su actividad microbiana, la formación de flóculos y los rendimientos de la depuración biológica. Esta diferencia con los datos reales está motivada fundamentalmente en la fuerte inercia que posee el funcionamiento de los reactores de las plantas depuradoras reales estudiadas (todos ellos, de gran capacidad). En ellos, los periodos de bajas temperaturas deben ser muy acusados para que los rendimientos se vean afectados. (De Francisco,J.P 2003).

4.6.2.3.¿Cómo afecta la Temperatura en el desarrollo de los microorganismos?

A medida que la temperatura sube, las reacciones enzimáticas son más rápidas y el crecimiento se hace más rápido. Sin embargo, por encima de una cierta temperatura, las proteínas, ácidos nucleicos y otros componentes celulares pueden dañarse irreversiblemente. Por encima de este punto las funciones celulares paran. (De Francisco,J.P 2003).

La constante de saturación K_s representa la concentración de DQO para la cual la velocidad de crecimiento es la mitad de la máxima, es por lo tanto una constante que mide una de las condiciones vitales de los microorganismos, la cantidad de sustrato o alimento necesaria para que el crecimiento no sea alterado.

Los resultados muestran que K_s disminuye con la temperatura, puesto que al mejorar otra de las condiciones vitales aumentando la temperatura, la concentración de sustrato es menos exigente.

Los resultados muestran que el coeficiente de producción de microorganismos permanece constante con la temperatura. Este parámetro depende fundamentalmente de la composición del agua residual. (De Francisco,J.P 2003).

Los resultados de los ensayos definen la siguiente expresión:

- Para $T < T_{\text{mínima}}$ crecimiento $\mu = 0$
- Para $T_{\text{mínima}} < T < 20^{\circ}\text{C}$ $\mu = \mu_{20} * \lambda(T-20)$
- Para $T > 20^{\circ}\text{C}$ $\mu = \mu_{20}$

Para valores superiores a 20°C las variaciones de μ ha sido nula.

Por tanto, la temperatura influye en el proceso biológico por fangos activos en los efectos que produce en el crecimiento microbiano, como demuestra la variación de la velocidad de crecimiento μ y la tasa de crecimiento k_s . Es un proceso biológico, no físico.

Según la expresión final de los ensayos de laboratorio, en los cuales la variación de μ a partir de los 20 °C es prácticamente nula, la temperatura se muestra como un factor únicamente limitante. Provoca una reducción de rendimientos para temperaturas menores a 20 °C, pudiendo llegar a inhibir el proceso, mientras que para temperaturas superiores, el posible aumento de los rendimientos es inapreciable, por la forma asintótica de la curva. (De Francisco, J.P 2003).

La Temperatura y el pH se consideran parámetros decisivos para la actividad enzimática. La Temperatura óptima de diversas agarasas son más altas que la temperatura de gelificación del agar porque hace compactos de agar gelificado dificultan la acción de la enzima (Jonnadula y Ghadi, 2011; Ohta et al, 2005; Suzuki et al, 2003; Van der Meulen y Harder, 1975). Se observó que la actividad de agarasa Q₅ aumentó consistentemente 10 a 40 ° C, con actividad óptima a 40 ° C (Fig. 5A) Sin embargo, se observó una disminución drástica cuando el agarasa se incubó a temperaturas por encima de 40 ° C. La actividad de agarasa era estable a una temperatura baja y se retiene más del 90% de su actividad a una temperatura de 40 ° C, la cual es similar a muchos otros agarasas (Kirimura et al, 1999;.. Ohta et al, 2005; Van der Meulen y Harder, 1975). Sin embargo, la agarasa AgaA34 (Fu et al., 2008) poseía actividad de 95% después de incubación a 50 ° C durante 1 h, y la agarasa de *Microbulbifer* sp. cepa CMC-5 (Jonnadula y Ghadi, 2011) era térmicamente estable hasta 50 ° C, con 62% de su actividad residual retenido. En contraste, agarasa Q₅ mostró una gama estrecha estabilidad de la temperatura, lo que indica que es susceptible a la temperatura. (Zehua, F 2013).

Figura 4.3 Efectos de la temperatura y el pH sobre la actividad (azul) y la estabilidad (rosa) de la agarasa. (A) Los perfiles de temperatura fueron revisadas a diferentes temperaturas (10-60 ° C) en 20 mM de tampón de PBS (pH 7).

El índice de degradación bioquímica está unido con la actividad de los microorganismos y en particular con el índice de las reacciones enzimáticas, que depende de las condiciones ambientales, incluida la temperatura. (Zielinski, M 2013).

Un incremento de la temperatura induce a una aceleración de las tasas de reacción bioquímica de acuerdo con la ecuación de Van't Hoff–Arrhenius. Por otro lado, debido a la naturaleza proteínica de las enzimas un exceso de temperatura influye en la desnaturalización y cese del proceso. La mayoría de las bacterias que intervienen en los procesos de tratamiento de aguas son microorganismos mesofílicos. Ilies and Mavinic (2001) probaron que las bacterias autótrofas como las nitrificadores son más sensibles a los descensos de la temperatura que las bacterias heterótrofas. Ellos expusieron que a 10°C la eficacia de la nitrificación puede alcanzar 10-30 %. Sin embargo, se sabe que sólo por encima de los 15°C la oxidación del amonio se produce de manera efectiva.

Las bacterias AOB tienen un mayor índice de crecimiento a altas temperaturas que las NOB (Hellings et al., 1998).

Las reacciones de los microorganismos dependen de temperatura más a niveles más bajos <15°C que en la gama óptima de 20 a 35 °C, donde un cambio de temperatura afecta sólo ligeramente la eliminación orgánica según Kadlec y Reddy (2001).

Mayo y Noike (1996) demostraron que no hubo diferencias en las colonias heterotróficas formando a los 20 y 35°C y la cantidad de bacterias heterotróficas no se vio afectada por las variaciones de temperatura en el rango de 10 - 20 °C.

Según Strous et al.1999 la fisiología de la bacteria anammox indicó que su optima temperatura era de 37°C. (Ma,B 2013).

Según Tang et al. 2011,van der Star et al.,2007 para obtener un alto índice de eliminación de amonio muchos procesos anammox han sido operados bajo condiciones mesofílicas (30-40 °C). (Ma,B 2013).

Grunditz y Dalhammar (2001) estudiaron que la tasa más alta de oxidación de amonio se logró a 35 °C, mientras que la más alta tasa de oxidación de nitrito fue a 38 °C. Un aumento de la temperatura más indujo una fuerte disminución de la velocidad de transformación y al 50 °C no se observó la actividad de Nitrosomonas ni Nitrobacter. (Zielinski,M 2013).

Utilizando un reactor UASB como reactor anammox para tratar agua residual de baja carga la cantidad de bacterias anammox incrementó a $1,68 \pm 0,08 \times 10^9$ copias/ml licor mezcla a 30°C. (Ma,B 2013).

La cantidad de bacterias anammox se mantuvo a un nivel relativamente estable de $1,93 \pm 0,41 \times 10^9$ copias/ml licor mezcla a 16°C.

Los resultados mostraron que un 95,59 % de amonio y 98,53% de nitrito fue transformado por las baterías anammox a 30°C. Cuando la temperatura descendió a 16°C se transformó 93,97% de amonio y 87,87% de nitrito por las bacterias anammox. (Ma,B 2013).

Según Karakashev 2005 investigó 15 plantas de escala completa “full-scale” de biogás y observó que la mayor diversidad metanogénica se producía en los reactores operando en condiciones mesofílicas en comparación con las condiciones termofílicas. (Zielinska,M 2013).

En condiciones mesofílicas, independientemente del ratio de carga orgánica, el porcentaje medio de microorganismos de la familia de Methanosarcinaceae en Archaea fue más alto en un reactor calentado mediante microondas en comparación con el de convención. En condiciones termofílicas la Methanosarcinaceae no dependió del método de calentamiento. Se produjo un descenso de la cantidad de la Methanosarcinaceae bajando la producción de biogás pero no influyó el porcentaje de metano en el biogás.

Según Cheng et al en 2008, en el fango que se recogió de los digestores que operaban a temperatura por encima de los 30°C se observó que los *Methanoculleus receptaculi* no mostraban habilidad para crecer en esas temperaturas. En este estudio esta especie estaba ausente en el fango. Sin embargo, un incremento de la temperatura de 35°C a 55°C produjo que las *Methanoculleus receptaculi* aparecieran en la huella digital molecular. En el presente estudio el cambio de condiciones mesofílicas a termofílicas fue la razón del descenso de la cantidad de Methanosarcinaceae. También resultó la desaparición de *Methanoculleus palmolei*. Esto está en la línea observada por Zellner et al. en 1998 quien observó el crecimiento de *M. palmolei* en el rango de temperatura de 21-51°C con un máximo de 40°C.

La *Methanosarcina barkeri* se encontró sólo en condiciones mesofílicas con carga orgánica de 2 kg/m³d. Algunas especies, fueron identificadas bajo condiciones termofílicas como la *Methanosarcina thermophila*.

Según Cydzik-Kwiatkowska et al en 2012, observó que la aplicación de microondas incrementó significativamente la diversidad de las metanogénicas Archaea comparando con el calentamiento de convención pero sólo en condiciones mesofílicas.

Kundu et al. en 2012 observó que un reactor híbrido anaeróbico (AHR) operando a 37°C tenía más riqueza de la comunidad microbiana. Un incremento de la temperatura desde 35°C a 55°C resultó en ambas especies diferencias en biomasa y biodiversidad.

En este estudio un incremento de la temperatura de 35°C a 55°C no afectó a la diversidad de Archaea en el reactor mediante convención, mientras con radiación las Archaea descendió. Bajo condiciones termofílicas no se ve efectos positivos de la radiación en la diversidad metanogénica.

Según Siggins et al. en 2011 estudió que los grandes cambios en las estructuras de la comunidad de Archaea y de las bacterias en una biomasa anaerobia granular fue causada por variaciones de temperatura no por la presencia de un sustrato determinado.

Como conclusión los parámetros de operación de reactores híbridos, especialmente la temperatura, durante el tratamiento diario de agua residual determina el número y especies de metanogénicas Archaea en la biomasa anaerobia. En este estudio los resultados indican que no fue necesario en la fermentación llegar a condiciones termofílicas. El gran número y diversidad de Archaea en biomasa produjo un incremento en la producción de biogás con alto contenido de metano y un rendimiento estable en el reactor. (Zielinska, M 2013).

Se utilizaron dos reactores híbridos a escala de laboratorio operando a 37°C y 55°C. Un reactor con características de un FBR (fluidized bed reactor) y otro USAB (upflow anaerobic sludge blanket reactor) (Kundu, K 2013). El reactor trabajando a 37°C mostró un mejor rendimiento, en comparación al reactor operado a 55°C. La comunidad microbiana fue mucho más diversa a 37°C, lo que podría explicar la razón de su mejor rendimiento. Una correlación similar entre la mayor diversidad de la comunidad microbiana y el rendimiento del reactor se estableció con anterioridad, cuando los reactores se hicieron funcionar a diferentes temperaturas por debajo de un TRH fija de 5 d (Kundu et al., 2012). Las ventajas de la diversidad microbiana también se señaló anteriormente (Schmidt y Ahring, 1999), ya que se observó que un reactor UASB inoculado con dos especies de bacterias Archaea metanogénicas consumidoras de acetato era más estable y resistente a las fluctuaciones que el segundo inoculado con una sola especie.

El reactor a 37°C mostró una mejor producción de metano y eficiencia de eliminación de DQO a más alta carga.

El reactor a 55°C, el nivel de los tres AGVs fueron mayores que los correspondientes valores para 37°C bajo rendimientos estables, especialmente en la concentración de propionato.

La Methanosarcinae a 55°C fue excluida con la más alta carga orgánica y más corto TRH debido a la inhibición del acetato.

En el estudio de la comunidad microbiana en un biorreactor de membrana (MBR). Se encontraron correlaciones significativas entre la temperatura y la estructura de la comunidad microbiana ($r = 0,48$, $p < 0,05$). Estos resultados consistieron con otras investigaciones (Molina-Muñoz et al., 2009), que informaron que temperatura tuvo un papel clave en la conformación de la estructura de la comunidad microbiana en un SBR. Los análisis de la comunidad microbiana sugirieron que la temperatura influyó en gran medida de la comunidad microbiana y la riqueza de especies. (Ma, Z 2013).

A menor temperatura, α -proteobacterias y algunas bacterias filamentosas fueron relativamente ricas. A mayor temperatura, Zoogloea estuvo presente.

Wang et al., 2009; Al-Halbouni et al., 2008 llegaron a la conclusión que las mayores concentraciones de biopolímeros en un MBR a bajas temperaturas se atribuye a una mayor producción de productos solubles microbianos y una reducida degradación de estas sustancias debido a razones cinéticas.

La comunidad microbiana que se encontró bajo todas las condiciones de temperaturas fue Proteobacteria (41.9% to 51.8%), Bacteroidetes (6.7% to 22.2%), Nitrospira (8.9% to 15.1%), Firmicutes (4.3% to 10.0%) and Acidobacteria (2.2% to 7.0%).

Valores similares a investigaciones anteriores. Hu et al. (2012) observó Proteobacteria como la más predominante phyla seguido de Bacteroidetes and Acidobacteria, and β -proteobacteria. Sanapareddy et al. (2009) también estudió la prevalencia de Proteobacteria and β -proteobacteria.

Los porcentajes de α -proteobacteria and Actinobacteria decrecen cuando la temperatura sube.

Ferruginibacter aparece en relativamente gran cantidad (7.1% and 5.6%) en los dos ejemplos a baja temperatura (9.2 °C and 8.7 °C) y no existen en otros ejemplos.

El género *Zoogloea* apareció cuando la temperatura aumentó en el licor mezcla 16 y 19,7°C.

La tasa de crecimiento óptima de la cepa TR2 se obtuvo a 30°C cuando ni nitrato ni nitrito se utilizó como un sustrato de desnitrificación (fig. 3). Ningún crecimiento fue observado anteriormente por encima de 45 °C. (Ohtsubo,W.I 2013).

En el menor rango de temperaturas (15-25°C), la tasa de crecimiento de la cepa TR2 fue ligeramente mayor en cultivos con nitrato que con nitrito.

La tasa de crecimiento fue calculada con la medición de N durante la fase de crecimiento exponencial usando la siguiente ecuación: $\ln(N_t) - \ln(N_0) = \mu(t - t_0)$.

En la siguiente gráfica se representa la tasa de crecimiento de la Cepa TR2 y la temperatura. El nitrato está representado con un círculo y el nitrito con un triángulo (cantidad de nitrato o nitrito 10 mM).

Figura 4.4 Tasa de crecimiento Cepa TR2 en función de la temperatura

Las constantes cinéticas para la eliminación del color y de la eliminación de DQO se incrementaron aproximadamente por 6,5 y 3,5, respectivamente, cuando la temperatura de operación se elevó de 20 ° C a 50 ° C (Tabla 2). Esto sugiere que el consorcio microbiano adaptado prefiere operación termófilas para la decoloración del colorante y la eliminación de COD sobre el funcionamiento en condiciones mesofílicas. La composición del

consorcio microbiano adaptado determinado por el análisis de 16S ADNr sugiere que las bacterias pertenecientes a los géneros *Clostridium* y *Eubacterium* son predominantes. (Eustace, F 2013).

Los rangos de supervivencia de la *E. Coli* son dependientes de la temperatura, una dependencia que es regularmente expresada usando una analogía con el modelo Q10. El objetivo de este estudio es reevaluar la precisión de la ecuación Q10 de datos acumulados desde 1978, ya que no se había revisado desde entonces. Aplicado a los datos de la primera sección de linealidad de la inactivación, la ecuación Q10 puede ser utilizado para modelar la dependencia de las tasas de inactivación de *E. coli* sobre la temperatura en diversas fuentes de agua. Las diferencias en las tasas de inactivación de *E. coli* entre amplios grupos de aguas se puede observar, sin embargo, la ecuación Q10 es más precisa cuando el agua de la misma fuente se prueba a diferentes temperaturas. (Blaustein, R.A 2013).

Este trabajo puede ampliarse para probar la aplicabilidad de la ecuación Q10 en la inactivación de *E. coli* en aguas expuestas a temperatura de tiempo variable y condiciones de iluminación, así como para la inactivación de *E. coli* en residuos orgánicos.

Hay una significativa diferencia en los valores de inactivación en las mencionadas temperaturas entre ríos y aguas de agricultura, aguas residuales y aguas de agricultura, ríos y lagos, y aguas residuales y lagos.

Los resultados de este trabajo indican las posibles fuentes de incertidumbre que se contabilizan en la cuenca a escala microbiana en la modelización de la calidad del agua. (Blaustein, R.A 2013).

Estudios preliminares muestran que los datos de *Salmonella* y enterococci pueden ser recogidos y procesados de la misma forma que este trabajo. (Blaustein, R.A 2013).

4.6.3 ¿Cómo afecta la T en la digestión?

4.6.3.1 ¿Como afecta la temperatura al proceso de digestión aerobia?

Influencia en la constante de degradación K_d . Transformándose el valor de la K_d según la temperatura por la relación (Hernández, A 2001):

$$\frac{K_C (T^{\circ}C)}{K_C (20^{\circ})} = 1.063^{(20-T)}$$

Siendo los coeficientes correctores en la duración del tiempo de retención en el reactor en función de la temperatura:

Tabla 4.2 Coeficientes en función de la temperatura

Temperatura de estabilización	5	10	15	20	25	30
Coeficiente a aplicar sobre el valor obtenido	2,25	1,84	1,36	1,00	0,74	0,54

Tiempo de retención recomendado a 20°C será de 14 a 16 días.

Figura 4.5 Reducción de los SSV en función del tiempo de retención (t_d), según la temperatura

4.6.3.2 ¿Como afecta la temperatura al proceso de digestión anaerobia?

En la digestión anaerobia la materia orgánica soluble y coloidal en ausencia de aire se transforma en ácidos volátiles que a su vez se transforman en metano y CO₂. Los distintos tipos de bacterias producen las fermentaciones ácida y metánica. El gas generado contiene alrededor de 65% de metano, lo cual permite aprovecharlo para mantener la temperatura idónea de la digestión, alrededor de los 37 °C y según características del agua residual, disponer de un excedente de energía.

Los efectos de la temperatura se pueden observar en el siguiente gráfico, tanto para los organismos mesofílicos como termofílicos.

Figura 4.6 Efecto de la temperatura en digestión anaerobia

Figura 4.7 Influencia de la temperatura proceso anaerobio termofílico

Según Honze y Morremoes la relación entre la tasa de producción del metano y la temperatura se puede observar en el anterior gráfico tanto para los procesos anaerobios mesofílicos como termofílicos, apreciando la importancia de la temperatura para la determinación del volumen de los digestores. (Hernández, A 2001):

Tipos de digestores anaerobios: proceso contacto, filtro anaerobio, sistema UASB, lecho fluidificado.

En una digestión anaerobia se utilizan normalmente dos rangos de temperatura, el mesofílico entre 15-45° C y el termofílico entre 50-60 °C.

La temperatura es un parámetro fundamental ya que los cambios de ésta alteran la ecología del reactor, favoreciendo especies que no crecen bien a otras temperaturas.

Las posibles ventajas en los rangos termofílicos, son:

- La producción de metano por unidad de masa de residuo consumido a expensas de la síntesis de masa celular es mayor en condiciones termofílicas.
- La separación sólido-líquido de los efluentes es mejor en condiciones termofílicas, puesto que la viscosidad del flujo decrece cuando aumenta la temperatura.
- La destrucción de bacterias y virus patógenos mejora con la temperatura.

La utilización de condiciones termofílicas no resulta económica puesto que se necesita más energía para mantener la temperatura del reactor.

A escala industrial suele trabajarse en el rango mesofílico, aunque para aguas residuales calientes el rango termofílico pueda resultar potencialmente atractivo.

La actividad máxima de las bacterias se encuentra a temperatura de 35°C. Para conseguir una temperatura de operación suficiente, en el caso de aguas frías, puede utilizarse el propio biogás generado en el proceso. Para aguas residuales con carga orgánica baja o moderada el biogás producido puede no ser suficiente para alcanzar la temperatura de 35°C. (Hernández, A 2001):

El análisis de los efectos de la temperatura sobre los parámetros biocinéticos reconoce las diferencias en la biomasa entre los digestores de primera etapa con mucha carga y menos en gran medida la segunda etapa y digestores de control. (Zamanzadeh, M 2012).

Los resultados indican que la influencia de la temperatura sobre los parámetros cinéticos fue sustancialmente más alta para los digestores menos fuertemente cargados en comparación con los digestores de primera etapa más fuertemente cargados.

Este es el primer informe conocido de la diferenciación en la cinética de POHs bajo temperaturas termófilas.

Nuestros datos sugieren que digestor termofílico sería perfecto seguido de un digestor mesofílico para lograr un bajo nivel de propionato en el efluente. (Zamanzadeh,M 2012).

El reactor CABR(Carrier anaerobic baffled reactor) funciona bien en un rango de temperaturas de 18 ° C a 28 ° C, y podría resistir diversas perturbaciones de tipo hidráulico. Sin embargo, tal capacidad de resistencia puede disminuir con el descenso brusco temperatura. TRH tiene un ligero efecto sobre los AGV en el reactor a alta y baja temperatura (Feng,H.J 2008).

Sin embargo, una disminución en la temperatura de 35 ° C a 25 ° C no da lugar a una fluctuación significativa en el rendimiento del reactor, pero el rendimiento mortal se produciría por debajo de 15 ° C. El coeficiente de saturación (K_s) aumenta con la disminución de la temperatura, lo que resulta en una DQO del efluente superior.

Estos resultados indican que a una temperatura por encima de 18°C no hay ninguna diferencia en el rendimiento CABR, lo cual es coherente con los informes anteriores. El efecto de una temperatura reducida en las actuaciones del sistema podría ser compensada por la alta población de biomasa.

Algunas investigaciones indican que la saturación coeficiente (K_s) disminuye con el aumento de la temperatura, lo que resulta en una menor concentración AGV en el efluente.

A medida que la temperatura se redujo a 10 ° C, no se observó diferencia significativa en la concentración de AGVs en tres TRHs diferentes, debido a la acidificación incompleta por la inhibición severa de la actividad microbiana.

El CABR ofrece una aplicación para el tratamiento de aguas residuales diluido bajo un choque hidráulico (hydraulic-shock) a una temperatura de 10 °C a 28 °C.

En la siguiente gráfica quedan reflejados los efectos de la variación de la temperatura en la DQO y el TRH:

TRH (h)	Temperatura (°C)			
	28	18	10	Media
18	83.10%	82.90%	67.19%	77.73%
9	82.25%	77.03%	65.46%	74.91%
12	70.48%	62.42%	42.63%	58.51%
Media	12.62%	20.48%	24.56%	
	78.61%	74.12%	58.43%	

Tabla 4.3 Rendimiento de Eliminación en el efluente final en reactores CABR a diferentes TRH y temperaturas

Los resultados obtenidos mediante MFC (células de combustible microbianas (MFCs), proceso bio-electroquímico que produce electricidad a partir de la oxidación anaerobia de sustratos biodegradables orgánicos demuestran que las principales ventajas de la utilización de una temperatura de fase (mesófilos-ambiente) con la configuración del reactor en serie para uso doméstico de aguas residuales son el ahorro de energía, producción de bajo contenido de sólidos, y una mayor eficiencia del tratamiento. (Ahn,Y 2010).

La densidad de potencia más alta (422 mW/m², 12,8 W/m³) se logró en corriente continua, en condiciones mesofílicas en una tasa de carga orgánica de 54 g DQO / Ld, siendo la eliminación de DQO de 25,8%. La temperatura fue un importante factor en la eficiencia del tratamiento y generación de energía. La recuperación de energía dependía de las condiciones de operación de modo de flujo, la temperatura, carga orgánica, y el TRH.

Operando los reactores bajo condiciones mesofílicas la potencia se incrementó en comparación de las condiciones ambiente. La densidad de potencia se incrementó de 22 % operando a 30°C comparado con 23°C bajo condiciones de flujo continuo. Este efecto de la temperatura es diferente usando acetato o butirato como sustrato. Con butirato o acetato el efecto de la temperatura en las densidades de potencia fue de (0.7–1.4%). En contraste, hubo un efecto de la temperatura con propionato. (Ahn,Y 2010).

Tabla 4.4 Potencia con diferentes sustratos

Sustrato	Ambiente (23±3°C)	Mesofilico (30±1°)
Acido acético	549.8 ± 9.5	545.9 ± 18.7
Acido propionico	196.1 ± 9.3	248.6 ± 21.5
Acido butirico	487.3 ± 9.6	480.3 ± 13.5
A.residuales domésticas	301.8 ± 10.0	334.2 ± 12.5

Unidades: Pa (mW/m²);Pv (W/m³)=Pa/32.86

Los resultados del estudio de un reactor híbrido anaerobio (AHR Es un reactor que mejora el reactor UASB. Combina un reactor UASB en la zona más baja con un filtro anaerobio en la zona más alta.) para el tratamiento de aguas residuales del carbón ponen de manifiesto que la digestión anaeróbica termofilica en términos del rendimiento específico de metano, la calidad del efluente y la estabilidad del proceso fue superior al mesófilico. El AHR termófilo es estable y con buen funcionamiento con una mayor retención de microorganismos activos que mostraron mayor afinidad por el sustrato. Los niveles de ácidos grasos volátiles (VFA) en los efluentes de ambos reactor AHR tanto mesófilico como termofilico aumentaron con disminución del TRH. El modelo de Stover-Kincannon es aplicable a ambos AHRs y en el caso del AHRs termofilicos tuvieron la máxima tasa de utilización de sustrato en comparación con el mesófilico. Los estudios en cuanto energía en términos económicos de los AHRs reveló que se generó 11.938 MJ d⁻¹ más energía que usando AHR termófilico. (Ramakrishnan,A 2013).

El tratamiento termofilico con reactor UASB para el tratamiento de aguas residuales industriales ha tenido mucho interés en las últimas dos décadas. (Wiegant, 1985;Van Lier et al., 1992), pero hay poca información hasta ahora disponible sobre la degradación del fenol bajo condiciones termofilicas. Fang et al. (2006) estudió un tratamiento de fenol bajo condiciones termofilicas en aguas residuales.

Un 99 % de fenol fue degradado con un UASB a 55° con HRT de 40 h conteniendo una cantidad de fenol de 630 mgL⁻¹,1500 mgL⁻¹ de DQO y carga orgánica de 0,9 g-DQO L⁻¹d⁻¹.

Kundu et al. (2012) estudió los efectos de operación de la temperatura en la comunidad de microorganismos en un reactor AHR a temperaturas de 37°C, 45°C y 55°.

Este estudio mostró mejores rendimientos en eliminación de DQO (2,04 Kg de DQO m⁻³ d⁻¹) y producción de metano (0,56 m³ m⁻³ al día en el reactor) a 37°C que a 55°C (1,93 Kg de DQO m⁻³ d⁻¹ y 0,47 m³ m⁻³ al día).

Estudios de Harrison and Dague aplicando filtros anaerobios en el tratamiento de non-fat dried milk (leche sin grasa seca) reveló la escasa diferencia en el gas producido en ambos AHR con una carga orgánica (OLR) por encima de 20 Kg de DQO m⁻³ d⁻¹ a 48 h de HRT. Sin embargo, a HRT de 12 h el filtro mesofílico produjo un 35 % menos de gas que el termofílico a 56 °C con una carga orgánica de un ratio de 5,5-13,75 Kg DQO m⁻³ d⁻¹. La máxima carga orgánica que podría alcanzar un UASB termofílico era marginalmente más grande que mediante uno mesofílico (11,4 comparado con 10 Kg DQO m⁻³ d⁻¹ en el tratamiento de aguas residuales procedente de producción de café instantáneo (Instant coffee) Dinsdale et al. (1997).

Desde los años 1970 Stover and Kincannon propusieron un concepto de diseño de la tasa de la carga orgánica total y el establecimiento de un modelo cinético para el biofilm de los reactores AHR (Kincannon and Stover, 1982).

La especial característica del modelo de Stover and Kincannon modificado es el concepto de tasa de carga orgánica total como el mejor parámetro para describir la cinética de un AF en términos de eliminación de materia orgánica y producción de metano (Yu et al., 1998).

El sustrato utilizado en el proceso termofílico (248,3 g L⁻¹d⁻¹) era menor que el obtenido por Ahn and Forster (2002) (702 g L⁻¹d⁻¹) obtenido para simulación de aguas residuales de fábrica de papel. Estos resultados demuestran que los AHR termofílicos tienen un mayor máximo ratio de utilización (U_{max}).

Los valores de la constante de correlación R^2 confirman que el modelo de Stover and Kincannon modificado puede ser usado para describir los rendimientos de AHR termofílicos como mesofílicos. (Ramakrishnan, A 2013).

Tabla 4.5 Comparación de las constantes cinéticas en el modelo modificado de Stover-Kincannon:

Sustrato y AHR	S	TRH	Umax	KB	R ²	Autores
	(g DQOL-1)		(gL-1 d-1)	(gl-1 d-1)		
A.residuales del carbón; mesofílico AHR	1.13-6-72	0.5-3.0	40.64	118.6	0.985	Presente estudio
A.residuales del carbón; termofílico AHR	1.13-6.72	0.5-3.0	186.23	248.3	0.987	Presente estudio
Aguas residuales farmaceuticas;AHR	4.0-4.5	0.12-1.25	108.69	115.66	1	Pandian et al.(2011)
A.residuales simuladas; AHR	1-10	0.5-10	83.3	186.23	0.987	Buyukkamaci and Filibeli (2002)
A.residuales simuladas; UASB	4.214	0.25-4.16	7.5	8.2	0.995	Isik and Sponza (2005)
A.residuales de la l.del papel simuladas;mesofílica AF	1.7-3.87	11.7-26.2	49.8	50.6	0.971	Ahn and Forster (2002)
A.residuales de la l. del papel simuladas;termofílica AF	1.7-3.87	11.7-26.2	667	702	0.971	Ahn and Forster (2002)
A.residuales de soja;AF	7520-11450	1-1.45	83.3	85.5		Yu et al.(1998)

En general, a partir de los ensayos batch se puede concluir que rango termófilo (55°C) es más adecuado que el rango mesofílico (37 °C) en términos de rendimiento de metano para la mayoría de los sustratos dados en este estudio con una mayor velocidad de reacción de la etapa de hidrólisis (un 10% más que en condiciones mesófilas), confirmada por la valores experimentales de Kh obtenidos. (Giuliano,G 2013)

Los resultados mostraron que el proceso termofílico era capaz de hacer frente a estos tipos de sustratos(efluentes de ganado, desechos agrícolas).

Las conclusiones fueron que la adición de desechos de la agricultura puede considerarse una elección apropiada para las condiciones mesofílicas y termofílicas.

Según Cavinato et al. (2010) la producción de biogás desde la codigestión del abono de ganado y otros desechos orgánicos puede incrementarse en condiciones termofólicas (55°C). (Giuliano,G 2013).

4.6.4¿Cómo afecta la temperatura en la desinfección?

4.6.4.1 Cloro

Los efectos de la inactivación dependen del tipo de microorganismo, dosis del desinfectante y del tiempo de contacto. (Hernández, A 2001).

La hidrólisis se completa en pocos segundos a 0°C, disminuyendo el tiempo al aumentar la temperatura, a 18°C es de décimas de segundo. (Hernández, A 2001).

Figura 4.8

La constante de ionización $K_{Cl} = \frac{(H^+)(OCl^-)}{(HOCl)}$ depende de la temperatura según la siguiente tabla:

Temperatura	0	5	10	15	20	25
K_{Cl}	$2,0 \times 10^{-8}$	$2,3 \times 10^{-8}$	$2,6 \times 10^{-8}$	$3,0 \times 10^{-8}$	$3,3 \times 10^{-8}$	$3,7 \times 10^{-8}$

Tabla 4.6 Constante ionización en función de la temperatura

Cloro y sustancias orgánicas. Haloformos

En la cloración de un agua natural, se genera aproximadamente dos veces más cloroformo a 25 °C que el generado a 3°C.

Las bacterias pueden vivir a determinadas temperaturas, generalmente entre 5°C y 80°C.

La constante de desinfección a T°C se puede expresar de la siguiente forma:

$$K_T = K_{20} (1 + \theta)^{T-20}$$

Donde :

K_t = constante de la desinfección a T°C

K_{20} = constante a 20°C

T= temperatura en °C

θ = factor que varía entre 0,06 y 0,08

4.6.4.2 Ozono

La solubilidad aumenta cuando disminuye la temperatura. La disolución de ozono sigue la ley de Henry dependiendo de la presión y temperatura.

Figura 4.9 Coeficiente de reparto de ozono-Temperatura (Hernández, A 2001).

Tabla 4.6 Temperatura del agua Fuente : Manual de diseño EPA/625/1-86/02, Octubre 1986 (Hernández, A 2001).

Temperatura	Constante	Concentración de ozono		Solubilidad
del agua	de Henry	mg/l	ppm-vol	del ozono
(°C)	(atm/mol)			(mg/l)
0	1.940	12.07	6.044	8.31
5	2.180	12.07	6.044	7.39
10	2.480	12.07	6.044	6.50
15	2.880	12.07	6.044	5.80
20	3.760	12.07	6.044	4.29
25	4.570	12.07	6.044	3.53
30	5.980	12.07	6.044	2.70
0	1.940	18.11	9.069	12.47
5	2.180	18.11	9.069	11.09
10	2.480	18.11	9.069	9.75
15	2.880	18.11	9.069	8.40
20	3.760	18.11	9.069	6.43
25	4.570	18.11	9.069	5.29
30	5.980	18.11	9.069	4.04
0	1.940	24.14	12.088	16.62
5	2.180	24.14	12.088	14.79
10	2.480	24.14	12.088	13.00
15	2.880	24.14	12.088	11.19
20	3.760	24.14	12.088	8.57
25	4.570	24.14	12.088	7.05
30	5.980	24.14	12.088	5.39
0	1.940	36.21	18.132	24.92
5	2.180	36.21	18.132	22.18
10	2.480	36.21	18.132	19.50
15	2.880	36.21	18.132	16.79
20	3.760	36.21	18.132	12.86
25	4.570	36.21	18.132	10.58
30	5.980	36.21	18.132	8.09

Figura 4.10 Solubilidad a 10°C (Hernández, A 2001).

Haigme y Bader han demostrado que el tipo de descomposición del O₃ es una función compleja de la temperatura, pH y la concentración de constituyentes orgánicos e inorgánicos.

Preparación de aire de alimentación

En el proceso de preparación del aire de alimentación el aire que sale del compresor está a alta temperatura siendo preciso un enfriamiento, utilizando como refrigerante agua. Para sistemas de baja presión los intercambiadores tipo aire/agua permite una reducción de la temperatura del aire hasta 5°C por encima del agua utilizada en la refrigeración. Mediante el enfriador frigorífico se reduce la temperatura del aire hasta 5 °C. Para sistemas de alta presión el aire comprimido se produce a temperatura no muy elevada por lo que el sistema de pretratamiento es más sencillo. Al no ser la temperatura elevada no es necesario enfriador si la temperatura del agua está dentro de los límites normales.

El tamaño del secador por adsorción está directamente relacionado con la humedad absoluta del aire y de la temperatura.

Los geles utilizados para los absorbentes varían con la temperatura del aire y con su humedad, a partir de 20°C a 25 °C.

Las altas temperaturas favorecen la descomposición del ozono, especialmente en concentraciones elevadas. (Hernández, A 2001).

El efecto de la temperatura en la ozonización BP3 (benzofenona 3, producto intermedio que se encuentran en productos de cuidado personal, champúes, usados como filtros UV, UV-F) se investigó entre 25 ° C y 65 ° C . Dentro de este intervalo, las constantes de velocidad BP3 aumentaron 0,0556 a 0,0912 min⁻¹ a temperatura más alta, mientras que no se observó ningún efecto significativo en el consumo de ozono. La variación de temperatura puede influir en los procesos de ozonización en dos aspectos. En primer lugar, el coeficiente de la ley de Henry de ozono aumenta en más de un factor de 2 a mayor temperatura (25-65 ° C) (Phattaranawik et al., 2005), lo que limita la transferencia de masa de gas a la fase líquida y por lo tanto afecta negativamente la eficiencia de degradación de la BP3. En segundo lugar, la temperatura más alta puede aumentar tanto la inestabilidad de ozono en sí, así como la activación de las especies reactivas que conducen a la mejora de la tasa de degradación BP3 (Zhao et al., 2009). En las condiciones aplicadas en este estudio, parece que el segundo efecto de la temperatura domina la primera. Dado que se espera que la cantidad de ozono disuelto en la fase acuosa disminuya a temperatura más alta, y dado que la cantidad consumida de ozono es casi independiente de la temperatura, parece que una fracción mayor de ozono disponible se transforma a temperatura más alta, lo cual indica un uso más eficiente de ozono acuoso para la degradación BP3 directa o radicalar.

4.6.4.3 Ultravioleta

Las lámparas de arco de mercurio de baja presión son diseñadas para operar a eficiencia máxima con una temperatura de pared de lámpara de 40°C. (Gago-Ferrero, P 2013).

Las lámparas de arco de mercurio de presión media están diseñadas para operar con una temperatura de pared entre 650 y 850 °C.

La dosis depende entre otros factores de la temperatura del agua.

La temperatura del agua no tiene un impacto sobre la tasa de inactivación microbiana por UV. La temperatura puede tener un impacto directo sobre la energía UV de salida de una lámpara de arco de mercurio de baja presión.

El impacto dependerá en la transmisión de calor de la lámpara al agua circundante y depende por tanto del buen diseño de la camisa de cuarzo, que debe mantener la lámpara dentro de su temperatura óptima de operación. Dado que las lámparas de arco de mediana presión operan a temperaturas muy por encima de la del agua, la energía de salida de la lámpara de mediana presión no se ve afectada por cambios en la temperatura.

4.6.4.4 Radiación solar

Se ha observado que mediante uso de la desinfección mediante energía solar con reactores PET de color oscuro se observó que para $T > 50\text{ }^{\circ}\text{C}$ la *Escherichia Coli* se eliminaba en un 99 %. (Rodrigues Marques,A 2013).

El comportamiento de la temperatura del agua en un reactor PET puede ser predecibles, con valores asimilables a la curva experimental $r^2=0,99$.

Figura 4.11. Validación del modelo de calentamiento de agua en los reactores de PET de cubierta negra (A); Radiación solar en el día del experimento en Agosto (B). (Rodrigues Marques,A 2013).

Como pretratamiento el uso de UV/H₂O₂ (radiación ultravioleta combinada con proceso de oxidación avanzada de peróxido de hidrógeno). (Sanz,J 2013).

En condiciones ambientales (25°C) la eliminación de LAS (linear alkylbenzene sulphonates) es doble con la aplicación de 200W comparado con la de 100 W. A partir de 40 °C de alguna manera es independiente de la potencia suministrada observando una eliminación de aproximadamente un tercio de las LAS iniciales.

El uso de niveles de temperatura por encima del ambiental en la UV/H₂O₂ proceso de oxidación avanzada favorece significativamente cinética y parámetros fotolíticos. El rendimiento cuántico de LAS (linear alkylbenzene sulphonates) aumenta con la temperatura hasta 60°C. Además, el efecto oxidante del peróxido de hidrógeno también se ve favorecido por la temperatura, intensificando la reactividad de los radicales hidroxilo con LAS, que es la reacción llave de la AOP. En general, y de acuerdo con los altos valores de energías de activación calculadas, el proceso de UV/H₂O₂ es más sensible a temperatura que otros AOP, por ejemplo el reactivo de Fenton.

La determinación de los valores de operación óptimos para LAS con el sistema térmico UV/H₂O₂ (100W) se determinó en una temperatura de 60°C y una dosis de peróxido de hidrógeno de D=5 a D= 10. En estas condiciones casi todas las LAS (1grL-1) iniciales estaban agotadas en un tiempo de reacción de 60 min con una extraordinaria eficiencia en oxidante (100%).

El proceso UV/ H₂O₂ es más eficiente en la oxidación de LAS y el uso de peróxido a temperaturas medias (40° y 60°C) valores intermedios de concentración D= 5 a D=20).

El uso de mayor temperatura (80 ° C) o por encima de las cantidades de peróxido (D = 20) resultan ineficientes, debido a la descomposición térmica del peróxido en conjunción con reacciones barrido entre el exceso de radicales hidroxilo y H₂ O₂. (Sanz,J 2013).

Para el tratamiento de las aguas residuales procedente de munición se ha utilizado la combinación ultrasonido y el proceso de Fenton (US-Fenton) y se ha estudiado el efecto de la temperatura en este proceso. La siguiente figura muestra el efecto de la temperatura con variaciones desde 25 hasta 40 ° C. (Yangang,L 2013).

Figura 4.12 Efecto de la temperatura en el proceso.

La eliminación de COT, DQO, y color aumentaron y alcanzaron 76, 85 y 93%, respectivamente. También se observa que ACON (average carbon oxidation number) aumentó gradualmente desde -2,0 a 2,0-3,0 con el aumento de la temperatura. (Yangang,L 2013).

De acuerdo con la siguiente ecuación de Arrhenius, se puede calcular la energía de activación de la reacción:

$$K = A e^{(-Ea/R_T)}$$

donde k = la constante de velocidad de reacción, A = el factor de frecuencia que depende de las probabilidades de colisión molecular y la orientación de la colisión, E_a = la energía de activación (kcal / mol), R = constante universal de los gases (kcal / mol K), y T es la temperatura absoluta (K).

La energía de activación se calculó utilizando la tasa de degradación de la DQO. Los resultados en la figura. 6 (b) muestra la existencia de dos regiones distintas de temperatura con la ruptura a 35 ° C, lo que indica la cinética de degradación únicas. La energía de activación fue de 22,88 y 2,17 kJ / mol en el rango de temperatura de 20-35 ° C y 35-50 ° C, respectivamente. En la región de temperatura de 35 a 50 ° C la energía activada se convirtió en baja, lo que indica que la degradación térmica sucedió. Kim y Huang estudiaron la oxidación sonoquímica de hidrocarburos policíclicos aromáticos de azufre (HAP) en solución acuosa y reportado energía de activación de 20,5 y -14,96 kJ / mol en el rango de temperatura de 20-50 ° C y > 50 ° C, respectivamente. Huang y Myoda [37] estudiaron la inactivación de *Cryptosporidium* y reportaron las energías de activación de 3,05 kJ / mol y -1,87 kJ / mol para los rangos de temperatura de 9-33 ° C y 33-50 ° C, respectivamente. En el proceso U.S, es sabido que antes de que las burbujas colapsaran y rompieran, la temperatura en las burbujas puede alcanzar hasta varios miles de grados Kelvin y la presión de varios cientos de atmósfera. Bajo tales circunstancias, los compuestos orgánicos se pueden descomponer directamente por pirólisis en el interior de las burbujas. Por lo tanto, la eficiencia de la degradación mejora con el aumento de la temperatura hasta una cierta presión de la temperatura máxima. Si se incrementa este valor, el ratio permanece relativamente constante o decrece. En el proceso U.S las altas temperaturas facilita la formación de burbujas debido a un incremento en la presión de vapor de equilibrio. Sin embargo, a elevadas temperaturas las burbujas contienen más vapor de agua que pueden amortiguar la implosión y consecuentemente reducir la temperatura máxima y la presión de vapor obtenido durante el colapso de la burbuja, por lo tanto, disminuye la intensidad de la cavitación que resulta en la disminución observada del ratio de eliminación a temperaturas superiores a 35° C.

4.6.4.5 Lagunas de maduración

Según Sastry y Monhanrao (1976) la eliminación de los virus se consigue mejor cuando las temperaturas son superiores a 25°C. (Hernández, A 2001).

La temperatura influye en la eliminación de los agentes patógenos. La reducción de bacterias fecales en lagunas sigue una ecuación cinética de primer orden:

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

Donde:

N_e es el número de bacterias fecales por 100 ml efluente

N_i es el número de bacterias fecales por 100 ml influente

K_b constante de primer orden para la reducción de las bacterias fecales (d^{-1}),

donde varía sensiblemente con la temperatura y viene dado por la siguiente ecuación:

$$K_b(T) = 2.6 \times 1.19^{(T-20)}$$

Donde:

$K_b(T)$ es el valor de K_b a la temperatura $T^\circ C$.

Varios procesos biogeoquímicos que regulan la eliminación de nutrientes en los humedales se ven afectados por la temperatura, que tanto influye en la eficacia global del tratamiento. Los efectos de la temperatura de la superficie de humedales de tratamiento de flujo se describen a menudo a través de una ecuación modificada de Arrhenius dependiente de la temperatura. (3) de la siguiente manera (Kadlec y Reddy, 2001; Kadlec et al, 2000.): $K = K_{20} \theta (T-20)$ (3) donde k = tasa areal de eliminación constante, k_{20} = velocidad de eliminación superficial constante a $20^\circ C$, T = temperatura ($^\circ C$), θ = coeficiente de temperatura. (Kato, K 2013).

$$K = K_{20} \theta^{(T-20)}$$

4.6.4.6 Membranas

En la osmosis inversa la temperatura influye mediante la siguiente ecuación de Van 't Hoff:

$\Pi = c RT$ donde Π es la presión osmótica de una disolución de un soluto, c su concentración, R la constante de los gases y T su temperatura absoluta.

Las temperaturas elevadas producen un deterioro afectando sobre todo a los materiales termoplásticos. (Hernández, A 2001).

La permeabilidad K_{20} es considerablemente más alta operando en condiciones psicrófilas que mesófilas, esto es debido a que la actividad de la biomasa en condiciones psicrófilas del licor mezcla es más baja que en condiciones mesófilas. Por tanto, en condiciones psicrófilas se observó más bajo la EPS_s (extracellular polymeric substances) y SMP_s (soluble microbial products), lo cual afecta no solo a "three-dimensional floc matrix" sino también a la tendencia de fouling. (Robles, A 2013).

La permeabilidad K_{20} es más sensible a los cambios en MLTS (sólidos totales en el licor mezcla) cuando la operación se realiza a 20°C que a 33°C.

La figura siguiente muestra las diferentes K observadas en condiciones mesófilas y psicrófilas, aumentando la permeabilidad con los mismos flujos a través de la membrana y MLTS, debido a que la actividad de los microorganismos es menor en condiciones psicrófilas del licor mezcla que en condiciones mesófilas.

Donde J_{20} es flujo a través de la membrana "transmembrane flux".

Figura 4.13. J₂₀ a 13.3 LMH y 33 °C; J₂₀ a 10 LMH y 33 °C; y J₂₀ a 13.3 LMH y 20 °C.

Los MLTS se ha identificado como uno de los factores clave que afectan a K_{20} , éste mantiene valores sostenibles incluso con altos valores de MLTS (por encima de los 25 g L⁻¹). Se ha encontrado ser más propenso al fouling de la membrana bajo condiciones mesofílicas que psicofílicas debido a la mayor producción de SMP. (Robles. A 2013).

La retención de fenol presenta una tendencia decreciente con el ascenso de la temperatura con la adición de temperatura, CMC(Critical Micellar Concentration) de grados de micelas de contra-ion disociado se eleva , por lo tanto, el número de micelas agregadas decrece, lo que resulta un incremento de la cantidad de moléculas de alimentación de fenol. Por otra parte, temperaturas más altas pueden conducir a una extensión de los poros de la membrana y el movimiento térmico molecular , como resultado, más CG micelas y moléculas de fenol pasan a través de la membrana y entran en la corriente de permeado. Es responsable de la disminución de la retención de CG de 95,8% a 93,6%. (Zhang,W 2013).

En la siguiente gráfica se observa que el flujo de permeado aumenta con el aumento de la temperatura, mientras que la resistencia secundaria casi se mantenga una constante. Se puede atribuir a dos factores: cuando la temperatura aumenta, el flujo de permeado asciende, debido a la extensión de los poros de la membrana y,

además, la viscosidad de la solución disminuye, lo que de acuerdo a la ecuación siguiente, la resistencia R secundaria casi se mantenga una constante.

$$R_s = \frac{\Delta P}{(J(t)\mu)} - R_{mem}$$

donde ΔP y μ son la presión transmembrana (Pa) y la viscosidad de la solución (Pa · h), respectivamente (la viscosidad del agua destilada a temperatura de 20 ± 1 °C equivale a $1,01 \times 10^{-3}$ Pa · s)

Figura 4.14.Efecto de la temperatura sobre la retención de fenol y tensioactivo

Figura 4.15 Efecto de la temperatura sobre la resistencia del flujo de permeado y secundaria (RS) (Zhang,W 2013).

El aumento de flujo de permeado en la OD (destilación osmótica) con la temperatura es más significativa en la temperatura alta (es decir, 40 ° C) (figura. 3). El flujo de permeado aumentó 3,5 a 5,2 L / h m² al aumentar el tamaño de poro de membrana de 0,2 lm (TF200) a 1 lm (TF1000). (El-Abbassi,A 2013).

Figura 4.16 .El flujo inicial de permeado de diferentes membranas de PTFE y diferentes temperaturas en el tratamiento de OMW crudo por la OD con un permeado de CaCl₂ concentración de 5 M y una velocidad de agitación de 500 rpm.

La mejora del el flujo permeado inicial con la temperatura es debido al incremento de la presión de vapor del agua siguiendo la ecuación de Arrhenius de dependencia con la temperatura, el cual incrementa la fuerza impulsora aunque el proceso de destilación osmótica sea isoterma. Resultados similares se observaron con anterioridad por M.Corel y otros ,durante la concentración de soluciones de sacarosa por Destilación osmótica a diferentes temperaturas. (El-Abbassi,A 2013).

Mediante el uso de la herramienta POCIS (Polar Organic Chemical Integrative Sampler) para el seguimiento de los productos farmacéuticos de aguas residuales procedentes de hospital se estudió la influencia de la temperatura con dos experimentos complementarios a los 15 y 25 ° C, con un velocidad de flujo de 0,29 m / s. A excepción de SULFA, Rs (frecuencia de muestreo (L / d)) los valores aumentaron entre 15 y 25 ° C, pero no hubo diferencias significativas entre los 20 y 25 ° C .Togola y Budzinski (2007) observó un ligero aumento de Rs entre 15 y 21 ° C dependiendo de los compuestos farmacéuticos. Li et al. (2010a) también informó de diferencias con un aumento de dos veces o menos de los valores de Rs entre 5 y 25 ° C para los productos farmacéuticos. Los valores de Rs determinados en este estudio son consistentes con los valores estudiados en la literatura. (Bailly,E 2013).

Las isothermas de adsorción se llevaron a cabo a 25 ° C y 35 ° C con el modelo de Langmuir. La máxima capacidad de adsorción de As (arsénico) (V) de F400-M a 400 mg L⁻¹ fue 588 mg L⁻¹ a 35 ° C y 526 mg L⁻¹ a 25 ° C. Estos resultados indican que la temperatura no afectó significativamente la capacidad de adsorción, y sugieren que la adsorción se lleva a cabo por enlaces químicos entre el As (V) y hierro hidro (óxidos). Varios autores han obtenido resultados similares. Por ejemplo, Banerjee et al. (2008), Mondal et al. (2007) y Solozhenkin et al. (2003) informaron que cuando varía la temperatura de 25 ° C hasta 60 ° C durante la eliminación del As (V) desde el agua, la capacidad de adsorción de átomos de carbono modificados de hierro y / o hierro hidro (óxidos) no cambia significativamente. (Vitela-Rodriguez, A.V 2013).

En la siguiente gráfica se observa las isothermas de adsorción a diferentes temperaturas donde se observa como la capacidad de adsorción se incrementa ligeramente con la temperatura.

Figura 4.17 Isothermas de adsorción en función de la temperatura

Para determinar la naturaleza del proceso de adsorción, los parámetros termodinámicos fueron calculados usando las siguientes ecuaciones:

$$\Delta G = -R_T \ln K$$

$$\ln K = \frac{\Delta H}{R_T} + C$$

$$\Delta G = \Delta H - T(\Delta S)$$

Donde T representa la temperatura absoluta en K, ΔG es la energía libre de Gibbs, K es la constante isoterma de Langmuir, ΔH es la variación de entalpía y ΔS variación de entropía. (Vitela-Rodriguez, A.V 2013).

El objeto de este estudio es investigar como la variación de la temperatura en las propiedades de EPS y SMPs y la estructura de la comunidad microbiana para predecir la contribución al ensuciamiento de la membrana. Para el estudio utilizó un HRT de 4,9 h y SRT de 40 días durante 3 años a temperaturas de 8,7° a 19,7°. (Ma, Z 2013).

Los resultados demostraron que la temperatura muestra una influencia significativa en propiedades de los SMP y EPS. Mayores concentraciones de SMP, en especial mayores concentración de polisacáridos a la temperatura más baja se identificó como el factor crucial para facilitar el ensuciamiento de la membrana.

A menor temperatura, α -proteobacterias y algunas bacterias filamentosas fueron relativamente ricas, lo que podría causar graves ensuciamiento de la membrana.

Rosenberger et al. (2006) observó en dos MBRs paralelos una mayor concentración de polisacáridos en el licor mezcla en suspensión durante bajas temperaturas por lo que se producían una mayor ratio de suciedad en el MBRs. Resultados similares se obtuvieron en 2007 por Drews et al. y Van den Brink et al. (2011).

Según Van den Brink et al., 2011 cuando la temperatura crece gradualmente (febr. 2011 a may 2011) la resistencia total disminuye. Esto es debido a la reducción de la viscosidad del licor mezcla y al incremento de la permeabilidad del agua bajo altas temperaturas.

En este estudio se ha medido la resistencia al ensuciamiento de la membrana observando una reducción de $2.14 \times 10^{12} \text{ m}^{-1}$ to $0.15 \times 10^{12} \text{ m}^{-1}$ con el incremento de la temperatura, indicando que la temperatura tiene un impacto en la irreversible adsorción y bloqueo de los poros. (Ma, Z 2013).

4.6.5 ¿Cómo puedo alterar la T en cada uno de los procesos anteriores?

4.6.5.1 Formas de aplicación Térmica

El control preciso de las condiciones térmicas en el interior de las estructuras microbianas en bioreactores puede ser alcanzada con la aplicación de microondas (MW). (Zielinski, M 2013).

En todas las condiciones de temperatura aplicados (20-40° C), no hubo un impacto estadísticamente significativa de la radiación de microondas (en comparación con el calentamiento por convección) sobre la eficiencia de orgánica eliminación de compuestos. (Zielinski, M 2013).

En este estudio se comprobó la aplicación de microondas como calentamiento del reactor comparado con el calentamiento convencional mediante convección. Esto se realizó mediante dos reactores diferentes cada uno con un sistema de calentamiento. Se utilizó un digestor anaerobio híbrido operando a escala piloto. (Zielinska, M 2013).

Para conseguir una temperatura de operación suficiente, en el caso de aguas frías, puede utilizarse el propio biogás generado en el proceso. Para aguas residuales con carga orgánica baja o moderada el biogás producido puede no ser suficiente para alcanzar la temperatura de 35 °C. (Hernández, A 2001).

Mediante intercambiadores de calor de agua caliente situados en el exterior del tanque y recirculación del mismo (el agua es calentada en una caldera alimentada por el gas de digestión), o por circulación a través de intercambiadores de calor en el interior del tanque, es decir, el agua caliente circula a través de tuberías o serpentines adosados a la pared interior del digestor. Este sistema crea problemas de formación de costras en la pared exterior de las tuberías, disminuyendo la transferencia de calor. Otro sistema empleado es la inyección de vapor de agua caliente directamente en los digestores.

4.7 Frontera del conocimiento

En el apartado 4.6.1 en relación al efecto de la temperatura en el pretratamiento ha quedado ampliamente respondido, siendo para el desarenador prácticamente nula la influencia de la temperatura. En el caso de la eliminación de grasas favorece las bajas temperaturas. Para el caso del tratamiento primario en los estudios planteados consideran una dispersión de los rendimientos, por lo que no hay una conclusión fiable al respecto. Respecto al apartado 4.6.2 en relación al tratamiento biológico de fangos activos, se ha diferenciado entre el efecto de la temperatura en la biofloculación y la decantación. En ambos casos se ha respondido a las preguntas planteadas. En aquel, al depender la formación de los flóculos de los polímeros en la etapa de desarrollo embrionario las altas temperaturas afectan negativamente por influir en sus membranas, por lo que la floculación disminuye. En relación a eliminación de DQO disminuye con la temperatura, considerando el efecto beneficioso de la temperatura en sus rendimientos. Respecto a la decantación floculada se considera favorable el aumento de la temperatura en el proceso.

Para el apartado 4.6.2.3 en relación a la influencia de la temperatura en el desarrollo de los microorganismos queda claro el efecto positivo de la temperatura en el aumento de crecimiento de los mismos hasta una cierta temperatura o punto donde las funciones celulares paran.

En relación al apartado 4.6.3.3 en relación a la influencia de la temperatura en la digestión. En ambos casos se ha investigado ampliamente. En la digestión anaerobia se ha estudiado las ventajas en los rangos mesofílicos y termofílicos.

En el apartado 4.6.5 en relación a las aplicaciones o fuentes de suministro no se ha obtenido información sobre el calentamiento de agua residual. Esto es debido a que no existe una razón técnica-económica para su aplicación en los diferentes procesos debido al excesivo volumen de agua que sería necesario calentar.

Las únicas aplicaciones encontradas han sido la aplicación del biogás generado en el proceso anaerobio mediante intercambiadores de calor de agua caliente en el exterior del tanque o en el interior del tanque e inyección de vapor de agua caliente directamente en los digestores.

En las plantas en las que no se realiza la digestión anaerobia de los lodos, éstos se gestionan o bien en vertederos o son llevados a centros de secado y/o producción de fertilizantes.

En las plantas en las que los lodos se conducen a una digestión anaerobia en la misma planta, son utilizados para la producción de gas y para la generación de electricidad con motogeneradores. Los gases de escape son utilizados para el suministro de calor a los digestores para el mantenimiento de la temperatura. Sin embargo, la energía de los gases de escape es de gran calidad, siendo la temperatura mayor de 150° en el aire y mayor de 90° en el agua de refrigeración de las camisas de los motores por lo que su uso para el calentamiento o mantenimiento de la temperatura del digestor es poco eficiente.

Para el suministro de calor a los digestores no es necesario temperaturas tan altas, siendo suficientes temperaturas entre 30-35°. Temperaturas que podría proporcionar la energía solar, debido a que es en estas condiciones de trabajo el rendimiento de los colectores de placa plana son mayores, permitiendo por tanto, el uso de la energía procedente de los gases de escape para el secado de lodos u otros procesos que emplean una temperatura superior.

Por tanto, ante la falta de información sobre este proceso, se hace necesario estudiar el calentamiento de un digestor anaerobio mediante la aplicación de la energía solar térmica, obteniendo energía mediante paneles solares, para su posible aplicación a escala real.

4.8 Objetivos definitivos

El objetivo general del presente trabajo es:

Estudiar el calentamiento de un digestor anaerobio mediante la aplicación de la energía solar térmica, obteniendo energía mediante paneles solares, para su posible aplicación a escala real.

Los objetivos definitivos de la investigación son:

Objetivo n°1: Estudio de la transferencia energética y ahorro energético debido al aislamiento del digestor. Para ello, estudiaremos el calentamiento a escala piloto de un digestor mediante serpentín utilizando energía solar térmica.

Objetivo n°2 Desarrollo de un procedimiento para el diseño de instalaciones solares: superficie de paneles solares, máximo espesor de aislamiento y características de diseño del serpentín. Para ello estudiaremos la aplicación del calentamiento de un digestor mediante serpentín utilizando energía solar térmica a un caso real para distintas zonas climáticas: cálidas, templadas y frías, realizando un estudio económico del mismo.

5. FASE EXPERIMENTAL

La fase experimental de la presente investigación tiene por objeto estudiar la aplicación de la energía solar térmica en el calentamiento de un digestor anaerobio. El agua calentada mediante un panel solar es conducida por el interior de un serpentín que rodea la superficie de dicho digestor, como apoyo a los métodos convencionales del calentamiento de fangos como la resistencia eléctrica o el intercambiador de calor mediante la energía obtenida por el gas metano producido en la digestión anaerobia.

La investigación se realizó en las Instalaciones del Laboratorio de Ingeniería Sanitaria de la Escuela Técnica Superior de Ingenieros de Caminos, Canales y Puertos de la UPM.

5.1 Descripción de la planta piloto.

Para el desarrollo de la investigación ha sido necesario la instalación a escala real de dos circuitos: un circuito constituido por placa solar e intercambiador-acumulador y un circuito constituido por un serpentín instalado en la superficie del digestor de forma que pudiera mantener una temperatura en su interior de 32°C.

El Circuito nº1 lo constituye el colector solar y el depósito intercambiador-acumulador de calor unidos mediante un circuito de cobre de diámetro 15 mm aislado mediante polipropileno expandido de diámetro 22 mm y espesor 9 mm.

El circuito nº2 consiste en un circuito de polipropileno (PPR) de 20 mm que saliendo del depósito intercambiador traslada el agua caliente hasta un serpentín que rodea dos de los digestores en estudio.

En el siguiente esquema se puede ver el conjunto de la instalación:

Figura 5.1 Esquema de la instalación

5.1.1. Circuito n°1 primario

El circuito n°1 lo constituyen los siguientes elementos:

- Colector solar de placa plana (c.p.p)
- Tubería de cobre de diámetro 15 mm
- Depósito intercambiador-acumulador

A continuación se presenta el esquema del circuito n°1:

Figura 5.2 Circuito n°1

Colector solar de placa plana (c.p.p)

El captador o colector solar es el encargado de transformar la radiación solar en energía útil para el calentamiento del agua. El colector elegido es una placa de 2,2m x1m constituido por los siguientes elementos:

Un absorbedor metálico, compuesto por una parrilla de tubos en contacto con una chapa de cobre. Por el interior de los tubos circula el fluido que se debe calentar.

Una cubierta de vidrio de alta transmisión y de gran resistencia. Su misión es permitir que la radiación incida eficazmente en el absorbedor, protegerlo del exterior y evitar las pérdidas energéticas por la cara frontal del captador

Figura 5.3. Placa solar empleada en la instalación

Tubería de cobre de diámetro 15 mm

El circuito conecta el colector solar con el depósito intercambiador de calor. El diámetro de la tubería es de 15 mm, aislado mediante aislamiento de polipropileno expandido de diámetro 18 mm.

La longitud del circuito nº1 es de 17 m.

Figura 5.4. Rollo de cobre

Los elementos que forman el circuito son:

- Purgador
- Vaso de expansión
- 2 vainas para sondas
- Manómetro
- Codos
- Bomba de recirculación
- Termostato en depósito

Depósito intercambiador-acumulador

El depósito intercambiador-acumulador tiene las siguientes características:

Volumen: 80 l

Superficie de intercambio: 0,36 m²

Temperatura máxima: 85°

Potencia nominal(W): 1500

Figura 5.5 Intercambiador Acumulador.

5.1.2 Circuito n°2

El circuito denominado n°2 tiene su origen en el depósito intercambiador-acumulador y finaliza en el serpentín que rodea los digestores denominados D1 y D2.

La longitud del serpentín en cada uno de los digestores es de 10 m.

Los elementos que conforman el circuito son:

- Tubería de PPR(polietileno) de diámetro 20mm aislado con polipropileno expandido -de diámetro 22 mm con una longitud de 49,8 m
- 2 bombas de recirculación.(una para cada digestor)
- 2 Serpientes de cobre de 15 mm de diámetro de longitud 10 m.
- 4 vainas para medición de Temperatura de entrada y salida de los digestores D1 y D2
- 2 vasos de expansión

- Purgador
- 2 Digestores

El esquema del Circuito n°2 es el siguiente:

Figura 5.6 Esquema circuito n°2

A continuación se muestra una fotografía de los digestores utilizados en la investigación:

Figura 5.7 Digestores.

Los digestores están contruídos de acero inoxidable. Uno de los digestores se ha recubierto con aislamiento de fibra de vidrio de 5 cm de espesor y poliuretano de 1cm de espesor, en cuyo interior se encuentra el serpentín de cobre que rodea el digestor. El segundo digestor no tiene aislamiento, por lo que el serpentín está en contacto con el acero inoxidable y el ambiente. Un tercer digestor no tiene calentamiento por serpentín, se encuentra a temperatura ambiente.

Cada uno de los tres digestores de capacidad 100 l posee en la parte superior una perforación para la evacuación del biogás hacia su dispositivo de medición. La otra perforación servirá para la introducción de la sonda Pt-100 la cual nos permitirá poner en marcha la bomba de recirculación del circuito del serpentín cuando la temperatura sea inferior a 31°,asi como la medición de la temperatura en el interior de cada uno de los digestores. Dicha sonda PT-100 estaba regulada mediante el tablero de control.

En la parte inferior de cada uno de los tres digestores de forma cónica, se conectó una manguera flexible por la que se recircula el lodo mediante una bomba

peristáltica de 0,25 Kw, controlada con un panel de control de 0-50 rpm. De dicha bomba parte otra tubería hacia la parte superior del digestor llevando el lodo hacia dicha zona para facilitar la mezcla del sistema.

Figura 5.8. Panel de control

Figura 5.9. Bombas de recirculación de fangos

5.2 Parámetros y técnicas analíticas

5.2.1 Parámetros de control

5.2.1.1 Radiación

Para la medición de la radiación solar se utilizó un piranómetro marca LI-COR, Inc. Modelo LI-189.

Figura 5.10. Radiómetro

Figura 5.11. Radiómetro

5.2.1.2 pH

La determinación se realiza directamente desde la muestra mediante un pHmetro marca CRISON modelo 507.

La calibración del pHmetro se llevó a cabo siguiendo las instrucciones del fabricante y se introdujo el electrodo de pH en la muestra que se deseaba analizar dejando que se estabilizara y anotando el pH obtenido.

Figura 5.12. pHmetro

5.2.1.3 Temperatura

3 datalogger marca TESTO modelo 177-H1 con sondas de inmersión marca TESTO modelo IP65 con funda de aluminio para medición de temperatura del agua en el interior de ambos circuitos y en el interior de cada uno de los digestores.

- 1 Datalogger marca TESTO modelo 175-H2 para medición de Temperatura exterior
- Termómetros de mercurio
- 3 sondas Pt-100 como apoyo para medición de temperatura y para puesta en marcha de las bombas de recirculación cuando la temperatura en el interior de los digestores D1 y D2 estaban por debajo de 31°. Cuando la temperatura era superior a 33°, la sonda PT-100 transmitía la señal para parar la bomba.

Las mediciones realizadas tanto en el circuito nº1 y nº2 son las siguientes:

Tª exterior

Tª entrada depósito (T salida del colector)

Tª salida depósito (T entrada colector)

Tª depósito (Temperatura en el interior del depósito)

Tª laboratorio donde se ubican los digestores

T^a entrada al digestor D1 y D2

T^a salida del digestor D1 y D2

T^a interior digestor D1

T^a interior digestor D2

T^a interior digestor D3

Las sondas para la medición de Temperatura de entrada y salida del colector se situaron a la entrada y salida del depósito para facilitar su medición, debido a la ubicación del colector.

Para la medición de las muestras se utilizaron termómetros Celsius de mercurio, con escala de 0,1°C sobre el tubo capilar y con una capacidad térmica mínima para permitir un equilibrado rápido.

5.2.1.4 Determinación de composición y riqueza de biogás

Para analizar la cantidad de biogás producido se instaló un contador Gallus 2000, que cuenta con cámaras de medida de paredes deformables. El sistema de transmisión se basa en una válvula de distribución rotativa que comunica el movimiento al totalizador a través de un sistema prensaestopas. El grupo se aloja en una sólida caja de acero. La toma de lectura es directa.

Figura 5.13 medidores de gas

La riqueza del biogás se midió con un analizador de gas. El analizador es una bomba integral que succiona gas, el cual entra a través de una trampa de agua en línea y lo pasa por un filtro reemplazable dentro del compartimento. Una viga infrarroja se proyecta vía ventanas de zafiro a través de la muestra del gas. La viga es descubierta por dos detectores: uno para metano y uno para dióxido de carbono. Un microprocesador calcula la cantidad de luz infrarroja absorbida en diversas longitudes de onda y determina los niveles de concentración y de cantidad del gas presente.

5.2.2 Descripción de ensayos

Ensayos en el Circuito nº1 primario: Medición de temperaturas para el estudio de rendimiento de la placa solar plana utilizada y rendimiento del depósito intercambiador-acumulador utilizado en la instalación

Ensayos en el Circuito nº2 secundario: Medición de temperaturas para el estudio de la transferencia de la energía mediante el agua caliente del serpentín a los digestores, rendimientos.

5.2.3 Planificación en el tiempo

Las actividades se han dividido en las siguientes fases:

- Identificación de los parámetros y diseño de la instalación
- Montaje de la instalación, implantación del circuito, soldadura de las tuberías para completar el circuito.
- Ensayos de choque de la instalación
- Fase experimental
- Análisis de los resultados obtenidos, discusión de los mismos, las conclusiones pertinentes, los comentarios.

En la siguiente tabla se describe con más detalle las actividades de cada fase, así como la duración de cada una de ellas:

Tabla 5.1 Planificación en el tiempo

<i>Fases</i>	<i>Actividades</i>	Duración (semanas)
I	Identificación de los parámetros y diseño de la instalación	2 (1-15/06/15)
II	Montaje de la instalación	8 (15/06/15 a 15/08/15)
III	Ensayos de choque	5 (2/08/15 a 4/09/15)
IV	Fase experimental	3 (5/09/15 a 25/09/15)
V	Reporte de los resultados, análisis, conclusiones y redacción	4 (26/09/15 a 24/10/15)

5.2.4 Instalaciones y equipos

Para dar inicio a la fase experimental fue necesario analizar la situación inicial de los equipos existentes y poder así hacer inventario de los equipos necesarios para completar la instalación.

Al iniciar dicho proceso, los equipos existentes eran 3 digestores de 100 l de capacidad útil, 3 sondas Pt-100 y 3 bombas de tornillos de 0,25 KW para la agitación del licor anaerobio, así como un colector de placa plana.

Por lo que, antes de iniciar los trabajos fue necesario inventariar los elementos necesarios para completar la instalación y estudiar la posible ubicación de cada uno de los componentes de los circuitos.

Circuito n°1: El primer objetivo planteado era estudiar la mejor ubicación para el colector de placa plana. De todas posibles soluciones se eligió aquella que por su altura evitara las sombras producidas por la edificación y obtener así más horas de sol y por la facilidad de operatividad durante la investigación.

Figura 5.14. Ubicación panel solar

El captador o colector solar es el encargado de transformar la radiación solar en energía útil para el calentamiento del agua. El colector elegido es una placa de bajo coste marca VITOSOL de 2,2m x1m constituido por los siguientes elementos:

Un absorbedor metálico, compuesto por una parrilla de tubos en contacto con una chapa de cobre. Por el interior de los tubos circula el fluido que se debe calentar. Una cubierta de vidrio de alta transmisión y de gran resistencia. Su misión es permitir que la radiación incida eficazmente en el absorbedor, protegerlo del exterior y evitar las pérdidas energéticas por la cara frontal del captador.

Figura 5.15. Panel solar

Para su instalación fue necesario construir un soporte que soportar el peso de la placa, cuya inclinación fue necesario determinar. Siendo la latitud $40^{\circ} 26' 59''$. Para A.C.S (Agua caliente Sanitaria) la inclinación para todo el año corresponde con Latitud del lugar $+10^{\circ}$. Las variaciones $\pm 10^{\circ}$ con respecto al ángulo de inclinación óptimo no afectan sensiblemente al rendimiento y a la energía térmica útil por el equipo. Por lo que se decidió que fuera 45° para mayor facilidad en su construcción.

A continuación se muestra en la siguiente fotografía la estructura de soporte utilizado:

Figura 5.16. Soporte para panel solar

Para un mayor aprovechamiento de la radiación solar era necesario orientarla hacia el Sur geográfico. Para la determinación del sur geográfico se determinó la dirección de la sombra de una varilla vertical situada en el punto de ubicación de la placa solar a las 12 horas solares (mediodía solar). Para ello, dos horas antes del mediodía solar se marcó la sombra que la varilla resultaba. Cuando por la tarde, la sombra volvió a alcanzar la misma longitud marcamos otro punto. La recta que unió ambos puntos es la línea que estaba orientada exactamente en la dirección del paralelo terrestre y por tanto, una perpendicular a dicha recta señalaba la dirección Norte-Sur.

Figura 5.17. Sombras varilla

En la siguiente fotografía se observa la varilla utilizada para la obtención de las sombras para la obtención del sur geográfico:

Figura 5.18. Sombra varilla

Aunque la zona elegida para la ubicación del colector era la mejor según las opciones que se estudiaron, las horas de radiación en las que era posible obtener una mayor radiación fue de 4 horas. Correspondiendo en la mayor parte de los días entre las 10 y las 14:00 pm. Fuera de esa franja horaria, no era posible obtener radiación debido a las sombras que se producían debido a los muros cercanos a la posición del colector.

Figura 5.19. Horas de sol

A continuación, era necesario la colocación del depósito intercambiador-acumulador, para hacer frente a la demanda de los digestores en los momentos de poca o nula insolación.

El depósito elegido fue un depósito intercambiador-acumulador marca Idrogas de 80 l, de bajo coste mediante serpentín en su interior.

Figura 5.20. Serpentín

Figura 5.21. Intercambiador Acumulador

Figura 5.21. Depósito intercambiador-acumulador

Las características del depósito son:

Diámetro (mm):460

Altura (mm): 800 mm,

Temperatura máxima (T°): 85°

Potencia nominal(W):1500

Para las tuberías del circuito denominado n°1 primario que unen el depósito con el colector solar, se ha utilizado material de cobre recocido en rollo de 10 m de 15 mm de diámetro. Debido a su alta conductividad será necesario su aislamiento con polipropileno expandido de 18 mm de diámetro. La longitud de tubería del circuito primario fue de 17 m. A continuación se muestra el cobre y el aislante utilizado:

Figura 5.22. Rollo de cobre.

Figura 5.23. Aislamiento

El proceso de instalación del circuito se muestra en las siguientes imágenes:

Figura 5.24. Manipulación del cobre

Figura 5.25. Instalación de la tubería de cobre

Figura 5.26. Instalación de tubería de cobre (tubería de ida y de retorno)

Figura 5.27. Instalación conexión con colector y arreglos en la placa

Figura 5.28. Tubería de cobre

Figura 5.29. Purgador

Figura 5.30. Conexión con bomba de recirculación o electrocircular

Figura 5.31 Conexión tubería de cobre con electrocircular

Figura 5.32 Conexión tubería con serpentín

El fluido caloportador utilizado ha sido agua sin adición de líquido contra la congelación o ebullición. La temperatura máxima está limitada por la temperatura máxima del depósito de 85°C. Para evitar superar dicha temperatura y poder llegar el agua al punto de ebullición se instaló un termostato en el depósito.

Para la bomba de recirculación o electrocirculador se instaló una bomba marca Pedrollo de 0,55 KW.

A continuación, se muestran los dispositivos que completan el circuito n°1 primario:

Figura 5.33 Bomba de recirculación

Figura 5.34. Termostato

Figura 5.35 Manómetro

Figura 5.36. Vaso de expansión

Figura 5.37. Purgador solar

Figura 5.38. Vaina para sondas de temperatura

Figura 5.39. Vaso de expansión y Termostato Instalado

Figura 5.40. Manómetro esfera y llave de para llenado del circuito.

Por tanto, los elementos que componen el circuito primario son:

- Colector de placa plana
- Depósito Intercambiador-acumulador
- Purgador
- Vaso de expansión
- 2 vainas para sondas
- Manómetro
- Codos, racores....
- Bomba de recirculación

Para finalizar la instalación del circuito primario se aisló mediante coquilla de polipropileno expandido de 18 mm de diámetro, como se puede ver en las siguientes imágenes:

Figura 5.41. Material para la instalación del aislamiento

Figura 5.42. Instalación del aislamiento

Figura 5.43. Aislamiento instalado

Figura 5.44. Instalación del aislamiento mediante bridas para sujeción.

Figura 5.45. Instalación del aislamiento

En el caso del circuito n°2 secundario tiene su origen en el depósito intercambiador-acumulador y finaliza en el serpentín que rodea los digestores denominados D1 y D2.

La longitud del serpentín en cada uno de los digestores es de 10 m.

Los elementos que conforman el circuito son:

- Tubería de PPR(polietileno) de diámetro 20mm aislado con polipropileno expandido de diámetro 22 mm con una longitud de 49,80 m
- 2 bombas de recirculación.(una para cada digestor)
- 2 Serpentes de cobre de 15 mm de diámetro de longitud 10 m.

-
- 4 vainas para medición de Temperatura de entrada y salida de los digestores D1 y D2
 - 2 vasos de expansión
 - Purgador
 - 2 Digestores

La tubería del circuito n°2 es de PPR polietileno de 20 mm de diámetro exterior. Debido a que los digestores no se podían modificar de su lugar original, fue necesario instalar dos tuberías(ida y retorno) con una longitud total de 49,8 metros. Al ser la longitud por tubería de 4 metros, fue necesario soldarla en diferentes tramos. Se presenta a continuación la tubería de PPr en tramos de 4 m y el aislante de polipropileno expandido de 22 mm utilizado.

Figura 5.46 Tubería de PPR

Figura 5.47 Aislante

A continuación se muestra el proceso de instalación de la tubería de PPR:

Figura 5.48. Racores de unión, codos, válvula de esfera, manguitos, entronques, tes utilizados en la instalación.

Figura 5.49. Soldador para PPR(polietileno)

Figura 5.50. Conexión tubería de PPR con depósito

Figura 5.51 Tramo de PPR junto a depósito

Figura 5.52. Tramo de PPR

Figura 5.53 Tramo de PPR próximo a los digestores

Figura 5.54. Instalación de PPR próximo a la ubicación de los digestores

Figura 5.55. Bomba de recirculación de circuito secundario

Figura 5.56 Trabajos tramo de unión de piezas

Figura 5.57. Soldadura y conexión con la bomba de recirculación. Tramo final

Figura 5.58. Soldadura de un tramo de PPR. Tubería tubería de ida de retorno

Figura 5.59. Instalación de derivación para circuito del digestor D2 (sin aislamiento)

Figura 5.60. Bomba de recirculación para digestor D1 (aislado térmicamente)

Figura 5.61 Instalación para circuito del digestor D2.

Figura 5.62 Vaso de expansión

Figura 5.63. Vainas para sondas

Figura 5.64. Tramo para unión con serpentín de cobre

Figura 5.65. Vaso de expansión y piezas para conexión con bomba.

Figura 5.66. Conexión electrocircuitadores y vasos de expansión

**Figura 5.67. Conexión tramo PPR
con serpentín**

Para finalizar la instalación del circuito secundario hasta la conexión con el serpentín que permitirá el calentamiento de los digestores, se aisló mediante coquilla de polipropileno expandido de 22 mm de diámetro, como se puede ver en las siguientes imágenes:

**Figura 5.68. Instalación
de la coquilla junto
al depósito**

**Figura 5.69. Instalación
del aislamiento**

Figura 5.70. Instalación de coquilla próximo al depósito

Figura 5.71 Instalación coquilla

Para la realización del serpentín en cada uno de los digestores D1 (con aislamiento térmico) y D2 (sin aislamiento térmico) se utilizó 10 metros de tubería de cobre recocido para cada serpentín como se muestra en la siguiente fotografía:

Figura 5.72. Cobre recocido Ø 15mm para serpentín

Antes de la instalación del serpentín, fue necesario acondicionar los digestores, por lo que se retiró el aislante térmico de neopreno que tenían originariamente, para poder instalar el serpentín y volver a cubrirlo con aislamiento, en el caso del digestor denominado D1. En el caso del digestor denominado D2, sólo era necesario retirar el aislamiento e instalar el serpentín.

Figura 5.73. Retirada del Aislamiento original

Figura 5.74. Digestores D1 y D2 sin aislamiento

Figura 5.75 Instalación del serpentín

Figura 5.76 Tensado del serpentín

Figura 5.77. Posición final del serpentín

Figura 5.78 Conexión tubería de PPR con serpentín y vainas para sondas de temperatura

El material utilizado para la instalación del serpentín se muestra en las siguientes fotografías:

Figura 5.78 Soplete para soldar el cobre

Figura 5.79. Decapante para una buena soldadura, estaño y teflón para las uniones de los racores

Figura 5.80. Corta-tubos utilizado

Figura 5.81. Corte de un tramo por fugas de agua

Una vez instalado el serpentín en cada uno de los digestores fue necesario el aislamiento del digestor denominado D1, para ello se utilizó el neopreno original de 1cm de espesor y se incorporó fibra de vidrio de espesor de 5 cm:

Figura 5.82. Fibra de vidrio de espesor 5 cm

Una vez colocado el neopreno y la fibra de vidrio se cubrió el digestor D1, terminando su aislamiento. A continuación se puede observar la situación final del digestor D1:

**Figura 5.83.Digesor D1
Aislado**

Una vez que se terminó la instalación de los circuitos primario y secundario fue necesario comprobar el estado de los elementos ya existentes en el laboratorio y que forman parte de la investigación, como las bombas de recirculación de fangos (bombas peristálticas marca Moni con una potencia de 0,25 Kw y las sondas y panel de control que nos permitirá poner en marcha las bombas de recirculación del serpentín cuando la temperatura sea inferior a 32°C y el control de las bombas de recirculación de fangos.

**Figura 5.84.Panel de
control**

**Figura 5.85.Bombas de
recirculación de fangos**

**Figura 5.85.Bombas
de recirculación
de fangos**

Figura 5.86. Medidores del gas procedente de la digestión.

Figura 5.87 Sondas conectadas al cuadro de control para conexión de las bombas de recirculación de los serpentines cuando $T < 32^{\circ}\text{C}$

En el caso de las bombas de recirculación, se hicieron pruebas llenando uno de los digestores con agua. Se puso en marcha cada una de las bombas mediante el cuadro de control variando la frecuencia hasta 50 Hz. El resultado es que no hubo recirculación en ninguna de las bombas, por lo que se decidió desmontarlas para observar si había alguna pieza defectuosa.

Figura 5.88 Manipulación de las bombas

Figura 5.89. Desmontaje de la bomba

Figura 5.90 Piezas de las bombas que se sustituyeron

5.91. Piezas sustituidas

A continuación una vez montada la bomba se hizo la prueba para ver el caudal:

Figura 5.92 Prueba de caudal

Figura 5.93. Volumen obtenido en 1min

Por lo tanto, se llevó a la conclusión de que el caudal que recirculaba la bomba con una frecuencia máxima de 50 Hz era de $0,9 \text{ l/min} = 54 \text{ l/h}$. Por lo que, nos daría un bombeo de entre 13-14 veces el volumen efectivo del digestor al día (volumen efectivo = 100 l).

Los aparatos de medida, además de los termómetros de mercurio, fueron 3 datalogger marca TESTO, con sondas de inmersión:

Figura 5.94.Sondas de inmersión

5.3 Muestreo de fangos de depuradora

Para el desarrollo de la fase experimental se utilizó fango digerido y fango fresco de la Estación Depuradora de Aguas Residuales de Viveros de la Villa.

Figura 5.95.Digestor de la depuradora de Viveros de la Villa

Los fangos purgados de los decantadores primarios de la depuradora de Viveros de la Villa, se pasan a una tamiz de tambor rotativo y posteriormente a una fase de concentración en espesadores por gravedad. Los fangos en exceso producidos en el proceso biológico con concentrados por flotación de aire disuelto y mezclados con los fangos purgados de los decantadores primarios, para luego bombearlos a los digestores primarios. En estos digestores se produce la estabilización, vía anaerobia, de los fangos, a una temperatura de 35°C. Las muestras de fango fresco se cogieron de la cámara de mezcla de fangos espesados.

Las muestras de fangos fresco se recogieron diariamente mediante bidones de 10 l de capacidad. Las propiedades del fango fresco dependen del proceso de la EDAR y por tanto, de la calidad de las aguas a tratar, por lo que no fueron valores constantes.

Para la inoculación de los tres digestores se utilizó fango digerido. Diariamente se determinó el pH y el biogás producido: caudal, % metano, % dióxido de carbono.

Figura 5.96. Bidones utilizados para la inoculación de los digestores

5.4 Ensayos de choque

Como en todo proyecto de investigación es necesario realizar pruebas preliminares para tener un mayor control de las características de los elementos que utilizaremos en la parte experimental de la investigación. Es decir, comprobar las técnicas analíticas y funcionamiento de los equipos utilizados para garantizar, con un funcionamiento correcto, los resultados obtenidos.

5.4.1 Ensayos en los circuitos n°1 (primario) y circuito n°2(secundario)

El período de los ensayos fue del 1 de agosto al 4 de septiembre. No fue necesario el funcionamiento del serpentín del circuito n°2 debido a la temperatura de los digestores ($32^{\circ}\pm 1$), salvo para los ensayos que se realizaron con anterioridad al 5 de septiembre.

El período de ensayos se distribuyó de la siguiente forma:

<u>Fecha</u>	<u>Mediciones y arreglos</u>
1-2 Agosto	Circuito n°1 y n°2 (sin fango)
3-4 Agosto	Calibración sondas de contacto
5-7 Agosto	Circuito n°1
8 Agosto	Inoculación fango y medición Temperatura Digestores
9 Agosto	Medición Ph y medición T ^a Digestores
10 Agosto	Medición Ph y medición T ^a Digestores
11 Agosto	Medición Ph y medición T ^a Digestores

12-23 Agosto Medición Ph ,y medición T^a Digestores.Arreglos en
Circuito n°2 y cambio de diseño. Incorporación de bomba
para independizar calentamiento Digestor D2 .

24-4 de septiembre Circuito n°1 y n°2

5.4.1.1 Calibración de sondas de contacto

Respecto a los aparatos de medición se realizó diferentes pruebas durante los días 3 y 4 de agosto ensayos con sondas de contacto para estudiar si era posible su aplicación como apoyo a las sondas de inmersión.

A continuación se muestran los aparatados de medida utilizados para el ensayo:

Figura 5.97 Datalogger y sondas inmersión y de contacto.

Figura 5.98. Ensayos con sondas de contacto e inmersión

Figura 5.99.Sonda de contacto

Figura 5.100.Sonda de contacto

Figura 5.101.Sonda de inmersión

Los ensayos realizados durante los días 3 y 4 de agosto en diferentes horas con las sondas de contacto no dieron buenos resultados ofreciendo diferencias de temperatura entre 3 y 4°, por lo que se decidió no utilizarlos en el desarrollo de la investigación. Los ensayos se realizaron a la entrada y salida del depósito interacumulador, así como en el interior de los digestores.

Los ensayos realizados constataron que la sonda con la que se obtuvieron buenos resultados fue la sonda de inmersión, no siendo válidas las dos sondas de contacto.

El resto de las medidas se realizaron con termómetros Celsius de mercurio con escala 0,1°.

Durante el desarrollo de la investigación se pudieron añadir 2 sondas de inmersión, para completar las mediciones. Se calibraron las tres sondas obteniendo diferencias inferiores a 0,2°. Por lo tanto, se consideraron válidas para las mediciones.

Figura 5.102. Sondas de inmersión

5.4.1.2 Circuito n°1 primario

Como se ha comentado con anterioridad durante el mes de agosto se realizaron ensayos del circuito n°1 durante los días 1-2, 5-7 de agosto, y del 24 de agosto a 4 de septiembre.

Radiación solar captada por el colector

Una vez que se situó el colector solar de placa plana orientada hacia el sur geográfico e instalado el circuito constituido por las tuberías de cobre y el depósito intercambiador-acumulador se puso en marcha el circuito. Esta operación nos sirvió para observar el comportamiento del circuito, la bomba de recirculación, posibles fugas de

agua en el circuito, así como la temperatura máxima que podía llegar el agua del circuito primario para evitar problemas de ebullición.

A continuación se presentan los resultados obtenidos durante los días de ensayo. La radiación solar se midió con el piranómetro durante las horas de mayor radiación.

El 1 de Agosto se realizó la primera medición durante la 13:00 y las 16:00 horas, obteniendo los siguientes resultados:

Tabla 5.2. Radiación día 1 de agosto

<i>Hora</i>	<i>Radiación solar I (W/m²)</i>
13:00	95
13:15	959
13:30	998
13:45	977
14:00	984
14:15	1000
14:30	987
14:45	994
15:00	986
15:15	973
15:30	64
15:45	62
16:00	57

Figura 5.103. Radiación solar día 1 de agosto

Se observó que a partir de las 15:30 los muros proyectaban la sombra sobre el colector solar, por lo que se decidió durante el día 2 de agosto observar la hora de inicio, para obtener más horas de sol.

A continuación se muestra el resultado del día 2 de agosto, iniciando las mediciones a las 8:45 a.m,obteniendo los siguientes resultados:

Tabla 5.3. Radiación día 2 de agosto

<i>Hora</i>	<i>Radiación solar I (W/m²)</i>	<i>Hora</i>	<i>Radiación solar I (W/m²)</i>
8:45	89	12:30	910
9:00	119	12:45	915
9:15	145	13:00	939
9:30	167	13:15	952
9:45	191	13:30	970
10:00	261	13:45	976
10:15	528	14:00	977
10:30	673	14:15	981
10:45	692	14:30	995
11:00	775	14:45	993
11:15	834	15:00	989
11:30	805	15:15	964
11:45	830	15:30	71
12:00	866	15:45	66
12:15	879

Figura 5.104. Radiación solar día 2 de agosto

Los resultados de los días 5-7 de agosto son los siguientes:

Tabla 5.4. Radiación días 5-7 de agosto

<i>Día 5 de Agosto</i>		<i>Día 6 de Agosto</i>		<i>Día 7 de Agosto</i>	
Hora	Radiación solar (W/m2)	Hora	Radiación solar (W/m2)	Hora	Radiación solar (W/m2)
11:45	756	11:30	688	11:00	715
12:00	808	11:45	724	11:15	744
12:15	833	12:00	754	11:30	749
12:30	868	12:15	770	11:45	759
12:45	890	12:30	776	12:00	808
13:00	917	12:45	803	12:15	874
13:15	941	13:00	814	12:30	863
13:30	991	13:15	822	12:45	847
13:45	890	13:30	833	13:00	863
14:00	747	13:45	854	13:15	860
14:15	628	14:00	868	13:30	856
14:30	709	14:15	871	13:45	847
14:45	756	14:30	908	14:00	841
15:00	852	14:45	875	14:15	835
15:15	938	15:00	875	14:30	834
15:30	111	15:15	906	14:45	816
		15:30	82	15:00	763
		15:45	207	15:15	681
		16:00	63	15:30	178
		16:15	72		
		16:30	71		

Tabla 5.5. Radiación día 4-29 de agosto

24 de Agosto		26 de Agosto		27 de Agosto		28 de Agosto		29 de Agosto	
Hora	Radiación solar I (W/m ²)	Hora	Radiación solar I (W/m ²)	Hora	Radiación solar I (W/m ²)	Hora	Radiación solar I (W/m ²)	Hora	Radiación solar I (W/m ²)
12:00	845	11:15	590	10:45	381	11:00	795	11:00	816
12:30	896	11:30	746	11:00	678	11:15	758	11:15	830
13:00	913	11:45	776	11:15	627	11:30	756	11:30	849
13:30	970	12:00	799	11:30	781	11:45	736	11:45	833
14:00	1072	12:15	823	11:45	911	12:00	783	12:00	897
14:30	1062	12:30	857	12:00	906	12:15	816	12:15	907
15:00	174	12:45	867	12:15	991	12:30	828	12:30	931
15:30	68	13:00	877	12:30	988	12:45	821	12:45	943
16:00	69	13:15	888	12:45	995	13:00	892	13:00	954
		13:30	895	13:00	983	13:15	890	13:15	980
		13:45	908	13:15	1021	13:30	897	13:30	972
		14:00	911	13:30	945	13:45	905	13:45	1015
		14:15	907	13:45	892	14:00	908	14:00	947
		14:30	899	14:00	1023	14:15	907	14:15	971
		14:45	898	14:15	953	14:30	886	14:30	990
		15:00	897	14:30	1020	14:45	891	14:45	968
		15:15	64	14:45	993	15:00	993	15:00	126
				15:00	96				
				15:15	91				

Tabla 5.6. Radiación día 31 de agosto a 4 de septiembre

<i>30 de Agosto</i>		<i>31 de Agosto</i>		<i>1 de Septiembre</i>		<i>2 de Septiembre</i>		<i>3 de Septiembre</i>		<i>4 de Septiembre</i>	
Hora	Radiación solar I (W/m ²)	Hora	Radiación solar I (W/m ²)	Hora	Radiación solar I (W/m ²)	Hora	Radiación solar I (W/m ²)	Hora	Radiación solar I (W/m ²)	Hora	Radiación solar I (W/m ²)
11:00	529	12:15	668	13:30	669	14:00	1085	11:45	702	11:45	1252
11:15	599	12:30	775	13:45	633	14:15	845	12:00	732	12:00	1289
11:30	623	12:45	767	14:00	527	14:30	1150	12:15	765	12:15	1307
11:45	650	13:00	698	14:15	720	14:45	278	12:30	759	12:30	1374
12:00	686	13:15	627	14:30	566	15:00	263	12:45	788	12:45	1427
12:15	700	13:30	516	14:45	625	15:15	428	13:00	816	13:00	1117
12:30	720	13:45	371	15:00	650	15:30	453	13:15	814	13:15	1862
12:45	736	14:00	220	15:15	315	15:45	326	13:30	808	13:30	510
13:00	752	14:15	277	15:30	286	16:00	389	13:45	755	13:45	133
13:15	762	14:30	497	15:45	176			14:00	846		
13:30	777	14:45	578					14:15	817		
13:45	781	15:00	450					14:30	719		
14:00	788	15:15	349					14:45	122		
14:15	778	15:30	306					15:00	103		
14:30	752	15:45	482								
14:45	731	16:00	545								
15:00	105	16:15	278								

Intercambiador. Temperaturas

Para la obtención de la temperatura a la entrada y salida del intercambiador se utilizaron sondas de inmersión durante las horas en las que el circuito primario estaba en funcionamiento.

De los días ensayados fueron los días 1-2,5 de agosto , y del 24 de agosto a 4 de septiembre los que obtuvimos mediciones en el intercambiador.

Tabla 5.7. Tª entrada en el intercambiador

1 de Agosto		2 de Agosto			
Hora	Te (°C)	Hora	Te (°C)	Hora	Te (°C)
13:00	47.0	8:45	36.1	12:30	55.9
13:15	48.0	9:00	36.2	12:45	57.4
13:30	49.4	9:15	36.1	13:00	59.4
13:45	50.2	9:30	36.5	13:15	61.5
14:00	52.8	9:45	37.1	13:30	62.9
14:15	54.6	10:00	36.8	13:45	64.5
14:30	57.3	10:15	37.7	14:00	65.7
14:45	58.5	10:30	39.5	14:15	67.3
15:00	59.8	10:45	41.9	14:30	68.1
15:15	60.8	11:00	43.7	14:45	69.1
15:30	61.1	11:15	44.6	15:00	69.7
15:45	60.7	11:30	47.5	15:15	70.3
16:00	60.0	11:45	49.8	15:30	69.3
		12:00	51.8	15:45	68.4
		12:15	54.0

Figura 5.105 Dia 1 de Agosto

Figura 5.106.Dia 2 de Agosto

Tabla 5.8 T^a entrada en el intercambiador

5 de Agosto	
Hora	Te (°C)
11:30:00	37.3
11:45:00	42.8
12:00:00	46.6
12:15:00	50
12:30:00	52.5
12:45:00	54.9
13:00:00	56.1
13:15:00	57.7
13:30:00	59.7
13:45:00	61.6
14:00:00	60.3
14:15:00	60.8
14:30:00	62.1
14:45:00	63.9
15:00:00	64.7
15:15:00	65.3
15:30:00	64.9

Figura 5.107.Dia 2 de Agosto

Como hasta ahora podemos ver la temperatura máxima en el intercambiador corresponde con el día 2 de Agosto con 70.3 °C, inferior a 80°C, temperatura máxima del intercambiador .Por lo tanto, no hemos llegado a valores de ebullición del agua, no siendo necesario utilizar un fluido caloportador diferente al agua para evitar dicha ebullición.

Los valores del 24 de Agosto al 4 de Septiembre se presentan a continuación:

Tabla 5.9 T^a entrada en el intercambiador 24-29 de agosto

24 de Agosto		26 de Agosto		27 de Agosto		28 de Agosto		29 de Agosto	
Hora	T agua entrada intercambiador Te (°C)	Hora	T agua entrada intercambiador Te (°C)	Hora	T agua entrada intercambiador Te (°C)	Hora	T agua entrada intercambiador Te (°C)	Hora	T agua entrada intercambiador Te (°C)
12:00	37.0	11:15	45.0	10:45	40.5	11:00	38.0	11:00	31.5
12:30	42.0	11:30	44.5	11:00	40.0	11:15	41.5	11:15	40.3
13:00	45.0	11:45	47.0	11:15	41.0	11:30	45.0	11:30	46.5
13:30	48.0	12:00	49.5	11:30	41.0	11:45	46.3	11:45	47.5
14:00	50.0	12:15	51.5	11:45	42.5	12:00	49.0	12:00	50.5
14:30	51.0	12:30	54.5	12:00	44.5	12:15	50.0	12:15	52.5
15:00	49.5	12:45	57.0	12:15	46.5	12:30	53.0	12:30	54.0
15:30	48.0	13:00	58.5	12:30	47.5	12:45	55.0	12:45	56.0
16:00	44.0	13:15	60.0	12:45	49.0	13:00	57.0	13:00	58.0
		13:30	61.2	13:00	50.0	13:15	58.5	13:15	59.0
		13:45	63.5	13:15	51.0	13:30	60.5	13:30	61.0
		14:00	65.0	13:30	51.5	13:45	63.0	13:45	63.0
		14:15	66.0	13:45	52.0	14:00	64.5	14:00	64.0
		14:30	66.5	14:00	53.0	14:15	65.5	14:15	65.0
		14:45	66.5	14:15	53.0	14:30	66.5	14:30	66.0
		15:00	66.0	14:30	53.5	14:45	67.0	14:45	66.0
		15:15	65.0	14:45	53.0	15:00	65.0	15:00	65.0
				15:00	52.0				
				15:15	50.3				

Figura 5.108. T^a de entrada del intercambiador (T_e) 24-29 de Agosto

Tabla 5.10 T^a entrada en el intercambiador 31 de agosto a 4 de septiembre

30 de Agosto		31 de Agosto		1 de Septiembre		2 de Septiembre		3 de Septiembre		4 de Septiembre	
Hora	Te(°C)	Hora	Te(°C)	Hora	Te(°C)	Hora	Te(°C)	Hora	Te(°C)	Hora	Te(°C)
11:00	35.0	12:15	44.0	13:30	53.5	14:00	51.0	11:45	55.0	11:45	41.0
11:15	58.0	12:30	50.5	13:45	55.0	14:15	52.0	12:00	53.0	12:00	50.5
11:30	59.0	12:45	51.5	14:00	55.0	14:30	53.5	12:15	55.5	12:15	52.0
11:45	59.5	13:00	52.5	14:15	56.0	14:45	55.0	12:30	58.0	12:30	54.0
12:00	61.5	13:15	52.0	14:30	55.5	15:00	54.0	12:45	60.5	12:45	58.0
12:15	63.0	13:30	51.5	14:45	55.0	15:15	53.0	13:00	62.5	13:00	59.0
12:30	65.0	13:45	51.0	15:00	55.0	15:30	54.0	13:15	63.5	13:15	60.3
12:45	67.0	14:00	51.0	15:15	55.0	15:45	53.0	13:30	65.0	13:30	62.0
13:00	68.5	14:15	50.5	15:30	55.0	16:00	52.5	13:45	66.0	13:45	56.0
13:15	70.0	14:30	53.0	15:45	54.5			14:00	67.5		
13:30	71.5	14:45	55.0					14:15	69.0		
13:45	73.0	15:00	56.0					14:30	69.0		
14:00	74.5	15:15	56.5					14:45	68.0		
14:15	75.5	15:30	55.5					15:00	67.0		
14:30	76.3	15:45	55.0								
14:45	76.3	16:00	54.5								
15:00	76.0	16:15	53.0								

Figura 5.109. T^a de entrada del intercambiador(T_e) 30 de Agosto a 4 de septiembre

Rendimiento del colector

Para la obtención del rendimiento del colector, se consideró la siguiente ecuación de rendimiento facilitada por el fabricante:

$$\eta = 0.72 - 1.77 \cdot (t^0 - t_a^0) , \text{ donde:}$$

t^0 : temperatura media entre la temperatura de entrada y salida del colector.

Por facilidad operativa en la fase de experimentación ha sido necesario medir la temperatura a la entrada y salida del intercambiador, considerando $T_{\text{colector}} \sim T_{\text{salida intercambiador}}$ (despreciamos las pérdidas de la tubería de cobre. Tramo aislado de 8 metros de longitud). De igual forma considerados $T_{\text{colector}} \sim T_{\text{entrada intercambiador}}$.

t_a^0 : temperatura exterior

De esta forma, hemos obtenido los rendimientos para los días de ensayo 1,2 de agosto y desde el 24 de agosto al 4 de septiembre.

Día 1 de agosto:

Tabla 5.11. Rendimiento colector día 1 de agosto

Hora	$T_{\text{exterior}} (t_a)$	$T_{\text{agua entrada colector}} (t_s)$	$T_{\text{agua salida colector}} (t_e)$	$\text{Radiación solar } I (W/m^2)$	$Q_1 (I \cdot S)$	$\text{Temperatura media fluido caloportador}$	$(t_m - t_a)/I$	$\eta = \frac{Q}{SI} = 0.72 - 1.77 \cdot ((t_m - t_a)/I)$	$Q_{\text{fluido caloportador}} = SI \cdot \eta$	$Q (KW)$	$Kcal$
					(W)	$t_m = (t_s + t_e)/2$					
13:00	33.0	46.8	47.0	95	210.06	46.9	0.15	0.46	97.11	0.097	20.880
13:15	26.0	47.9	48.0	959	2109.35	48.0	0.02	0.68	1433.26	1.433	308.150
13:30	27.0	49.2	49.4	998	2196.33	49.3	0.02	0.68	1494.52	1.495	321.322
13:45	26.0	50.1	50.2	977	2149.20	50.2	0.02	0.68	1453.39	1.453	312.478
14:00	26.5	52.7	52.8	984	2165.75	52.8	0.03	0.67	1457.12	1.457	313.281
14:15	27.0	54.4	54.6	1000	2199.08	54.5	0.03	0.67	1476.26	1.476	317.395
14:30	28.0	57.1	57.3	987	2172.01	57.2	0.03	0.67	1450.14	1.450	311.781
14:45	29.0	58.4	58.5	994	2187.80	58.5	0.03	0.67	1460.54	1.461	314.016
15:00	29.5	59.6	59.8	986	2168.25	59.7	0.03	0.67	1443.54	1.444	310.362
15:15	30.0	60.7	60.8	973	2139.93	60.8	0.03	0.66	1421.01	1.421	305.517
15:30	31.0	61.0	61.1	64	140.95	61.1	0.47	0.00	0.00	0.000	0.000
15:45	31.5	60.6	60.7	62	136.66	60.7	0.47	0.00	0.00	0.000	0.000
16:00	30.5	59.8	60.0	57	125.98	59.9	0.51	0.00	0.00	0.000	0.000
TOTAL										13.187	2835,180

Tabla 5.12. Rendimiento colector dia 2 de agosto

Hora	Texterior (<i>t_a</i>)	T agua entrada colector (<i>t_s</i>)	T agua salida colector (<i>t_e</i>)	Radiación solar <i>I</i> (W/m ²)	<i>Q_I</i> (I*S) (W)	Temperatura media fluido caloportador tm=(ts+te)/2	(<i>t_m</i> - <i>t_a</i>)/ <i>I</i>	$\eta = \frac{Q}{SI} = \frac{0.72 - 1.77*((t_m - t_a)/I)}$	<i>Q</i> fluido caloportador=SI* η	<i>Q</i> (KW)	<i>Q</i> (Kcal)
8:45	26.0	35.9	36.1	89	195.18	36.0	0.11	0.52	101.59	0.102	21.841
9:00	26.0	36.1	36.2	119	261.64	36.2	0.09	0.57	148.85	0.149	32.004
9:15	27.0	35.9	36.1	145	319.80	36.0	0.06	0.61	195.21	0.195	41.971
9:30	26.0	36.4	36.5	167	368.00	36.5	0.06	0.61	224.27	0.224	48.217
9:45	26.5	37.0	37.1	191	419.96	37.1	0.06	0.62	261.29	0.261	56.178
10:00	27.0	36.6	36.8	261	573.51	36.7	0.04	0.65	375.15	0.375	80.658
10:15	28.0	37.5	37.7	528	1160.96	37.6	0.02	0.69	798.51	0.799	171.679
10:30	29.0	39.4	39.5	673	1480.40	39.5	0.02	0.69	1025.20	1.025	220.418
10:45	29.5	41.7	41.9	692	1522.23	41.8	0.02	0.69	1048.11	1.048	225.343
11:00	30.0	43.6	43.7	775	1704.18	43.7	0.02	0.69	1173.86	1.174	252.380
11:15	31.0	44.5	44.6	834	1834.22	44.6	0.02	0.69	1267.87	1.268	272.593
11:30	31.5	47.4	47.5	805	1770.28	47.5	0.02	0.68	1212.49	1.212	260.686
11:45	30.5	49.6	49.8	830	1825.09	49.7	0.02	0.68	1239.30	1.239	266.449
12:00	34.0	51.6	51.8	866	1905.37	51.7	0.02	0.68	1302.94	1.303	280.132
12:15	35.0	53.9	54.0	879	1933.25	54.0	0.02	0.68	1318.15	1.318	283.402
12:30	35.0	55.7	55.9	910	2001.27	55.8	0.02	0.68	1359.92	1.360	292.383
12:45	35.0	57.3	57.4	915	2012.33	57.4	0.02	0.68	1361.85	1.362	292.797
13:00	34.0	59.3	59.4	939	2065.93	59.4	0.03	0.67	1388.76	1.389	298.583
13:15	35.0	61.3	61.5	952	2094.53	61.4	0.03	0.67	1405.26	1.405	302.132
13:30	36.0	62.8	62.9	970	2133.71	62.9	0.03	0.67	1431.72	1.432	307.820
13:45	37.0	64.4	64.5	976	2148.14	64.5	0.03	0.67	1439.77	1.440	309.550
14:00	37.0	65.6	65.7	977	2149.82	65.7	0.03	0.67	1436.31	1.436	308.806
14:15	38.0	67.1	67.3	981	2158.47	67.2	0.03	0.67	1440.39	1.440	309.685
14:30	38.0	67.9	68.1	995	2189.48	68.0	0.03	0.67	1459.60	1.460	313.815
14:45	36.5	69.0	69.1	993	2184.67	69.1	0.03	0.66	1446.21	1.446	310.936
15:00	38.0	69.5	69.7	989	2175.78	69.6	0.03	0.66	1443.51	1.444	310.355
15:15	38.0	70.2	70.3	964	2120.97	70.3	0.03	0.66	1401.52	1.402	301.327
15:30	37.5	69.2	69.3	71	157.05	69.3	0.44	0.00	0.00	0.000	0.000
15:45	37.5	68.2	68.4	66	144.46	68.3	0.47	0.00	0.00	0.000	0.000
TOTAL										28.70	6172.140

Tabla 5.13. Rendimiento colector día 24 de agosto

<i>Hora</i>	<i>T exterior (ta)</i>	<i>T agua entrada colector (ts)</i>	<i>T agua salida colector (te)</i>	<i>Radiación solar I (W/m²)</i>	<i>Q₁ (I*S)</i>	<i>Temperatura media fluido caloportador</i>	<i>(tm- ta)/I</i>	<i>$\eta = \frac{Q}{SI} =$ $0.72 -$ $1.77 * ((tm -$ $ta)/I$</i>	<i>Q fluido caloportador = SI*η</i>	<i>Q(KW)</i>	<i>Q(Kcal)</i>
12:00	26.5	36.8	37.0	845	1858.89	36.9	0.01	0.70	1297.90	1.298	279.049
12:30	27.0	41.9	42.0	896	1970.46	42.0	0.02	0.69	1360.51	1.361	292.511
13:00	27.0	44.9	45.0	913	2008.98	45.0	0.02	0.69	1376.57	1.377	295.963
13:30	26.0	47.9	48.0	970	2134.00	48.0	0.02	0.68	1451.01	1.451	311.966
14:00	25.5	49.8	50.0	1072	2359.35	49.9	0.02	0.68	1603.72	1.604	344.799
14:30	25.5	50.9	51.0	1062	2336.40	51.0	0.02	0.68	1583.11	1.583	340.368
15:00	26.0	49.4	49.5	174	382.80	49.5	0.13	0.48	184.30	0.184	39.625
15:30	25.0	47.9	48.0	68	149.60	48.0	0.34	0.12	18.34	0.018	3.944
16:00	25.0	43.9	44.0	69	151.80	44.0	0.27	0.23	35.50		
TOTAL										8.875	1908.224

Tabla 5.14. Rendimiento colector día 26 de agosto

<i>Hora</i>	<i>T_{exterior}</i> <i>(t_a)</i>	<i>T_{agua}</i> <i>entrada</i> <i>colector</i> <i>(t_s)</i>	<i>T_{agua}</i> <i>salida</i> <i>colector</i> <i>(t_e)</i>	<i>Radiación</i> <i>solar I</i> <i>(W/m²)</i>	<i>Q₁ (I*S)</i>	<i>Temperatura</i> <i>media fluido</i> <i>caloportador</i>	<i>(t_m-</i> <i>t_a)/I</i>	$\eta = \frac{Q}{SI} =$ $\frac{0.72 - 1.77 * ((t_m - t_a)/I)}{I}$	<i>Q_{fluido}</i> <i>caloportador=SI*η</i>	<i>Q(KW)</i>	<i>Q(Kcal)</i>
11:15	30.0	44.9	45.0	590	1298.00	45.0	0.03	0.68	876.34	0.876	188.414
11:30	29.5	43.9	44.5	746	1640.48	44.2	0.02	0.69	1123.89	1.124	241.636
11:45	31.0	46.4	47.0	776	1706.39	46.7	0.02	0.68	1167.50	1.167	251.012
12:00	31.5	48.9	49.5	799	1757.45	49.2	0.02	0.68	1196.51	1.197	257.249
12:15	32.0	51.5	51.5	823	1809.70	51.5	0.02	0.68	1227.05	1.227	263.816
12:30	32.0	54.4	54.5	857	1886.16	54.5	0.03	0.67	1270.62	1.271	273.183
12:45	33.0	56.8	57.0	867	1907.02	56.9	0.03	0.67	1279.99	1.280	275.197
13:00	34.0	58.3	58.5	877	1929.55	58.4	0.03	0.67	1294.26	1.294	278.266
13:15	34.0	59.9	60.0	888	1953.52	60.0	0.03	0.67	1305.48	1.305	280.679
13:30	34.0	61.2	61.3	895	1969.10	61.2	0.03	0.67	1311.83	1.312	282.044
13:45	35.0	63.4	63.5	908	1997.62	63.5	0.03	0.66	1327.50	1.328	285.413
14:00	33.5	64.9	65.0	911	2003.86	65.0	0.03	0.66	1320.31	1.320	283.867
14:15	31.0	65.9	66.0	907	1994.75	66.0	0.04	0.65	1300.12	1.300	279.526
14:30	31.5	66.4	66.5	899	1977.25	66.5	0.04	0.65	1287.52	1.288	276.818
14:45	32.0	66.3	66.5	898	1976.53	66.4	0.04	0.65	1289.15	1.289	277.167
15:00	32.0	65.8	66.0	897	1972.69	65.9	0.04	0.65	1288.33	1.288	276.992
15:15	32.0	64.9	65.0	64	139.74	65.0	0.52	0.00	0.00	0.000	0.000
TOTAL										19.866	4271.279

Tabla 5.15. Rendimiento colector día 27 de agosto

<i>Hora</i>	<i>T exterior (ta)</i>	<i>T agua entrada colector (ts)</i>	<i>T agua salida colector (te)</i>	<i>Radiación solar I (W/m²)</i>	<i>Q_I (I*S)</i>	<i>Temperatura media fluido caloportador</i>	<i>(tm-ta)/I</i>	<i>η= Q/SI= 0.72- 1.77*((tm- ta)/I</i>	<i>Qfluido caloportador=SI*η</i>	<i>Q(KW)</i>	<i>Q(Kcal)</i>
					(W)	tm=(ts+te)/2					
10:45	30.0	40.3	40.5	381	837.88	40.4	0.03	0.67	562.78	0.563	120.997
11:00	30.0	39.9	40.0	678	1491.05	40.0	0.01	0.69	1034.81	1.035	222.484
11:15	28.0	40.8	41.0	627	1378.73	40.9	0.02	0.68	942.45	0.942	202.627
11:30	29.0	40.9	41.0	781	1717.29	41.0	0.02	0.69	1189.91	1.190	255.831
11:45	31.5	42.4	42.5	911	2005.01	42.5	0.01	0.70	1400.97	1.401	301.208
12:00	31.5	44.3	44.5	906	1993.83	44.4	0.01	0.69	1385.32	1.385	297.845
12:15	32.5	46.3	46.5	991	2180.94	46.4	0.01	0.70	1516.15	1.516	325.973
12:30	34.0	47.4	47.5	988	2173.49	47.5	0.01	0.70	1512.54	1.513	325.196
12:45	33.0	48.8	49.0	995	2188.93	48.9	0.02	0.69	1514.11	1.514	325.534
13:00	34.0	49.9	50.0	983	2162.31	50.0	0.02	0.69	1494.75	1.495	321.372
13:15	35.0	50.9	51.0	1021	2245.62	51.0	0.02	0.69	1554.74	1.555	334.268
13:30	33.0	51.4	51.5	945	2078.20	51.5	0.02	0.69	1424.46	1.424	306.259
13:45	33.5	51.8	52.0	892	1963.22	51.9	0.02	0.68	1341.87	1.342	288.502
14:00	32.0	52.8	53.0	1023	2249.88	52.9	0.02	0.68	1538.53	1.539	330.784
14:15	30.0	52.9	53.0	953	2097.10	53.0	0.02	0.68	1420.55	1.421	305.417
14:30	31.0	53.3	53.5	1020	2245.09	53.4	0.02	0.68	1529.24	1.529	328.786
14:45	31.0	52.9	53.0	993	2184.93	53.0	0.02	0.68	1487.68	1.488	319.851
15:00	31.0	51.9	52.0	96	211.92	52.0	0.22	0.34	71.00	0.071	15.266
15:15	31.0	50.1	50.25	91	200.15	50.2	0.21	0.35	69.54		
TOTAL										28200	4928.200

Tabla 5.16. Rendimiento colector día 28 de agosto

Hora	T_{exterior} (t_a)	$T_{\text{agua entrada colector}}$ (t_s)	$T_{\text{agua salida colector}}$ (t_e)	Radiación solar I (W/m^2)	Q_I ($I \cdot S$) (W)	Temperatura media fluido caloportador $t_m = (t_s + t_e)/2$	$(t_m - t_a)/I$	$\eta = Q/SI = 0.72 - 1.77 \cdot ((t_m - t_a)/I)$	$Q_{\text{fluido caloportador}} = SI \cdot \eta$	$Q(\text{KW})$	$Q(\text{Kcal})$
11:00	31.0	37.9	38.0	795	1749.27	37.95	0.01	0.70	1232.41	1.232	264.968
11:15	34.5	41.3	41.5	758	1666.77	41.40	0.01	0.70	1173.21	1.173	252.239
11:30	35.0	44.9	45.0	756	1662.97	44.95	0.01	0.70	1158.59	1.159	249.097
11:45	35.0	46.2	46.3	736	1619.46	46.20	0.02	0.69	1122.40	1.122	241.316
12:00	35.0	48.8	49.0	783	1723.59	48.90	0.02	0.69	1186.86	1.187	255.175
12:15	33.0	49.8	50.0	816	1794.67	49.90	0.02	0.68	1226.36	1.226	263.667
12:30	34.0	52.9	53.0	828	1820.59	52.95	0.02	0.68	1237.03	1.237	265.962
12:45	35.0	54.8	55.0	821	1805.13	54.90	0.02	0.68	1222.21	1.222	262.774
13:00	34.5	56.9	57.0	892	1962.75	56.95	0.03	0.68	1325.76	1.326	285.039
13:15	35.5	58.4	58.5	890	1958.71	58.45	0.03	0.67	1320.90	1.321	283.995
13:30	36.0	60.4	60.5	897	1974.40	60.45	0.03	0.67	1326.36	1.326	285.168
13:45	35.0	62.8	63.0	905	1990.09	62.90	0.03	0.67	1324.22	1.324	284.708
14:00	34.5	64.3	64.5	908	1997.94	64.40	0.03	0.66	1322.08	1.322	284.248
14:15	33.5	65.4	65.5	907	1995.09	65.45	0.04	0.66	1312.05	1.312	282.090
14:30	33.0	66.3	66.5	886	1948.49	66.40	0.04	0.65	1272.85	1.273	273.663
14:45	34	66.9	67.0	891	1959.90	66.95	0.04	0.65	1282.82	1.283	275.806
15:00	34	64.9	65.0	993	2184.93	64.95	0.03	0.66	1452.63		
TOTAL										20.046	4309.914

Tabla 5.17. Rendimiento colector día 29 de agosto

<i>Hora</i>	<i>T exterior (ta)</i>	<i>T agua entrada colector (ts)</i>	<i>T agua salida colector (te)</i>	<i>Radiación solar I (W/m²)</i>	<i>Q₁ (I*S)</i>	<i>Temperatura media fluido caloportador</i>	<i>(tm- ta)/I</i>	<i>η = Q/SI = 0.72 - 1.77*((tm- ta)/I)</i>	<i>Q fluido caloportador = SI*η</i>	<i>Q(KW)</i>	<i>Q(Kcal)</i>
					(W)	tm=(ts+te)/2					
11:00	33	31.3	31.5	816	1795.97	31.4	0.00	0.72	1299.33	1.299	279.356
11:15	33	40.15	40.25	830	1825.84	40.2	0.01	0.70	1286.57	1.287	276.613
11:30	33.0	46.4	46.5	849	1868.44	46.5	0.02	0.69	1292.90	1.293	277.974
11:45	34.0	47.3	47.5	833	1832.76	47.4	0.02	0.69	1267.41	1.267	272.492
12:00	35.0	50.3	50.5	897	1972.72	50.4	0.02	0.69	1360.39	1.360	292.484
12:15	34.5	52.4	52.5	907	1995.68	52.5	0.02	0.68	1366.99	1.367	293.903
12:30	35.0	53.8	54	931	2047.68	53.9	0.02	0.68	1400.73	1.401	301.157
12:45	35.0	55.9	56	943	2074.51	56.0	0.02	0.68	1412.07	1.412	303.594
13:00	35.0	57.9	58	954	2099.68	58.0	0.02	0.68	1422.40	1.422	305.816
13:15	37.0	58.9	59	980	2155.28	59.0	0.02	0.68	1466.33	1.466	315.260
13:30	35.5	60.8	61	972	2139.23	60.9	0.03	0.67	1441.34	1.441	309.888
13:45	36.5	62.8	63	1015	2233.00	62.9	0.03	0.67	1504.96	1.505	323.566
14:00	38.0	63.9	64	947	2083.36	64.0	0.03	0.67	1398.97	1.399	300.778
14:15	34.0	64.8	65	971	2135.91	64.9	0.03	0.66	1417.53	1.418	304.770
14:30	34.0	65.9	66	990	2177.40	66.0	0.03	0.66	1443.32	1.443	310.313
14:45	35	65.9	66	968	2130.38	66.0	0.03	0.66	1413.36	1.413	303.871
15:00	35	64.8	65	126	277.15	64.9	0.24	0.30	83.12		
TOTAL										22.195	4771.837

Tabla 5.18. Rendimiento colector día 30 de agosto

Hora	T_{exterior} (t_a)	$T_{\text{agua entrada colector}}$ (t_s)	$T_{\text{agua salida colector}}$ (t_e)	$\text{Radiación solar } I$ (W/m^2)	$Q_1 (I \cdot S)$ (W)	$\text{Temperatura media fluido caloportador}$ $t_m = (t_s + t_e)/2$	$(t_m - t_a)/I$	$\eta = Q/SI = 0.72 - 1.77 \cdot ((t_m - t_a)/I)$	$Q_{\text{fluido caloportador}} = SI \cdot \eta$	$Q(\text{KW})$	$Q(\text{Kcal})$
11:00	33.0	34.9	35.0	529	1164.86	35.0	0.00	0.71	831.10	0.831	178.687
11:15	33.0	57.8	58.0	599	1318.08	57.9	0.04	0.65	852.06	0.852	183.193
11:30	33.0	58.9	59.0	623	1370.27	59.0	0.04	0.65	885.55	0.886	190.392
11:45	34.0	59.4	59.5	650	1431.02	59.5	0.04	0.65	931.23	0.931	200.215
12:00	35.0	61.3	61.5	686	1508.47	61.4	0.04	0.65	983.30	0.983	211.408
12:15	34.5	62.8	63.0	700	1539.57	62.9	0.04	0.65	997.90	0.998	214.549
12:30	35.0	64.9	65.0	720	1583.41	65.0	0.04	0.65	1023.43	1.023	220.038
12:45	35.0	66.8	67.0	736	1619.73	66.9	0.04	0.64	1041.99	1.042	224.028
13:00	35.0	68.4	68.5	752	1655.01	68.5	0.04	0.64	1061.36	1.061	228.191
13:15	37.0	69.9	70.0	762	1677.35	70.0	0.04	0.64	1079.39	1.079	232.068
13:30	35.5	71.4	71.5	777	1709.50	71.5	0.05	0.64	1090.85	1.091	234.533
13:45	36.5	72.8	73.0	781	1718.06	72.9	0.05	0.64	1095.26	1.095	235.481
14:00	38.0	74.3	74.5	788	1734.13	74.4	0.05	0.64	1106.83	1.107	237.969
14:15	34.0	75.4	75.5	778	1712.00	75.5	0.05	0.63	1071.24	1.071	230.316
14:30	34.0	76.1	76.3	752	1653.34	76.2	0.06	0.62	1026.08	1.026	220.607
14:45	35.0	76.2	76.3	731	1607.63	76.3	0.06	0.62	996.86	0.997	214.326
15:00	35.0	75.9	76.0	105	230.88	76.0	0.39	0.03	6.78		
TOTAL										16.074	3456.001

Tabla 5.19. Rendimiento colector día 31 de agosto

<i>Hora</i>	<i>T exterior (ta)</i>	<i>T agua entrada colector (ts)</i>	<i>T agua salida colector (te)</i>	<i>Radiación solar I (W/m²)</i>	<i>Q₁ (I*S)</i>	<i>Temperatura media fluido caloportador</i>	<i>(tm- ta)/I</i>	<i>η = Q/SI = 0.72 - 1.77*((tm- ta)/I)</i>	<i>Qfluido caloportador = SI*η</i>	<i>Q(KW)</i>	<i>Q(Kcal)</i>
					(W)	tm=(ts+te)/2					
12:15	29.5	43.8	44	668	1469.12	43.9	0.02	0.68	1001.69	1.002	215.364
12:30	30	50.4	50.5	775	1705.27	50.5	0.03	0.67	1148.16	1.148	246.855
12:45	29.0	51.4	51.5	767	1687.79	51.5	0.03	0.67	1127.79	1.128	242.474
13:00	28.0	52.3	52.5	698	1535.92	52.4	0.03	0.66	1010.85	1.011	217.332
13:15	28.0	51.8	52	627	1379.35	51.9	0.04	0.65	900.07	0.900	193.514
13:30	27.5	51.4	51.5	516	1135.11	51.5	0.05	0.64	724.02	0.724	155.664
13:45	27.0	50.8	51	371	817.28	50.9	0.06	0.61	495.37	0.495	106.505
14:00	27.0	50.9	51	220	484.83	51.0	0.11	0.53	255.82	0.256	55.001
14:15	28.0	50.4	50.5	277	609.31	50.5	0.08	0.58	351.28	0.351	75.525
14:30	27.5	52.9	53	497	1093.10	53.0	0.05	0.63	687.93	0.688	147.904
14:45	28.0	54.8	55	578	1272.37	54.9	0.05	0.64	811.35	0.811	174.441
15:00	28.5	55.8	56	450	991.07	55.9	0.06	0.61	606.87	0.607	130.478
15:15	30.0	56.4	56.5	349	767.18	56.5	0.08	0.59	449.37	0.449	96.615
15:30	29.5	55.3	55.5	306	673.76	55.4	0.08	0.57	384.25	0.384	82.614
15:45	29.0	54.9	55	482	1060.48	55.0	0.05	0.62	662.50	0.662	142.436
16:00	30	54.4	54.5	545	1199.11	54.5	0.04	0.64	768.15	0.768	165.152
16:15	29	52.8	53	278	610.61	52.9	0.09	0.57	346.57		
TOTAL										11.385	2447.876

Tabla 5.20. Rendimiento colector día 1 de septiembre

<i>Hora</i>	<i>T exterior (ta)</i>	<i>T agua entrada colector (ts)</i>	<i>T agua salida colector (te)</i>	<i>Radiación solar I (W/m²)</i>	<i>Q₁ (I*S)</i>	<i>Temperatura media fluido caloportador</i>	<i>(tm- ta)/I</i>	<i>η = Q/SI = 0.72 - 1.77*((tm- ta)/I)</i>	<i>Q fluido caloportador = SI*η</i>	<i>Q(KW)</i>	<i>Q(Kcal)</i>
					(W)	tm=(ts+te)/2					
13:30	34.0	53.4	53.5	669	1472.35	53.5	0.03	0.67	984.36	0.984	211.636
13:45	34.0	54.8	55.0	633	1391.56	54.9	0.03	0.66	920.54	0.921	197.917
14:00	29.5	54.9	55.0	527	1159.01	55.0	0.05	0.63	735.39	0.735	158.108
14:15	30.0	55.9	56.0	720	1584.45	56.0	0.04	0.66	1039.76	1.040	223.548
14:30	30.0	55.3	55.5	566	1244.71	55.4	0.04	0.64	797.28	0.797	171.415
14:45	29.0	54.8	55.0	625	1374.11	54.9	0.04	0.65	888.51	0.889	191.029
15:00	30.0	54.9	55.0	650	1429.32	55.0	0.04	0.65	931.96	0.932	200.371
15:15	30.0	54.8	55.0	315	692.02	54.9	0.08	0.58	401.30	0.401	86.279
15:30	30.0	54.9	55.0	286	628.86	55.0	0.09	0.57	355.62	0.356	76.458
15:45	30.0	54.4	54.5	176	388.24	54.5	0.14	0.47	184.33		
TOTAL										7.055	1516.761

Tabla 5.21. Rendimiento colector día 2 de septiembre

<i>Hora</i>	<i>T_{exterior}</i> <i>(t_a)</i>	<i>T_{agua}</i> <i>entrada</i> <i>colector</i> <i>(t_s)</i>	<i>T_{agua}</i> <i>salida</i> <i>colector</i> <i>(t_e)</i>	<i>Radiación</i> <i>solar I</i> <i>(W/m²)</i>	<i>Q₁ (I*S)</i>	<i>Temperatura</i> <i>media fluido</i> <i>caloportador</i>	<i>(t_m-</i> <i>t_a)/I</i>	$\eta = \frac{Q}{SI} =$ $\frac{0.72 -$ $1.77*((t_m -$ $t_a)/I$	<i>Q_{fluido}</i> <i>caloportador=SI*η</i>	<i>Q(KW)</i>	<i>Q(Kcal)</i>
					(W)	$t_m = (t_s + t_e)/2$					
14:00	32.0	50.9	51.0	1085	2387.02	51.0	0.02	0.69	1644.86	1.645	353.645
14:15	32.0	51.8	52.0	845	1859.39	51.9	0.02	0.68	1261.27	1.261	271.172
14:30	30.5	53.4	53.5	1150	2530.12	53.5	0.02	0.68	1732.32	1.732	372.448
14:45	31.0	54.9	55.0	278	611.55	55.0	0.09	0.57	347.05	0.347	74.617
15:00	32.0	53.8	54.0	263	579.30	53.9	0.08	0.57	331.82	0.332	71.340
15:15	33.0	52.8	53.0	428	942.01	52.9	0.05	0.64	600.76	0.601	129.163
15:30	31.0	53.9	54.0	453	996.81	54.0	0.05	0.63	628.33	0.628	135.092
15:45	31.5	52.8	53.0	326	716.55	52.9	0.07	0.60	432.59	0.433	93.006
16:00	31.0	52.4	52.5	389	854.85	52.5	0.06	0.62	531.97		
TOTAL										6.979	1500.483

Tabla 5.22. Rendimiento colector día 3 de septiembre

Hora	<i>T</i> _{exterior} (<i>t</i> _a)	<i>T</i> _{agua} entrada colector (<i>t</i> _s)	<i>T</i> _{agua} salida colector (<i>t</i> _e)	Radiación solar <i>I</i> (W/m ²)	<i>Q</i> _l (<i>I</i> * <i>S</i>) (W)	Temperatura media fluido caloportador tm=(ts+te)/2	(<i>t</i> _m - <i>t</i> _a)/ <i>I</i>	$\eta = \frac{Q}{SI} = \frac{0.72 - 1.77*((t_m - t_a)/I)}{0.72 - 1.77*((t_m - t_a)/I)}$	<i>Q</i> _{fluido} caloportador=SI* η	<i>Q</i> (KW)	<i>Q</i> (Kcal)
11:45	27.5	54.8	55.0	702	1545.21	54.9	0.04	0.65	1005.85	1.006	216.259
12:00	28.5	52.9	53.0	732	1609.92	53.0	0.03	0.66	1063.94	1.064	228.746
12:15	28.5	55.3	55.5	765	1682.57	55.4	0.04	0.66	1106.70	1.107	237.941
12:30	28.0	57.8	58.0	759	1669.00	57.9	0.04	0.65	1085.25	1.085	233.329
12:45	29.0	60.4	60.5	788	1733.71	60.5	0.04	0.65	1125.81	1.126	242.049
13:00	28.0	62.4	62.5	816	1795.72	62.5	0.04	0.65	1158.77	1.159	249.135
13:15	30.0	63.4	63.5	814	1790.08	63.5	0.04	0.65	1158.60	1.159	249.100
13:30	30.5	64.9	65.0	808	1777.55	65.0	0.04	0.64	1145.69	1.146	246.323
13:45	29.0	65.9	66.0	755	1660.02	66.0	0.05	0.63	1051.33	1.051	226.037
14:00	25.5	67.4	67.5	846	1861.47	67.5	0.05	0.63	1176.91	1.177	253.035
14:15	26.5	68.8	69.0	817	1798.43	68.9	0.05	0.63	1129.76	1.130	242.899
14:30	25.0	68.8	69.0	719	1581.11	68.9	0.06	0.61	967.46	0.967	208.003
14:45	26.0	67.9	68.0	122	267.42	68.0	0.35	0.11	29.19	0.029	6.275
15:00	25.5	66.8	67.0	103	227.33	66.9	0.40	0.01	2.47		
TOTAL										13.205	2839.130

Tabla 5.23. Rendimiento colector día 4 de septiembre

<i>Hora</i>	<i>T exterior (ta)</i>	<i>T agua entrada colector (ts)</i>	<i>T agua salida colector (te)</i>	<i>Radiación solar I (W/m²)</i>	<i>Q₁ (I*S)</i>	<i>Temperatura media fluido caloportador</i>	<i>(tm- ta)/I</i>	<i>η = Q/SI = 0.72 - 1.77*((tm- ta)/I)</i>	<i>Q fluido caloportador = SI*η</i>	<i>Q(KW)</i>	<i>Q(Kcal)</i>
					(W)	tm=(ts+te)/2					
11:45	29.0	40.8	41.0	1252	2754.73	40.9	0.01	0.70	1937.07	1.937	416.470
12:00	32.0	50.4	50.5	1289	2835.72	50.5	0.01	0.69	1969.87	1.970	423.523
12:15	31.0	51.8	52.0	1307	2875.82	51.9	0.02	0.69	1989.21	1.989	427.680
12:30	28.5	53.8	54.0	1374	3022.61	53.9	0.02	0.69	2077.37	2.077	446.635
12:45	29.0	57.9	58.0	1427	3140.20	58.0	0.02	0.68	2148.21	2.148	461.865
13:00	28.0	58.9	59.0	1117	2456.87	59.0	0.03	0.67	1648.43	1.648	354.412
13:15	28.0	60.2	60.3	1862	4097.25	60.2	0.02	0.69	2824.63	2.825	607.296
13:30	29.5	61.9	62.0	510	1122.92	62.0	0.06	0.61	682.14	0.682	146.660
13:45	26.0	55.9	56.0	133	291.63	56.0	0.23	0.32	93.35		
TOTAL										15.277	3284.540

Los resultados obtenidos en las tablas anteriores se pueden resumir en el siguiente cuadro:

Tabla 5.24. Rendimiento colector

<i>Día</i>	<i>Energía Captada por colector (Kcal)</i>	<i>Franja horaria Circuito nº1</i>	<i>Te máxima intercambiador (°C)</i>	<i>Hora Te máxima</i>
1 de Agosto	2835.180	13:00-16:00	61,1	15:30
2 de Agosto	6172.140	8:45-14:45	70.3	15:15
24 de Agosto	1908.224	12:00-16:00	51.0	14:30
26 de Agosto	4271.279	11:15-15:15	66.5	14:45
27 de Agosto	4928.200	10:45-15:30	53.5	14:30
28 de Agosto	4309.914	11:00-15:00	67.0	14:45
29 de Agosto	4771.837	11:00-15:00	66.0	14:45
30 de agosto	3456.001	11:00-15:00	76.3	14:45
31 de agosto	2447.876	12:15-16:15	56.5	15:15
1 de Septiembre	1516.761	13:30-15:45	56.0	14:15
2 de Septiembre	1500.483	14:00-16:00	55.0	14:45
3 de Septiembre	2839.130	11:45-15:00	69.0	14:30
4 de Septiembre	3284.540	11:45-13:45	62.0	13:30

Como se puede observar en la tabla presentada, en ninguno de los días estudiados la temperatura del agua en el intercambiador ha llegado a los 100°C, siendo el 30 de agosto la mayor temperatura con 76°C, con lo que no es necesario sustituir el agua por un fluido caloportador diferente.

Respecto a los rendimientos, se presenta la siguiente tabla:

Tabla 5.25. Rendimientos colector

	<i>Rendimiento maximo η (%)</i>	<i>Rendimiento medio η (%)</i>	<i>Rendimiento mínimo η (%)</i>
Dia			
1 de Agosto	68	65	46
2 de Agosto	69	66	52
24 de Agosto	70	66	48
26 de Agosto	69	67	65
27 de Agosto	70	69	67
28 de Agosto	70	68	65
29 de Agosto	72	68	66
30 de agosto	71	64	62
31 de agosto	67	62	53
1 de Septiembre	67	62	47
2 de Septiembre	69	63	57
3 de Septiembre	66	64	61
4 de Septiembre	70	68	61
MEDIA (%)	66		
MAXIMA(%)	69		
MINIMA(%)	58		

Se ha considerado los rendimientos hasta valores de T_e máxima, a partir de esa hora, la radiación disminuye y por tanto, los rendimientos. Por tanto, en la fase experimental debemos cerrar el circuito en el momento en el que empiece a bajar la temperatura de entrada al intercambiador, para no perder temperatura en el depósito acumulador.

5.4.1.3 Circuito nº2 secundario

Con anterioridad a las primeras mediciones en el circuito nº2 y una vez solucionados los primeros problemas con las bombas de recirculación de fango se comprobó que el circuito carecía de fugas, con lo que se iniciaron los primeros ensayos en la medición de datos.

Depósito Acumulador. Temperatura depósito

Para la medición de la temperatura interior del depósito acumulador se ha utilizado una sonda de inmersión. El depósito dispone de una vaina para la medición de la temperatura o para incorporar un termostato.

Las temperaturas alcanzadas por el depósito en cada uno de los días ensayados se presentan a continuación:

Tabla 5.26. Temperaturas alcanzadas en el acumulador

<i>1 de Agosto</i>		<i>2 de Agosto</i>			
Hora	Temperatura Acumulador (C°)	Hora	Temperatura Acumulador (C°)	Hora	Temperatura Acumulador (C°)
13:00	45.0	8:45	33.0	12:30	53.0
13:15	45.5	9:00	33.0	12:45	55.0
13:30	47.9	9:15	33.0	13:00	56.0
13:45	48.7	9:30	33.0	13:15	59.0
14:00	50.8	9:45	33.0	13:30	61.0
14:15	52.6	10:00	33.0	13:45	62.0
14:30	55.8	10:15	34.0	14:00	63.0
14:45	49.5	10:30	35.0	14:15	64.0
15:00	54.3	10:45	37.0	14:30	66.0
15:15	59.8	11:00	38.0	14:45	67.0
15:30	60.6	11:15	42.0	15:00	67.0
15:45	58.7	11:30	43.0	15:15	68.0
16:00	58.5	11:45	46.0	15:30	67.0
		12:00	48.0	15:45	67.0
		12:15	51.0		

Tabla 5.27. Temperaturas alcanzadas en el acumulador

24 de Agosto		26 de Agosto		27 de Agosto		28 de Agosto		29 de Agosto	
Hora	Temperatura Acumulador (C°)	Hora	Temperatura Acumulador (C°)	Hora	Temperatura Acumulador (C°)	Hora	Temperatura Acumulador (C°)	Hora	Temperatura Acumulador (C°)
12:00	33.0	11:15	40.0	10:45	36.0	11:00	38.0	11:00	39.0
12:30	39.0	11:30	42.5	11:00	39.0	11:15	40.0	11:15	44.0
13:00	42.0	11:45	45.5	11:15	39.0	11:30	43.0	11:30	44.5
13:30	45.0	12:00	48.5	11:30	40.0	11:45	44.5	11:45	45.0
14:00	48.0	12:15	51.0	11:45	41.0	12:00	47.5	12:00	49.0
14:30	49.0	12:30	53.0	12:00	43.0	12:15	48.0	12:15	50.5
15:00	47.0	12:45	56.0	12:15	45.0	12:30	51.0	12:30	52.0
15:30	45.0	13:00	58.0	12:30	46.0	12:45	53.5	12:45	54.5
16:00	42.0	13:15	59.0	12:45	48.0	13:00	55.0	13:00	55.5
		13:30	60.0	13:00	48.0	13:15	56.5	13:15	56.5
		13:45	62.0	13:15	49.5	13:30	59.5	13:30	57.0
		14:00	63.5	13:30	50.0	13:45	61.5	13:45	59.0
		14:15	65.0	13:45	50.5	14:00	63.0	14:00	61.0
		14:30	66.0	14:00	51.0	14:15	63.5	14:15	62.0
		14:45	66.0	14:15	51.0	14:30	64.0	14:30	63.0
		15:00	65.0	14:30	51.5	14:45	64.5	14:45	63.0
		15:15	64.0	14:45	51.0	15:00	62.0	15:00	63.0
				15:00	50.5				
				15:15	50.0				

Tabla 5.28. Temperaturas alcanzadas en el acumulador

<i>30 de Agosto</i>		<i>31 de Agosto</i>		<i>1 de Septiembre</i>		<i>2 de Septiembre</i>		<i>3 de Septiembre</i>		<i>4 de Septiembre</i>	
Hora	Temperatura Acumulador (C°)	Hora	Temperatura Acumulador (C°)	Hora	Temperatura Acumulador (C°)	Hora	Temperatura Acumulador (C°)	Hora	Temperatura Acumulador (C°)	Hora	Temperatura Acumulador (C°)
11:00	45.0	12:15	58.0	13:30	48.0	14:00	47.0	11:45	54.0	11:45	45.0
11:15	56.0	12:30	58.0	13:45	51.0	14:15	48.0	12:00	51.0	12:00	48.0
11:30	56.5	12:45	58.0	14:00	53.0	14:30	49.0	12:15	53.0	12:15	51.0
11:45	58.0	13:00	58.0	14:15	54.0	14:45	51.0	12:30	56.0	12:30	53.0
12:00	59.5	13:15	58.0	14:30	52.0	15:00	52.0	12:45	59.0	12:45	57.0
12:15	61.0	13:30	58.0	14:45	52.0	15:15	52.0	13:00	61.0	13:00	58.0
12:30	63.5	13:45	57.0	15:00	53.0	15:30	52.0	13:15	62.0	13:15	59.0
12:45	64.5	14:00	57.0	15:15	53.0	15:45	52.0	13:30	63.0	13:30	61.0
13:00	66.0	14:15	57.0	15:30	53.0	16:00	52.0	13:45	64.0	13:45	60.0
13:15	66.0	14:30	57.0	15:45	53.0			14:00	66.0		
13:30	67.5	14:45	56.0					14:15	68.0		
13:45	70.0	15:00	56.0					14:30	68.0		
14:00	71.5	15:15	57.0					14:45	67.0		
14:15	72.5	15:30	58.0					15:00	66.0		
14:30	73.3	15:45	58.0								
14:45	74.3	16:00	57.0								
15:00	74.0	16:15	57.0								

Según los datos facilitados por el fabricante las pérdidas de temperatura del depósito son de $1,1 \text{ Kwh}/24\text{h}$ a 65°C . Es decir, $39,42 \text{ Kcal/h}$. En nuestro caso, se han obtenido en diferentes días, las pérdidas de temperatura del depósito dejando el depósito sin arranque del circuito nº2 durante la noche y midiendo la temperatura antes del arranque del circuito nº1 del día siguiente, obteniendo los siguientes resultados según la temperatura en el interior del depósito:

29 al 30 de Agosto:

67° a las 15:00 h del 29 de agosto

58° a las 11:15 h del 30 de agosto

Horas: 20.25 h

$\Delta t: 9^{\circ}$

V: 80 l

Pérdidas: 35.56 Kcal/h . (Valor próximo al teórico para temperaturas próximas a 65°)

Del 30 al 31 de agosto

73° a las 19:45 h del 30 de agosto

61° a las 10:00 h del 31 de agosto

Horas: 14.25

$\Delta t: 12$

V: 80 l

Pérdidas: 67.37 Kcal/h

Del 31 agosto al 1 de septiembre

57° a las 16:15 h del 31 de agosto

48° a la 13:30 h del 1 de septiembre

Horas: 21.25

$\Delta t: 9$

V: 80 l

Pérdidas: 33.88 Kcal/h

Podemos considerar por tanto, unas pérdidas medias de 35 Kcal/h .

Pérdidas de calor en las tuberías PPR (polietileno)

Para el cálculo de las pérdidas de calor a lo largo del tramo de tubería de PPR (48,9 m incluido tramo de ida y de retorno) se utilizará la siguiente expresión:

$$q = K S \Delta T$$

donde:

q: pérdidas de calor (kcal)

K: coeficiente global de transmisión de calor (Kcal/hm²C°)

S: área de la sección transversal a través de la cual se produce la pérdida de calor (m²).

Se ha considerado para su cálculo el área media, como $S_m = 2 \cdot \pi \cdot L \cdot (r_2 - r_1) / \ln(r_2 / r_1)$, considerando r_2 como radio exterior y r_1 radio interior.

ΔT : diferencia de temperatura entre el interior y el exterior (°C)

Para su aplicación a la tubería de PPR (polietileno) se ha considerado una conductividad térmica según el fabricante de 0,24 W/mK, que en Kcal/h mK corresponde a 0,2064.

El aislamiento se ha realizado con polipropileno expandido con un coeficiente $\lambda = 0,039$ W/mK = 0.0335 Kcal/m °K, con un espesor de 1 cm.

Como el espesor de la tubería de PPR que hemos utilizado en la instalación es de 3,4 mm (PN20), por ser tubería de 20 mm de diámetro exterior.

De esta forma obtenemos que: $KA_{PPR} = 2.7381$ Kcal/h m²K

Para el cálculo de la Temperatura interior del conducto se considerará la media de la temperatura al inicio del tramo (Tacumulador) y la Temperatura al final de tramo (TeC₂, temperatura de entrada al serpentín) para el tramo de ida. De la misma forma se ha aplicado para el tramo de retorno, considerando la misma pérdida de temperatura que en el tramo de ida.

A continuación se presentan los resultados de las pérdidas en la conducción de PPR (polietileno) durante los días de ensayo, 28 de Agosto y 4 de Septiembre.

Tabla 5.29. Pérdidas PPR

<i>Hora</i>	<i>Qpérdidas tubería PPR (Kcal)</i>
17:00	93.385
17:15	99.795
17:30	91.996
17:45	83.234
18:00	73.297
18:15	71.160
18:30	67.741
18:45	63.467
19:00	59.621
19:15	54.278
19:30	54.278
19:45	50.005
20:00	48.402
20:15	46.158
20:30	44.555
20:45	43.113
21:00	42.312
21:15	39.640
21:30	38.198
21:45	34.832
22:00	33.336
22:15	33.871
22:30	32.802
22:45	31.627
23:00	31.627
23:15	
TOTAL	1362.730

Los resultados obtenidos han sido muy elevados. Lo que indica la necesidad de aislar la tubería de PPR (polietileno). Por lo tanto, desde el día 28 de agosto se aíslan las tuberías y se inicia el ensayo el día 4 de Septiembre una vez aisladas las tuberías con los siguientes resultados:

Tabla 5.30. Pérdidas PPR

<i>4 de Septiembre</i>	
Hora	Qpérdidas tubería PPR (Kcal)
16:15	17.182
16:30	27.792
16:45	26.286
17:00	25.054
17:15	24.096
17:30	23.548
17:45	21.358
18:00	20.262
18:15	20.262
18:30	19.715
18:45	19.989
19:00	19.441
19:15	18.893
19:30	
TOTAL	283.8796

Comparamos los resultados obtenidos en el día 28 de agosto con el día 4 de septiembre durante las primeras 3 horas, obteniendo los siguientes resultados:

Tabla 5.31. Pérdidas PPR

<i>Día 28 de Agosto</i>		<i>4 de Septiembre</i>	
Hora	Qpérdidas tubería PPR (Kcal)	Hora	Qpérdidas tubería PPR (Kcal)
17:00	93.385	16:15	17.182
17:15	99.795	16:30	27.792
17:30	91.996	16:45	26.286
17:45	83.234	17:00	25.054
18:00	73.297	17:15	24.096
18:15	71.160	17:30	23.548
18:30	67.741	17:45	21.358
18:45	63.467	18:00	20.262
19:00	59.621	18:15	20.262
19:15	54.278	18:30	19.715
19:30	54.278	18:45	19.989
19:45	50.005	19:00	19.441
20:00	48.402	19:15	18.893
20:15		19:30	
TOTAL	910.659	TOTAL	283.880

Podemos observar las consecuencias positivas del aislamiento en las pérdidas de la tubería PPR (De 910.659 a 283.88 Kcal)

La parada del circuito se realizó a las 20:15 y a las 19:30 para el día 28 de agosto y 4 de septiembre, respectivamente, por ello, no se incluye el intervalo de tiempo desde 20:15 a 20:30 y 19:30 a 19:45 y por tanto, las pérdidas en dicho período. (Este es el motivo de que aparezca en blanco en cada una de las tablas).

Temperatura entrada en el serpentín. (TeC2)

Los resultados de los ensayos del circuito n°2 en relación a la temperatura de entrada al serpentín denominada TeC2 se pueden observar en las siguientes tablas:

Tabla 5.32. Temperatura entrada al serpentín

<i>Día 28 de Agosto</i>			
Hora	TeC2	Hora	TeC2
17:00	29.0	20:30	40.5
17:15	53.0	20:45	40.3
17:30	51.5	21:00	40.0
17:45	49.5	21:15	39.5
18:00	48.0	21:30	39.3
18:15	47.0	21:45	38.0
18:30	46.0	22:00	38.0
18:45	45.0	22:15	37.5
19:00	44.0	22:30	37.5
19:15	43.0	22:45	37.0
19:30	43.0	23:00	37.0
19:45	42.0		
20:00	41.5		
20:15	41.0

Figura 5.110. Temperatura de entrada al serpentín

Se puede apreciar que el punto de inicio a las 17:00 con $T = 29^{\circ}$, corresponde al momento antes de puesta en marcha del circuito. Al instante del arranque, la temperatura sube de forma rápida hasta obtener a las 17:15 la temperatura de 53°C .

Tabla 5.33. Temperatura entrada al serpentín

4 de Septiembre	
Hora	TeC2
16:15	36.0
16:30	48.5
16:45	47.5
17:00	47.0
17:15	46.5
17:30	46.0
17:45	45.5
18:00	45.0
18:15	44.5
18:30	44.0
18:45	44.0
19:00	43.5
19:15	43.0
19:30	42.5

Figura 5.112. Temperatura de entrada al serpentín

5.4.1.4 Consumos energéticos digestor D1

El aislamiento que el digestor D1 está formado por dos materiales: 1 cm de espuma de poliuretano y 5 cm de fibra de vidrio.

El coeficiente de transmisión λ de poliuretano es 0.039 W/mK y para la fibra de vidrio 0,028 W/mK.

Las pérdidas de calor a través de las paredes, fondo y cubierta de un digestor, se calculan mediante la expresión:

$$q = K S \Delta T$$

donde:

q: pérdidas de calor (kcal)

K: coeficiente global de transmisión de calor (Kcal/hm²C°)

A: área de la sección transversal a través de la cual se produce la pérdida de calor (m²)

ΔT : diferencia de temperatura entre el interior y el exterior (°C)

El coeficiente de transmisión de calor viene determinado por la siguiente expresión:

$$1/K = 1/a_1 + e_1/\lambda_1 + \dots + e_n/\lambda_n + 1/a_2$$

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

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

Por tanto, el coeficiente KA del digestor D1 (aislado térmicamente) considerando las dos capas de aislamiento y el acero es de 1.1.

Para obtener la energía necesaria para el aumento de temperatura, en el caso del Digestor D1, con una capacidad útil de 100 l, la energía necesaria sería $\Delta T \cdot V(l)$, donde ΔT es el incremento de la temperatura y V el volumen en litros.

Los ensayos se han realizados durante los días 28 de Agosto y 4 de septiembre, para el caso del calentamiento del Digestor D1 (aislado térmicamente), obteniendo un balance energético de la instalación y el rendimiento del sistema. Para ello, se estudió el funcionamiento del Circuito nº2 en ausencia del Circuito nº1, obteniendo los siguientes resultados:

Tabla 5.34.Temperatura D1

<i>Día 28 de Agosto</i>			
Hora	TD1 con Circuito nº2 (°C)	Hora	TD1 con Circuito nº2 (°C)
17:00	32	20:30	33.4
17:15	32	20:45	33.5
17:30	32	21:00	33.5
17:45	32.1	21:15	33.5
18:00	32.2	21:30	33.6
18:15	32.3	21:45	33.6
18:30	32.5	22:00	33.6
18:45	32.6	22:15	33.7
19:00	32.8	22:30	33.7
19:15	32.9	22:45	33.7
19:30	33	23:00	33.7
19:45	33.1	23:15	33.7
20:00	33.2		
20:15	33.3

Figura 5.112.Temperatura D1

Tabla 5.35.Temperatura D1

<i>Día 4 de Septiembre</i>	
Hora	TD1 con Circuito n°2 (°C)
16:15	31.2
16:30	31.2
16:45	31.4
17:00	31.5
17:15	31.7
17:30	31.9
17:45	32
18:00	32.2
18:15	32.4
18:30	32.5
18:45	32.6
19:00	32.8
19:15	32.9
19:30	33

Figura 5.113 .Temperatura D1

El consumo energético del Digestor D1 (aislado térmicamente) se incluye a continuación:

Tabla 5.36. Consumo energético D1

<i>Dia 28 de Agosto</i>			
Hora	Q para mantenimiento de TD1 (Kcal)	Q para aumento de TD1 (Kcal)	Energia consumida D1(Kcal)
17:00	0.463		0.463
17:15	0.436	0	0.436
17:30	0.381	0	0.381
17:45	0.327	10	10.327
18:00	0.163	10	10.163
18:15	0.327	10	10.327
18:30	0.436	20	20.436
18:45	0.463	10	10.463
19:00	0.545	20	20.545
19:15	0.572	10	10.572
19:30	0.599	10	10.599
19:45	0.627	10	10.627
20:00	0.654	10	10.654
20:15	0.708	10	10.708
20:30	0.735	10	10.735
20:45	0.790	10	10.790
21:00	0.790	0	0.790
21:15	0.790	0	0.790
21:30	0.844	10	10.844
21:45	0.817	0	0.817
22:00	0.790	0	0.790
22:15	0.953	10	10.953
22:30	0.953	0	0.953
22:45	0.981	0	0.981
23:00	0.981	0	0.981
23:15		0	0.000
TOTAL			186.126

Tabla 5.37. Temperatura D1

<i>4 de Septiembre</i>			
Hora	Q para mantenimiento de TD1 (Kcal)	Q para aumento de TD1 (Kcal)	Energía consumida D1(Kcal)
16:15	0.817		0.817
16:30	0.817	0	0.817
16:45	0.844	20	20.844
17:00	0.763	10	10.763
17:15	0.763	20	20.763
17:30	0.844	20	20.844
17:45	0.572	10	10.572
18:00	0.545	20	20.545
18:15	0.735	20	20.735
18:30	0.790	10	10.790
18:45	0.872	10	10.872
19:00	0.953	20	20.953
19:15	1.008	10	11.008
19:30		10	10
TOTAL		180	190.324

5.4.1.5 Balance energético y rendimiento de la instalación

Una vez conocidas las temperaturas del acumulador, Tentrada al serpentín, temperatura en el digestor y la obtención por tanto, de la energía acumulada en el depósito acumulador, pérdidas de la tubería de PPR (polietileno) hasta el serpentín y la energía consumida en el digestor, se obtuvo el balance energético de la instalación y por tanto, el rendimiento del sistema planteado.

El rendimiento obtenido el 28 de agosto fue de 90,2 % y el 4 de septiembre 86,4 %.

A continuación, se puede consultar los resultados antes mencionados para el 24 de Agosto y 4 de septiembre:

Tabla 5.38. Rendimiento de la instalación 24 de agosto

<i>Hora</i>	<i>TeC2</i>	<i>Temperatura acumulador (°C)</i>	<i>Qcedido acumulador (Kcal)</i>	<i>Qpérdidas tubería PPR ida (Kcal)</i>	<i>Qpérdidas tubería PPR retorno (Kcal)</i>	<i>TD1 con Circuito n°2 (°C)</i>	<i>Tlaboratorio</i>	<i>TD3</i>	<i>TD1- Tlaboratorio</i>	<i>Qpara mantenimiento de TD1 (Kcal)</i>	<i>Q para aumento de TD1 (Kcal)</i>	<i>Energía consumida D1 (Kcal)</i>
17:00	29.0	61.0		31.413	61.971	32.0	30.3	31.0	1.7	0.463		0.463
17:15	53.0	56.0	400.0	51.500	48.295	32.0	30.4	31.0	1.6	0.436	0	0.436
17:30	51.5	54.0	160.0	47.333	44.662	32.0	30.6	31.0	1.4	0.381	0	0.381
17:45	49.5	53.0	80.0	43.487	39.747	32.1	30.9	31.0	1.2	0.327	10	10.327
18:00	48.0	51.0	160.0	38.251	35.046	32.2	31.6	31.0	0.6	0.163	10	10.163
18:15	47.0	50.0	80.0	37.183	33.977	32.3	31.1	31.0	1.2	0.327	10	10.327
18:30	46.0	49.0	80.0	35.473	32.268	32.5	30.9	31.0	1.6	0.436	20	20.436
18:45	45.0	48.0	80.0	33.336	30.131	32.6	30.9	31.0	1.7	0.463	10	10.463
19:00	44.0	47.0	80.0	31.413	28.208	32.8	30.8	31.0	2	0.545	20	20.545
19:15	43.0	45.0	160.0	28.208	26.071	32.9	30.8	31.0	2.1	0.572	10	10.572
19:30	43.0	45.0	0.0	28.208	26.071	33.0	30.8	31.0	2.2	0.599	10	10.599
19:45	42.0	44.0	80.0	26.071	23.934	33.1	30.8	31.0	2.3	0.627	10	10.627
20:00	41.5	44.0	0.0	25.537	22.865	33.2	30.8	32.0	2.4	0.654	10	10.654
20:15	41.0	43.0	80.0	24.147	22.011	33.3	30.7	32.0	2.6	0.708	10	10.708
20:30	40.5	43.0	0.0	23.613	20.942	33.4	30.7	32.0	2.7	0.735	10	10.735
20:45	40.3	42.0	80.0	22.491	20.622	33.5	30.6	32.0	2.9	0.790	10	10.790
21:00	40.0	42.0	0.0	22.224	20.087	33.5	30.6	32.0	2.9	0.790	0	0.790
21:15	39.5	41.0	80.0	20.622	19.019	33.5	30.6	32.0	2.9	0.790	0	0.790
21:30	39.3	40.0	80.0	19.500	18.698	33.6	30.5	32.0	3.1	0.844	10	10.844
21:45	38.0	41.0	-80.0	19.019	15.813	33.6	30.6	32.0	3	0.817	0	0.817
22:00	38.0	40.0	80.0	17.737	15.600	33.6	30.7	32.0	2.9	0.790	0	0.790
22:15	37.5	40.0	0.0	18.271	15.600	33.7	30.2	32.0	3.5	0.953	10	10.953
22:30	37.5	39.0	80.0	17.202	15.600	33.7	30.2	32.0	3.5	0.953	0	0.953
22:45	37.0	39.0	0.0	16.882	14.745	33.7	30.1	32.0	3.6	0.981	0	0.981
23:00	37.0	39.0	0.0	16.882	14.745	33.7	30.1	32.0	3.6	0.981	0	0.981
23:15	36.5	38.5	40.0			33.7	30.1	32.0	3.6		0	0.000
TOTAL			1800.0	696.003	666.727							186.126

Tabla 5.39. Rendimiento de la instalación 4 de septiembre

<i>Hora</i>	<i>TeC2</i>	<i>Temperatura acumulador (°C)</i>	<i>Q cedido acumulador (Kcal)</i>	<i>Qpérdidas tubería PPR ida (Kcal)</i>	<i>Qpérdidas tubería PPR retorno (Kcal)</i>	<i>TD1 con Circuito n°2 (°C)</i>	<i>Tlaboratorio</i>	<i>TD3</i>	<i>TD1- Tlaboratorio</i>	<i>Qpara mantenimiento de TD1 (Kcal)</i>	<i>Q para aumento de TD1 (Kcal)</i>	<i>Energía consumida D1 (Kcal)</i>
16:15	36	55		11.843	5.339	31.2	28.2	31	3	0.817		0.817
16:30	48.5	52	240.0	15.094	12.698	31.2	28.2	31	3	0.817	0	0.817
16:45	47.5	51	80.0	14.341	11.945	31.4	28.3	31	3.1	0.844	20	20.844
17:00	47	50	80.0	13.554	11.500	31.5	28.7	31	2.8	0.763	10	10.763
17:15	46.5	50	0.0	13.246	10.850	31.7	28.9	31	2.8	0.763	20	20.763
17:30	46	48	160.0	12.459	11.090	31.9	28.8	31	3.1	0.844	20	20.844
17:45	45.5	48	0.0	11.535	9.823	32	29.9	31	2.1	0.572	10	10.572
18:00	45	47	80.0	10.816	9.447	32.2	30.2	31	2	0.545	20	20.545
18:15	44.5	48	-80.0	11.329	8.933	32.4	29.7	31	2.7	0.735	20	20.735
18:30	44	48	0.0	11.226	8.488	32.5	29.6	31	2.9	0.790	10	10.790
18:45	44	48	0.0	11.363	8.625	32.6	29.4	31	3.2	0.872	10	10.872
19:00	43.5	47	80.0	10.918	8.523	32.8	29.3	31	3.5	0.953	20	20.953
19:15	43	47	0.0	10.816	8.078	32.9	29.2	31	3.7	1.008	10	11.008
19:30	42.5	47	0.0			33	29.1	31	3.9		10	10.000
TOTAL			640.0	158.540	125.340						180	190.324

Tabla 5.40. Balance energético y rendimientos

<i>Día 28 de Septiembre</i>	
Qcedido depósito (Kcal)	1800.000
Q perdidas depósito (Kcal)	210.000
Qcedido al Circuito n°2 (Kcal)	1590.000
Perdidas tubería de PPR (Kcal)	1362.730
Q Cedido para digestores (Kcal)	227.270
Qabsorbido por D1 (Kcal)	186.126
Rendimiento η (%)	81.89

<i>Día 4 de Septiembre</i>	
Qcedido depósito (Kcal)	640.000
Q perdidas depósito (Kcal)	113.750
Qcedido al Circuito n°2 (Kcal)	526.250
Perdidas tubería de PPR (Kcal)	283.880
Q Cedido para digestores (Kcal)	242.370
Qabsorbido por D1 (Kcal)	190.324
Rendimiento η (%)	78.53

5.4.2 Caracterización de los fangos de depuradora

Durante dos semanas se realizaron muestreos de fango fresco y digerido y se determinó el Ph .El valor promedio del fango fresco fue de 7,37 y del fango digerido fue de 7,63.

5.5 Desarrollo de la experimentación.

5.5.1 Objetivo n°1.Calentamiento a escala piloto de un digestor mediante serpentín utilizando energía solar térmica. Estudio de la necesidad de aislamiento del digestor.

5.5.1.1 Circuito n°1 (primario) y circuito n°2 (secundario)

Para poder cumplir con el primer objetivo planteado,se instaló una planta piloto en el Laboratorio de Ingeniería Sanitaria, de la E.T.S.I de Caminos,Canales y Puertos como ya se explicó en el apartado 5.2.4.

El digestor denominado D1 está aislado mediante neopreno de 1 cm de espesor y una capa de fibra de vidrio de 5 cm de espesor.

En el caso del digestor D2 no está aislado, por lo que el fango en su interior sólo está aislado por el espesor del acero que es de 6 mm.

Por lo tanto, mediante el circuito n° 1 y n°2 se hace llegar la energía a los serpentines instalados en ambos digestores y obteniendo la energía que el serpentín transfiere en ambos casos.

El desarrollo de la experimentación tuvo lugar desde el día 5 de septiembre al 25 de 2015, realizándose ensayos de choque desde el 1 de agosto.

La temperatura se midió mediante 3 datalogger con sondas de inmersión, 1 datalogger para medir la temperatura exterior y termómetros de mercurio .

Las mediciones realizadas tanto en el circuito n°1 y n°2 son las siguientes:

T° exterior

T° entrada depósito (T salida del colector)

T° salida depósito (T entrada colector)

T° en el interior del depósito

T° laboratorio (temperatura ambiente del laboratorio, donde se ubican los digestores)

Radiación solar sobre plano del colector

T° entrada al digestor D1 y D2

T° salida del digestor D1 y D2

T° interior digestor D1

T° interior digestor D2

T° interior digestor D3

Debido a la falta de sondas y termómetros para poder medir al mismo tiempo todas las temperaturas, fue necesario a lo largo de la investigación obtener todas las mediciones en diferentes días y poder así poder obtener un estudio de todas las temperaturas que intervienen en la instalación.

Durante el mes agosto las temperaturas del digestor D1 no bajó de 32°C, por lo que no fue necesario el calentamiento de los digestores, aunque si se realizaron mediciones en el circuito n°1 para la obtención del rendimiento del panel solar y en el depósito intercambiador-acumulador, así como pruebas de su funcionamiento.

Se obtuvieron resultados de la radiación obtenida, el rendimiento del colector y la energía acumulada en el depósito intercambiador-acumulador. Así como la evolución de la temperatura en los Digestores D1, D2 y D3.

A partir del 5 de septiembre la temperatura de D1 y D2 bajó de 32°C por lo que fue necesario poner en marcha el Circuito n°2.

En los días sucesivos se consiguieron temperaturas próximas a los 32°C para ambos digestores.

Los días 12 y 13 de septiembre fueron los primeros días en los que la radiación disminuyó debido a la nubosidad, por lo que el Digestor D2 con temperaturas de 31.7°C el día 12 de septiembre, no pudo recuperar manteniéndose el día 13 en 31°. El digestor D1, por el contrario fue capaz de recuperarse y llegar a los 31.8°C. Debido a que no se pudo obtener energía durante esos días, era necesario tener en funcionamiento los circuitos n°1 y n°2 para mantener la temperatura, por lo tanto, en momentos de en los que no estaba en funcionamiento el colector solar no había suficiente energía en el depósito con lo que durante la noche ambos digestores bajaron la temperatura a valores próximos a 31°C. El día 14 de septiembre gracias a la energía obtenida por el colector durante un período de 10:30 a 14:45 se pudo conseguir subir la temperatura de D1 a 32°C, no así el digestor D2 que no consiguió superar los 31°C.

El día 15 de septiembre siguió con nubosidad por lo que las temperaturas del digestor D1 y D2 fueron de 31°C y 30°C respectivamente.

El 16 de septiembre siguió con nubosidad, por lo que después de 4 días con nubosidad, no fue posible mantener la temperatura de los digestores, al no disponer de resistencia eléctrica o energía convencional.

Los días posteriores hasta el día 25 de septiembre fueron dedicados a aumentar la temperatura llegando 31° para el digestor D1 y 30° para el digestor D2. Por tanto, la energía obtenida del colector se necesitó para aumentar la temperatura, por lo que no había suficiente energía para poder mantener la temperatura al no tener ninguna energía convencional.

5.5.1.2 Digestores.Fango

Inoculación del digestor

Los tres digestores denominados D1, D2 y D3 fueron inoculados con 100 litros de fango digerido, que fue extraído de la depuradora de Viveros de la Villa. Las características del inóculo extraído fue de pH 7,67 y $T=33^{\circ}$. El digestor estuvo en observación nueve días y no se alimentó durante ese período, solamente se mezcló homogéneamente. Se midió el pH y la temperatura para determinar la adecuación de los microorganismos del sistema.

Figura 5.114. Recogida de fango digerido

Figura 5.115. Inoculación del fango

Estabilización

Al observar que el Ph no presentaba cambios significativos, se decidió alimentar con fango fresco, obtenido de la depuradora de Viveros de la Villa. Se alimentó con 5 litros diariamente. Se determinó el pH y la temperatura. Después de 10 días en los que el Ph no mostraba cambios, se procedió a continuar con la siguiente etapa.

Figura 5.116. Recogida fango fresco

Evaluación

Cuando el digestor se estabilizó, se procedió a evaluar el sistema, de tal manera que se operó de forma semicontinua alimentando y extrayendo el mismo volumen de fango. En promedio se alimentó con 3 litros de fango fresco, durante 24 días.

Se obtuvieron resultados de volumen de gas generado en la digestión, así como la riqueza de dicho gas.

5.5.2 Objetivo nº2. Aplicación del calentamiento de un digestor mediante serpentín utilizando energía solar térmica a un caso real. Comparar en zonas cálidas, templadas y frías. Estudio económico.

Estudiado la transferencia de calor de los serpentines a los digestores como método de calentamiento de los digestores en la planta piloto, se obtienen los resultados a escala real para el mantenimiento de la temperatura de 32°C de un digestor.

En función de la temperatura exterior y el coeficiente de aislamiento del digestor, así como su área, podremos determinar las necesidades energéticas para mantener la temperatura de 32°C de cualquier digestor y por tanto, la superficie de paneles solares necesarios para cubrir la demanda energética en un 80 %. Obteniendo la tasa interna de rentabilidad y el período de retorno de la inversión, en relación al ahorro por Kwh de combustible.

Se ha tomado como ejemplo de aplicación un digestor de 17 metros de diámetro y 8 metros de altura en distintas zonas de España, como Madrid, Ávila y Málaga por ser las ciudades como ejemplo de zonas de clima templado, frío y cálido para comparar como afecta la temperatura exterior en la superficie de los colectores y por tanto, el coste de la instalación solar.

6. PRESENTACION DE RESULTADOS

6.1 Resultados en relación al objetivo n°1: Calentamiento a escala piloto de un digestor mediante serpentín utilizando energía solar térmica. Estudio de la necesidad de aislamiento del digestor.

Para dar cumplimiento al objetivo n°1, a continuación se presentan los resultados obtenidos en los ensayos realizados en la instalación en relación a la obtención de energía obtenida con la placa solar, así como la transferencia de energía a los digestores mediante el serpentín, así como el gas generado en la digestión.

6.1.1 Circuito n°1 primario

Radiación solar captada por el colector

La radiación solar ha sido medida con el piranómetro durante las horas de mayor radiación, que en nuestro caso se ha realizado entre las 10 a las 16:00, variando dicha franja en función de la nubosidad existente, siendo a las 15:15 en el mes de agosto cuando las sombras de los muros proyectaban sobre el colector, reduciéndose la radiación que llegaba al colector. Durante el mes de septiembre fue a las 14:15 cuando se produjo este hecho.

En el anexo se incluyen las tablas de radiación durante los días de la investigación. Se presentan a continuación, los valores medios de los días investigados desde el día 5 de septiembre a 25 de septiembre:

Tabla 6.1 Radiaciones medias

<i>Día (Mes de septiembre)</i>	<i>Radiación media (W/m²)</i>	<i>Radiación máxima (W/m²)</i>	<i>Radiación mínima (W/m²)</i>
5	741	946	194
6	706	1020	181
7	695	1017	68
8	716	919	68
9	626	1067	231
10	434	956	41
11	773	968	74
12	218	803	85
13	488	1090	135
14	814	1110	165
15	387	740	129
16	330	886	132
17	629	973	122
18	661	1091	65
19	726	937	70
20	728	934	74
21	739	996	86
22	764	976	376
23	549	750	75
24	712	988	45
25	711	959	179

Intercambiador.Temperaturas

Para la obtención de la temperatura a la entrada y salida del intercambiador se utilizaron sondas de inmersión durante las horas en las que el circuito primario estaba en funcionamiento.

La temperatura máxima alcanzada a la entrada del intercambiador durante los días de la fase de experimentación , inferior a 85°C, temperatura máxima del intercambiador. Por tanto, en ninguno de los días de la experimentación se llegó a valores de ebullición del agua,y no fue necesario por tanto utilizar un fluido caloportador diferente al agua para evitar dicha ebullición.

Se presentan a continuación, los valores medios de los días investigados desde el día 5 de septiembre a 25 de septiembre:

Tabla 6.2.Tª entrada en el intercambiador

<i>Día (Mes de septiembre)</i>	<i>TeC1 media (°C)</i>	<i>TeC1 máxima (°C)</i>	<i>TeC1 mínima (°C)</i>
5	51.0	56.0	43.5
6	47.2	52.5	40.0
7	50.9	55.0	42.0
8	51.6	56.0	43.0
9	46.4	51.5	39.0
10	45.3	52.5	31.0
11	50.3	58.5	45.5
12	38.4	44.0	28.5
13	39.7	43.5	26.0
14	46.5	53.5	25.5
15	36.2	39.0	31.0
16	31.8	35.5	25.5
17	42.0	50.0	24.5
18	44.3	52.4	23.9
19	45.9	53.6	35.3
20	46.4	54.1	32.2
21	52.6	60.7	39.5
22	46.8	55.4	29.3
23	45.7	57.0	32.3
24	45.5	51.7	35.3
25	44.8	51.7	33.0

Rendimiento del colector

Para la obtención del rendimiento del colector, se consideró la siguiente ecuación de rendimiento facilitada por el fabricante:

$$\eta = 0.72 - 1.77 (t^0 - t_a^0)$$

donde:

t^0 : temperatura media entre la temperatura de entrada y salida del colector. Por facilidad operativa en la fase de experimentación ha sido necesario medir la temperatura a la entrada y salida del intercambiador, considerando $T_{colector} \sim T_{salida}$

intercambiador (despreciamos las pérdidas de la tubería de cobre. Tramo aislado de 8 metros de longitud). De igual forma considerados $T_{\text{colector}} \sim T_{\text{entrada intercambiador}}$.

t_a^0 : temperatura exterior

Se presentan a continuación, los valores medios de los días investigados desde el día 5 de septiembre a 25 de septiembre:

Tabla 6.3. Rendimiento colector solar

<i>Día (Mes de septiembre)</i>	<i>Rendimiento del colector solar η_{medio} (%)</i>	<i>Rendimiento del colector solar η_{maximo} (%)</i>	<i>Rendimiento del colector solar η_{minimo} (%)</i>
5	64	68	46
6	64	69	48
7	57	70	4
8	57	68	4
9	66	69	58
10	59	69	37
11	60	69	13
12	57	68	40
13	64	71	53
14	65	71	44
15	63	68	50
16	63	71	55
17	63	71	30
18	60	69	13
19	63	68	0
20	64	68	0
21	64	67	26
22	68	68	66
23	66	68	36
24	63	68	0
25	67	69	50

6.1.2 Circuito nº2 secundario

Depósito Acumulador. Temperatura depósito

Para la medición de la temperatura interior del depósito acumulador se ha utilizado una sonda de inmersión. El depósito dispone de una vaina para la medición de la temperatura o para incorporar un termostato.

La medición de la temperatura del depósito acumulador se ha realizado en los períodos en los que se ha puesto en marcha el Circuito nº1 y el circuito nº2 o la puesta en marcha del Circuito nº2 con el Circuito nº1 parado, según las necesidades en cada momento. Por lo tanto, los resultados obtenidos en la Temperatura del acumulador en cada una de los dos períodos se presentan a continuación:

Tabla 6.4.Tª Acumulador Circuito nº1 + nº2

<i>Día (Mes de septiembre)</i>	<i>Franja horaria Circuito nº1+nº2</i>	<i>Temperatura acumulador (°C) media</i>	<i>Temperatura acumulador (°C) maxima</i>	<i>Temperatura acumulador (°C) mínima</i>
5	11:15-15:00	50.0	56.0	42.0
6	11:15-15:15	45.9	52.0	39.0
7	11:45-15:15	49.5	54.0	42.0
8	12:30-15:15	53.2	55.0	51.0
9	10:30-15:15	44.8	49.5	37.0
10	9:45-15:45	44.9	50.5	36.0
11	12:15-14:45	47.6	52.0	42.0
12	10:30-16:15	39.7	42.0	36.0
13	11:45-16:30	39.4	42.0	35.5
14	10:30-14:45	44.9	52.0	35.0
15	11:00-15:30	35.3	36.0	34.0
16	13:30-15:15	30.1	32.0	29.0
17	10:00-15:00	39.8	47.0	32.0
18	10:00-15:15	41.9	49.2	30.0
19	10:15-14:15	43.0	50.0	33.2
20	10:15-14:15	43.5	53.0	34.0
21	10:00-14:15	44.0	53.5	35.8
22	10:00-14:00	44.2	52.4	33.0
24	10:15-14:15	42.4	48.0	33.0
25	10:00-14:15	39.6	46.6	32.1

Tabla 6.5.Tª Acumulador Circuito nº2

<i>Día (Mes de septiembre)</i>	<i>Franja horaria sólo Circuito nº2</i>	<i>Temperatura acumulador (°C) media</i>	<i>Temperatura acumulador (°C) maxima</i>	<i>Temperatura acumulador (°C) mínima</i>
5	19:15- 21:45	45.4	50.0	43.5
6	15:15-16:45	48.3	51.0	46.0
7	15:15-20:30	44.6	53.0	38.0
8	15:15-17:00	49.6	54.0	47.0
9	15:15-19:30	42.6	47.0	35.5
10	15:45-17:45	44.6	47.5	42.0
11	14:45-16:30	47.9	51.0	44.0
12	16:15-17:00	39.1	40.0	38.0
14	14:45-16:00	48.1	51.0	46.0
18	17:00-19:30	40.1	43.6	38.6
19	17:00-20:15	38.3	42.5	36.0
20	14:15-19:15	44.5	52.2	37.6
21	14:15-19:15	44.6	53.5	39.7
24	14:15-19:15	42.7	48.0	35.5
25	14:15-19:15	44.2	50.0	36.4

Según los datos facilitados por el fabricante las pérdidas de temperatura del depósito son de *1,1 Kwh/24h a 65°C*. Es decir, 39,42 Kcal/h. En nuestro caso, durante la noche del 14 al 15 de septiembre los resultados fueron:

40° a las 21:00 del 14 de septiembre

35° a las 11:00 del 15 de septiembre

Horas:14

Δt :5

V:80 l

Pérdidas: 28.57 Kcal/h

Como ya se estudió en los ensayos de choque las pérdidas del depósito son algo menores que las facilitadas por el fabricante. Según los resultados en el ensayo de choque, se considera unas pérdidas medias de 35 Kcal/h.

Pérdidas de calor en las tubería PPR(polietileno)

Para el cálculo de las pérdidas de calor a lo largo del tramo de tubería de PPR (48,9 m incluido tramo de ida y de retorno) se ha utilizado la siguiente expresión:

$$q = K S \Delta T$$

donde:

q: pérdidas de calor (kcal).

K: coeficiente global de transmisión de calor (Kcal/hm²C°).

S: área de la sección transversal a través de la cual se produce la pérdida de calor (m²). Se ha considerado para su cálculo el área media, como:

$S_m = 2\pi L(r_2 - r_1) / \ln(r_2/r_1)$, considerando r_2 como radio exterior y r_1 radio interior.

ΔT : diferencia de temperatura entre el interior y el exterior (°C).

Para su aplicación a la tubería de PPR(polietileno) se ha considerado una conductividad térmica según el fabricante de 0,24 W/mK, que en Kcal/h mK corresponde a 0,2064.

El aislamiento se ha realizado con polipropileno expandido con un coeficiente $\lambda = 0,039$ W/mk = 0.0335 Kcal/m °K, con un espesor de 1 cm.

Como el espesor de la tubería de PPR que hemos utilizado en la instalación es de 3,4 mm (PN20), por ser tubería de 20 mm de diámetro exterior.

De esta forma obtenemos que: $KA_{ppr} = 2.7381$ Kcal/h m²K. Para el cálculo de la Temperatura interior del conducto se ha considerado la media de la temperatura al inicio del tramo (T^a acumulador) y la Temperatura al final de tramo (Te_{C_2} , temperatura de entrada al serpentín) para el tramo de ida. De la misma forma se ha aplicado para el tramo de retorno, considerando la misma pérdida de temperatura que en el tramo de ida.

A continuación se presentan las pérdidas en la tubería PPR (polietileno) durante la fase de experimentación:

Tabla 6.5.pérdidas PPR(polietileno) Circuito n°1 +n°2

<i>Día (Mes de septiembre)</i>	<i>Franja horaria Circuito n°1+n°2</i>	<i>Qpérdidas tubería PPR (Kcal)</i>
5	11:15-15:00	391.284
6	11:15-15:15	303.115
7	11:45-15:15	338.164
8	12:30-15:15	333.098
9	10:30-15:15	397.034
10	9:45-15:45	255.728
11	12:15-14:45	228.842
12	10:30-16:15	165.180
13	11:45:16:30	216.110
14	10:30-14:45	387.040
15	11:00-15:30	273.269
16	13:30-15:15	72.904
17	10:00-15:00	407.576
18	10:00-15:15	454.673
19	10:15-14:15	356.510
20	10:15-14.15	553.931
21	10:00-14:15	504.974
22	10:00-14:00	305.272
24	10:15-14:15	311.330
25	10:14:15	342.339

Tabla 6.6 pérdidas PPR(polietileno) Circuito n°2

<i>Día (Mes de septiembre)</i>	<i>Franja horaria sólo Circuito n°2</i>	<i>Qpérdidas tubería PPR (Kcal)</i>
5	19:15- 21:45	183.149
6	15:15-16:45	140.605
7	15:15-20:30	384.028
8	15:15-17:00	180.171
9	15:15-19:30	282.716
10	15:45-17:45	147.177
11	14:45-16:30	167.576
12	16:15-17:00	39.156
14	14:45-16:00	137.045
18	17:00-19:30	142.111
19	17:00-20:15	196.464
20	14:15-19:15	415.928
21	14:15-19:15	396.213
24	14:15-19:15	271.763
25	14:15-19:15	374.308

Temperatura entrada en el serpentín. (TeC2)

A continuación se presentan los resultados obtenidos de la Temperatura a la entrada del serpentín TeC2, en periodos de puesta en marcha del circuito n°1 y n2 y periodo de funcionamiento del circuito n°2 con parada del circuito n°1.

Tabla 6.7. Temperatura a la entrada del serpentín Circuito n°1+n°2

<i>Día (Mes de septiembre)</i>	<i>Franja horaria Circuito n°1+n°2</i>	<i>Temperatura de entrada al serpentín TeC2 (°C) media</i>	<i>Temperatura de entrada al serpentín TeC2 (°C) maxima</i>	<i>Temperatura de entrada al serpentín TeC2 (°C) minima</i>
5	11:15-15:00	47.0	52.5	39.0
6	11:15-15:15	42.7	48.5	34.5
7	11:45-15:15	46.6	50.5	41
8	12:30-15:15	49.7	51.5	46.5
9	10:30-15:15	42.5	46.5	36.0
10	9:45-15:45	42.3	47.5	33.0
11	12:15-14:45	44.7	49.0	39.0
12	10:30-16:15	36.9	39.0	33.0
13	11:45-16:30	36.2	38.8	33.0
14	10:30-14:45	43.1	49.5	34.5
15	11:00-15:30	35.8	36.5	34.5
16	13:30-15:15	31.0	31.5	31.0
17	10:00-15:00	38.4	45.0	31.5
18	10:00-15:15	40.4	47.2	30.6
19	10:15-14:15	40.6	48.0	30.5
20	10:15-14:15	41.1	48.9	31.8
21	10:00-14:15	52.6	60.7	39.5
22	10:00-14:00	40.0	47.4	32.5
24	10:15-14:15	39.2	45.1	32.0
25	10:00-14:15	39.6	46.6	32.1

Tabla 6.8. Temperatura a la entrada del serpentín Circuito n°2

<i>Día (Mes de septiembre)</i>	<i>Franja horaria Circuito n°2</i>	<i>Temperatura de entrada al serpentín TeC2 (°C) media</i>	<i>Temperatura de entrada al serpentín TeC2 (°C) maxima</i>	<i>Temperatura de entrada al serpentín TeC2 (°C) minima</i>
5	19:15- 21:45	45.4	50.0	43.5
6	15:15-16:45	45.2	48.0	42.5
7	15:15-20:30	42.0	50.0	37.0
8	15:15-17:00	46.5	50.5	43.5
9	15:15-19:30	40.3	45.5	34.5
10	15:45-17:45	42.2	44.5	40.0
11	14:45-16:30	45.4	48.5	42.0
12	16:15-17:00	37.9	37.0	38.5
14	14:45-16:00	46.4	49.0	44.0
18	17:00-19:30	35.9	37.6	34.5
19	17:00-20:15	36.4	38.6	34.4
20	14:15-19:15	41.2	48.9	36.3
21	14:15-19:15	41.1	48.4	36.6
24	14:15-19:15	39.6	45.1	34.4
25	14:15-19:15	40.7	46.6	35.5

6.1.3 Consumos energéticos digestor D1 y D2

El aislamiento que el digestor D1 está formado por dos materiales: 1 cm de espuma de poliuretano y 5 cm de fibra de vidrio.

El coeficiente de transmisión λ de poliuretano es 0.039 W/mK y para la fibra de vidrio 0,028 W/mK.

Las pérdidas de calor a través de las paredes, fondo y cubierta de un digestor, se calculan mediante la expresión:

$$q = KA\Delta T$$

donde:

q: pérdidas de calor (kcal)

K: coeficiente global de transmisión de calor (Kcal/hm²C°)

A: área de la sección transversal a través de la cual se produce la pérdida de calor (m²)

ΔT : diferencia de temperatura entre el interior y el exterior (°C)

El coeficiente de transmisión de calor viene determinado por la siguiente expresión:

$$1/K = 1/a_1 + e_1/\lambda_1 + \dots + E_n/\lambda_n + 1/a_2$$

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

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

Por tanto, el coeficiente KA del digestor D1 (aislado térmicamente) considerando las dos capas de aislamiento y el acero es de 1.1. Para el digestor D2, el valor de KA es 20.1. El Digestor D3 está aislado térmicamente con una capa de 1 cm de poliuretano y el valor de KA es 3.3.

Para obtener la energía necesaria para el aumento de temperatura, en el caso del Digestor D1 y D2, con una capacidad útil de 100 l, la energía necesaria sería $\Delta T \cdot V(l)$, donde ΔT es el incremento de la temperatura y V el volumen en litros.

En la siguiente tabla se muestra los consumos energéticos de cada uno de los digestores durante la puesta en marcha de los circuitos n°1 y n°2 y la puesta en marcha del Circuito n°2 con el Circuito n°1 parado:

Tabla 6.9. Consumos energéticos D1 y D2 Circuitos n°1 y n°2

<i>Día (Mes de septiembre)</i>	<i>Franja horaria Circuito n°1+n°2</i>	<i>ΔT (Incremento de temperatura) D1</i>	<i>Energía consumida (Kcal) D1</i>	<i>ΔT (Incremento de temperatura) D2</i>	<i>Energía consumida (Kcal) D2</i>	
5	11:15-15:00	30.9°-32.8°	186.29			
6	11:15-15:15	31.0°-32.3°	135.81	31-31.6	333.86	
7	11:45-15:15	30.6°-32.2°	172.91	30.9-31.8	335.80	
8	12:30-15:15	30.6°-32.1°	140.89	31.1-31.4	249.04	
9	10:30-15:15	30.4°-32.0°	180.51	30.8-31.4	438.89	
10	9:45-15:45	30.6°-32.4°	193.65	30.8-31.7	503.10	
11	12:15-14:45	30.4°-31.4°	88.6	30.5-31	207.28	
12	10:30-16:15	31.0°-31.8°	100.86	31.2-31.6	419.39	NUBLADO
13	11:45:16:30	31.3°-31.8°	76.26	31-31.1	445.16	NUBLADO
14	10:30-14:45	30.9°-32.0°	133.18	30.7-31	424.39	
15	11:00-15:30	30.7°-30.6°	39.17	30.5-29.7	487.07	NUBLADO
16	13:30-15:15	27.5°-27.6°	27.7	27.9-27.6	159.59	NUBLADO
17	10:00-15:00	28.2°-29.3°	139.17	27.9-27.9	484.81	
18	10:00-15:15	26.2°-28.5°	248.11	26.2-26.9	358.11	
19	10:15-14:15	28.0°-29.1°	129.39	27.1-27.8	360.63	
20	10:15-14.15	28.7°-29.9°	144.27	28.1-28.7	451.37	
21	10:00-14:15	29.4°-30.1°	71.71	29-29.1	383.74	
22	10:00-14:00	29.9°-31.1°	136.23	29.1-29.3	309.34	
24	10:15-14:15	29.5°-30.5°	122.2	29-29.7	445.25	
25	10:00-14:15	29.9°-31.1°	110.59	29.5-30.1	416.11	

Tabla 6.10. Consumos energéticos D1 y D2 Circuitos n°2

<i>Día (Mes de septiembre)</i>	<i>Franja horaria sólo Circuito n°2</i>	<i>ΔT (Incremento de temperatura) D1</i>	<i>Energía consumida (Kcal) D1</i>	<i>ΔT (Incremento de temperatura) D2</i>	<i>Energía consumida (Kcal) D2</i>
5	19:15- 21:45	32.9º-33.2º	47.41	31.2º-31.6º	191.97
6	15:15-16:45	32.3º-33.0º	76.74	31.6º-31.8º	112.00
7	15:15-20:30	32.2º-33.4º	65.44	31.8º-32.6º	464.82
8	15:15-17:00	32.1º-33.0º	98.44	31.4º-31.9º	173.11
9	15:15-19:30	32.0º-32.8º	98.75	31.4º-32.0º	337.88
10	15:45-17:45	32.5º-33.0º	58.20	31.7º-32.0º	143.57
11	14:45-16:30	31.4º-32.3º	96.46	31.0º-31.7º	172.00
12	16:15-17:00	31.8º-32.0º	22.67	31.6º-31.7º	55.73
14	14:45-16:00	32.0º-32.5º	55.91	31.0º-31.2º	125.26
18	17:00-19:30	29.2º-29.5º	29.75	27.3º-27.6º	114.62
19	17:00-20:15	29.2º-29.4º	32.99	27.3º-27.5º	142.90
20	14:15-19:15	29.8º-31.1º	154.13	28.7º-29.5º	360.56
21	14:15-19:15	30.1º-31.5º	162.99	29.1º-29.9º	346.45
24	14:15-19:15	30.5º-31.5º	134.35	29.6º-30.2º	375.82
25	14:15-19:15	31.1º-32.0º	124.98	30.2º-30.7º	369.84

6.1.4 Balance energético y rendimiento de la instalación

Una vez conocidas las temperaturas del acumulador, Tentrada al serpentín, temperatura en el digestor y la obtención por tanto, de la energía acumulada en el depósito acumulador, pérdidas de la tubería de PPR (polietileno) hasta el serpentín y la energía consumida en el digestor, se obtuvo el balance energético de la instalación y por tanto, el rendimiento del sistema planteado.

El calentamiento de los digestores se ha realizado desde el 5 al 25 de septiembre en el que se ha obtenido la energía aportada por el Circuito n°1 hasta el serpentín y la energía consumida por los digestores D1 y D2, de esta forma obtenemos el rendimiento del sistema de calentamiento mediante serpentín. Para ello, se utilizaron los cálculos obtenidos en el período de puesta en marcha del Circuito n°2 con Circuito n°1 parado, obteniendo los siguientes resultados:

Tabla 6.11.Rendimientos de la instalación

<i>Día (Mes de septiembre)</i>	<i>Franja horaria sólo Circuito C2</i>	<i>η(rendimiento serpentín) %</i>
5	19:15- 21:45	85.60
6	15:15-16:45	87.74
7	15:15-20:30	90.82
8	15:15-17:00	85.24
9	15:15-19:30	89.38
10	15:45-17:45	87.13
11	14:45-16:30	85.59
12	16:15-17:00	82.88
14	14:45-16:00	82.77
18	17:00-19:30	84.41
19	17:00-20:15	84.10
20	14:15-19:15	91.73
21	14:15-19:15	82.77
24	14:15-19:15	92.22
25	14:15-19:15	91.86

6.1.5 Inoculación y estabilización de los digestores

Después de inocular el digestor con fango digerido de la depuradora de Viveros de la Villa se midieron durante nueve días el pH y la temperatura para determinar la aclimatación del fango y verificar la estabilidad del proceso.

Una vez que se observó que el pH no tuvo cambios significativos, se procedió a alimentar los digestores con fango fresco,durante 10 días,para dar tiempo a que el sistema se estabilizará.Se determinó pH y temperatura.Los valores obtenidos se presentan en la siguiente tabla:

Tabla 6.12. Valores durante estabilización de digestores

<i>Día</i>	<i>TD1</i>	<i>pHD1</i>	<i>TD2</i>	<i>pHD2</i>	<i>TD3</i>	<i>pHD3</i>
1	33	7.62	33	7.53	32	7.50
2	34	7.58	34	7.61	33	7.52
3	34	7.59	34	7.58	33	7.47
4	34	7.63	34	7.60	33	7.55
5	33	7.37	33	7.60	33	7.50
6	34	7.66	33	7.46	31	7.45
7	34	7.51	33	7.51	31	7.51
8	33	7.44	31	7.27	31	7.60
9	33	7.5	31	7.14	31	7.44

Una vez que los digestores se estabilizaron se continuó alimentando con fango fresco, 3 litros en promedio se determinaron el pH y la temperatura.

Tabla 6.13. Valores promedio obtenidos de los digestores

	<i>TD1</i>	<i>pHD1</i>	<i>TD2</i>	<i>pHD2</i>	<i>TD3</i>	<i>pHD3</i>
MEDIA	32.0	7.38	31.15	7.31	29.9	7.38
MAXIMA	34.0	7.66	34.0	7.61	33.0	7.62
MINIMA	29.2	7.17	27.7	7.11	25.5	7.17

En relación al biogás generado durante la fase experimentación, así como su riqueza los resultados han sido:

Tabla 6.14. Valores promedio obtenidos de los digestores

	litros/día biogás D1	litros/día biogás D2	litros/día biogás D3
MEDIA	13.32	13.26	12.92
MAXIMA	17.52	16.06	15.08
MINIMA	11.02	10.22	8.59

Tabla 6.15. Valores promedio obtenidos de los digestores

	<i>CH₄ D1</i>	<i>CO₂ D1</i>	<i>CH₄ D2</i>	<i>CO₂ D2</i>	<i>CH₄ D3</i>	<i>CO₂ D3</i>
MEDIA (%)	71.57	28.43	72.14	27.86	71.93	28.07
MAXIMA (%)	79.20	39.80	79.20	30	79.20	31.00
MINIMA (%)	60.20	20.80	70	25	69.00	20.80

6.2 Resultados en relación al objetivo n°2: Aplicación del calentamiento de un digestor mediante serpentín utilizando energía solar térmica a un caso real. Comparar en zonas cálidas, templadas y frías. Estudio económico.

6.2.1 Necesidades energéticas.

Como se ha comentado con anterioridad, las pérdidas de calor a través de las paredes, fondo y cubierta de un digestor, se calculan mediante la expresión:

$$q = K S \Delta T$$

donde:

q: pérdidas de calor (kcal)

K: coeficiente global de transmisión de calor (Kcal/hm²C°)

S: área de la sección transversal a través de la cual se produce la pérdida de calor (m²)

ΔT: diferencia de temperatura entre el interior y el exterior (°C)

El coeficiente de transmisión de calor viene determinado por la siguiente expresión:

$$1/K = 1/\alpha_1 + e_1/\lambda_1 + \dots + e_n/\lambda_n + 1/\alpha_2$$

α₁: Kilocalorías transmitidas de un fluido de temperatura T₁ a la superficie S₁ en una hora para un grado centígrado de diferencia de temperatura y para un metro cuadrado de superficie.

α₂ : Kilocalorías transmitidas de la superficie S₁ al fluido de temperatura T₂ en una hora para un grado centígrado de diferencia de temperatura y para un metro cuadrado de superficie.

e₁ : espesor de la pared, en metros

λ₁: Kilocalorías que pasan en una hora a través de un metro cuadrado de superficie del material cuando su espesor es de un metro y la diferencia de temperatura entre sus caras es de un grado centígrado.

Por tanto, considerando que la temperatura del agua caliente que llega a través del circuito n°1 primario y el circuito n°2 secundario al serpentín es T_e , la energía que cede el serpentín de cobre es:

$$Q = K_t A_{serp} (T_{agua} - T_{ext serp})$$

donde,

K_t = coeficiente global de transmisión de calor (Kcal/hmC°)

A_{serp} = Area del serpentín (m²)

T_{agua} = Temperatura media del agua del serpentín. Se ha considerado la temperatura media entre la temperatura de entrada y salida del serpentín ($T_m = T_e + \frac{T_s}{2}$). (Según los datos obtenidos en la parte experimental $T_e \sim T_s$.)

$T_{ext serp}$ = Temperatura en el exterior de la tubería de cobre.

Considerando que la energía del serpentín es la energía que ha de mantener la temperatura de 32°C en el interior del digestor, la energía que es necesario transmitir al serpentín ha de ser igual a la energía necesaria para mantener la temperatura de 32°C en el interior del digestor más la energía que se pierde a través de las paredes, fondo y cubierta del digestor.

Por tanto, considerando que el material del digestor es hormigón y que el digestor tiene como elemento de aislamiento una capa de espuma de poliuretano y una capa de fibra de vidrio, el esquema es el siguiente:

Por tanto,

Energía transmitida por el serpentín= Energía cedida a través del hormigón+ energía perdida a través del aislamiento.

$$K_t A_{serp} (T_{agua} - T_{ext serp}) = K_{horm} A_{horm} (T_{ext serp} - T_{fango}) + K_{aisl} A_{aisl} (T_{ext serp} - T_{ext})$$

donde:

K_{horm} = Coeficiente de transmisión de calor del Hormigón (Kcal/hm²°C)

A_{horm} =Area de la sección transversal a través de la cual se produce la pérdida (m²)(Se ha considerado para su cálculo el área media, como:

$$A_m = 2\pi L \frac{(r_2 - r_1)}{\ln \frac{r_2}{r_1}} \text{ considerando } r_2 \text{ como radio exterior y } r_1 \text{ radio interior.}$$

T_{fango} = Temperatura del fango. En nuestro caso, T_{fango} =32°C.

K_{aisl} =Coeficiente global de transmisión del aislamiento. (Kcal/hm²°C)

A_{aisl} = A media de la sección transversal a través de la cual se produce la pérdida (m²)

Además considerando, que la energía que pasa a través del hormigón estará formada por la energía necesaria para el aumento de la temperatura en el interior del digestor y la energía necesaria para mantener la temperatura(igual a la energía que se perderá a través del aislamiento de espuma de poliuretano y fibra de vidrio), como se puede ver en el siguiente esquema:

$$K_{horm} A_{horm} (T_{ext\ serp} - T_{fango}) = K_{dig\ aisl} A_{digestor\ aisl} (T_{fango} - T_{ext}) + V(\Delta T)$$

donde:

$K_{dig\ aisl}$ = Coeficiente global de transmisión del digestor aislado (Kcal/hm²°C)

$A_{dig\ aisl}$ = Area media del digestor con aislamiento de la sección transversal a través de la cual se produce la pérdida (m²)

V = Volumen de fangos en el digestor (litros)

(ΔT) = Incremento de la temperatura en el interior del digestor.

En nuestro caso como queremos calcular la energía para el mantenimiento del interior del digestor a T=32°C, consideramos el término V*(ΔT) nulo. Por tanto,

$K_{horm} A_{horm} (T_{ext\ serp} - T_{fango}) = K_{dig\ aisl} A_{digestor\ aisl} (T_{fango} - T_{ext})$. De esta forma, despejando obtenemos el valor de $T_{ext\ serp}$:

$$T_{ext\ serp} = \frac{K_{dig\ aisl} A_{digestor\ aisl}}{K_{horm} A_{horm}} (T_{fango} - T_{ext}) + T_{fango} \cdot \text{Con } T_{fango} = 32^\circ\text{C}$$

$$\text{tenemos, } T_{ext\ serp} = \frac{K_{dig\ aisl} A_{digestor\ aisl}}{K_{horm} A_{horm}} (32 - T_{ext}) + 32.$$

Donde,

$K_{digestoraislado}$ = Coeficiente global de transmisión del aislamiento. (Kcal/hm²°C),

obteniéndose de la siguiente forma:

$1/K = 1/a_1 + e_1/\lambda_1 + \dots + E_n/\lambda_n + 1/a_2$, como se ha comentado con anterioridad cuando el aislamiento está formado por varias capas.

$A_{dig\ aislado} = A_{media}$ de la sección transversal a través de la cual se produce la pérdida (m²)

$$A_m = 2\pi L \frac{(r_2 - r_1)}{\ln \frac{r_2}{r_1}}$$

Una vez obtenida $T_{ext\ serp}$, podemos calcular la energía necesaria para mantener la temperatura a T=32°C como suma de:

$$K_{horm} A_{horm} (T_{ext\ serp} - 32) + K_{aisl} A_{aisl} (32 - T_{ext})$$

Para un caso genérico,

$$K_{horm} A_{horm} (T_{ext\ serp} - T_{fango}) + K_{aisl} A_{aisl} (T_{ext\ serp} - T_{ext})$$

Para el cálculo del serpentín utilizamos las siguientes ecuaciones:

Ls es la longitud del serpentín que viene expresado como : $L = \pi D_s n_s$ donde D_s es el diámetro del serpentín= $D_{digestor}$ y n_s es el número de espiras del serpentín y $n_s=Hs/e +1$, donde Hs es la altura del serpentín que consideramos igual a la altura H del digestor y e es la separación entre espiras adyacentes.

Consideraremos el valor $e=8d$ utilizado en la fase experimental, donde d es el diámetro externo del tubo de serpentín.

Para el valor del diámetro d consideraremos el diámetro mayor de cobre recocido disponible en el mercado, que es de 22 mm.

Si quisiéramos obtener la temperatura del agua a la entrada del serpentín:

$$K_t A_{serp} (T_{agua} - T_{ext\ serp})$$

conocido el valor de $T_{ext\ serp}$ como hemos calculado con anterioridad, obtenemos el valor de T_{agua} a la entrada del serpentín. Donde $\frac{1}{K_t} = \frac{1}{\sigma_{aire}} + \frac{e_1}{\lambda_{cobre}}$. Siendo $1/\sigma_{aire}=1/0.02$. Por tanto, $1/K_t = 1/\sigma_{aire} + e_1/\lambda_{cobre}$. $1/K_t = 1/0.02$. Por tanto, $K_t=50$.

A continuación se presenta la tabla de los materiales aislantes más empleados en función de la conductividad térmica λ (Kcal /m°C) y sus precios en relación a su conductividad térmica.

Tabla 6.16. Conductividad térmica de los materiales aislantes λ (kcal/m²c)

Corcho									
Celulosa									
Lana de oveja									
Vidrio Celular									
Poliuretano									
Poliestireno extruido									
Poliestireno expandido									
Lana de vidrio									
Lana de roca									
Lino									
Cáñamo									
Perlita									
	$\lambda=0.017$	$\lambda=0.022$	$\lambda=0.026$	$\lambda=0.030$	$\lambda=0.034$	$\lambda=0.039$	$\lambda=0.0430$	$\lambda=0.047$	$\lambda=0.052$

Tabla 6.17 Precio de materiales térmicos

PRECIOS DE MATERIALES AISLANTES TÉRMICOS EN FUNCIÓN DE LA CONDUCTIVIDAD TÉRMICA λ en Kcal/m°C (€/m3)									
	$\lambda=0.017$	$\lambda=0.022$	$\lambda=0.026$	$\lambda=0.030$	$\lambda=0.034$	$\lambda=0.039$	$\lambda=0.0430$	$\lambda=0.047$	$\lambda=0.052$
Corcho				625	595	565	535	595	475
Celulosa				160	138	116	94	72	50
Lana de oveja				300	250	200	150		
Vidrio Celular				450	407.5	365	322.5	280	
Poliuretano	400	340	280	220	160				
Poliestireno extruido		400	350	300	250				
Poliestireno expandido			70	62.5	55	47.5	40		
Lana de vidrio			150	123.75	97.5	71.25	45		
Lana de roca			120	102.5	85	67.5	50		
Lino				225	167.5	110			
Cáñamo				170	150	130			
Perlita					170	142.5	115	87.5	60

Fuente: IVE(Instituto Valenciano de la Edificación).Octubre 2011.Materiales aislantes térmicos.

6.2.2 Cálculo de la energía captadora

6.2.2.1 Elección de la inclinación óptima

Para A.C.S(Agua caliente Sanitaria) la inclinación para todo el año corresponde con Latitud del lugar $+10^\circ$. Las variaciones $\pm 10^\circ$ con respecto al ángulo de inclinación óptimo no afectan sensiblemente al rendimiento y a la energía térmica útil por el equipo.

6.2.2.2 Cálculo de la energía aprovechable

Para el cálculo de la energía aprovechable que denominamos E, que incide en un día medio de cada mes sobre cada m^2 de la superficie inclinada de los captadores, se parte de la tabla general de irradiación horizontal media H para cada mes en la provincia que hemos considerado. (Tabla 2 capítulo 2.1.4 .Tomo II. Curso de energía solar. CENSOLAR).

Dicho valor obtenido, debemos multiplicarlo por un coeficiente por ser grandes urbes con una valor de 0,95.

Una vez conocida H utilizamos el factor de corrección por inclinación k que nos va a permitir evaluar la irradiación diaria incidente E sobre un captador inclinado, multiplicando dicho factor por H. (Tabla 6 capítulo 2.1.4.Tomo II. Curso de energía solar.CENSOLAR).

El valor de $E=k H$ es la energía total teórica que podemos esperar que incida en un día medio del mes considerado en cada m^2 de captador.

La energía que no se aprovecha, por incidir en momentos en que debido a la poca altura del Sol, la intensidad es menor que el valor umbral (considera por la experiencia en $200 W/m^2$) está próxima a 6% de la energía total diaria E, por lo que multiplicaremos la cantidad E antes mencionada por el factor 0,94.

6.2.2.3 Intensidad útil y rendimiento del captador

Cálculo de la intensidad útil

La intensidad incidente sobre la superficie de los captadores va variando conforme transcurre el día. Por lo que, vamos a trabajar con una intensidad media, que será el cociente entre la energía útil E incidente y el tiempo útil del día, es decir, el tiempo que el Sol está sobre el horizonte, descontando los dos intervalos al principio y al final del día en los que la altura solar es tan baja o el azimut tan desfavorable, que no se

alcanza el umbral de la intensidad sobre el captador. (Tabla 1 capítulo 4.2.2 .Tomo IV. Curso de energía solar.CENSOLAR).

Cálculo del rendimiento del captador

El cálculo del rendimiento del captador lo realizaremos mes a mes, a partir de la siguiente curva de rendimiento teórico dado por el fabricante:

$$\eta = F(\tau\alpha)_N - FU\left[\frac{t_m^0 - t_a^0}{I}\right]$$

En la anterior fórmula es necesario hacer las siguientes correcciones:

Dado que el rendimiento teórico se halla suponiendo que los rayos inciden perpendiculares al captador, que en realidad no ocurre, sino que forma un ángulo variable a lo largo del día, α disminuye en un factor experimental de 0,97 debido a dicha incidencia oblicua.

Además, el efecto de la suciedad y envejecimiento de la cubierta transparente hace que τ disminuya por término medio en un factor igual a 0,97.

Por tanto, multiplicaremos el valor de $F(\tau\alpha)$ por $0,97 \times 0,97 \sim 0,94$.

F y U son datos que serán facilitados por el fabricante. Por tanto, nos faltaría por determinar el valor de I (intensidad útil) y el valor de t_a^0 , que es la temperatura media diurna. (Tabla 4 capítulo 2.1.4. Tomo II. Curso de energía solar.CENSOLAR).

En cuanto al valor de t_m^0 que es la temperatura media de la placa absorbadora, tomamos el valor de t_m^0 igual al valor medio de la temperatura en el acumulador

6.2.2.4 Energía útil y determinación de la superficie necesaria

Cálculo de la aportación solar m^2

Una vez conocidos la energía meta incidente E y el rendimiento del captador η , la energía aportada por cada m^2 de captador en cada mes será el producto de ηE .

Cálculo de la energía neta por m² de captador disponible para el consumo

La energía que diariamente aporta el captador no coincide exactamente con la disponible para el consumo, debido a las pérdidas que inevitablemente se produce en todos los elementos de la instalación, principalmente en el acumulador, así como al ligero efecto desfavorable del intercambiador.

Por lo tanto, para mayor seguridad se recomienda estimar las pérdidas globales del 15% y por tanto, la energía acumulada disponible para los digestores es de 0,85% por la aportación solar.

Cálculo de la superficie de captadores necesaria

Obtendremos la superficie dividiendo las necesidades energéticas totales entre la energía neta disponible por cada m² de captador.

Para el cálculo de la superficie necesaria se ha seguido el siguiente proceso de cálculo:

- 1) Calcular, mes a mes, el consumo energético de acuerdo con los datos de partida
- 2) Mediante las tablas 2 y 6, obtenemos los valores de H y el factor de inclinación k y hallar el valor $E=0,94 \text{ } kH$
- 3) Hallar el calor de I dividiendo E (en julios) por el tiempo útil dado por la tabla 1
- 4) A partir de la ecuación teórica del rendimiento del captador mediante la fórmula:
 $\eta = b - m(t^0 - t^0_a)/I$, hallar la ecuación real. Donde t^0_a se halla mediante la tabla 4
- 5) La aportación por m² de captador vale ηE
- 6) La energía neta disponible por m² vale: $0,85 \eta E$
- 7) Se divide el consumo de energía total anual entre la energía neta anual disponible por m², y el resultado será el número de metros cuadrados necesarios.

6.2.3 Aplicación de la necesidades energéticas y energía captadora

Se ha elegido como datos del digestor los que a continuación se muestran:

Diametro reactor: 17 m

Altura: 8 m

Pendiente de la solera: 25°

Altura inclinada parte superior $h_2=1.5 \text{ m}$

Altura inclinada parte inferior: $h_1= 3,96 \text{ m}$

Profundidad enterramiento: 3 m

Espesor de hormigón en cúpula: 30 cm

Espesor de hormigón en pared vertical: 35 cm

Espesor de hormigón en solera: 35 cm

Espesor del hormigón en masa: 20 cm

Los coeficientes α considerados son:

Superficie de contacto	Coeficientes α (Kcal/hm ² °C)
Pared-Fango	300
Pared- aire	20
Pared-suelo	50

Tabla 6.18.Coefficentes α

Los coeficientes λ son los siguientes:

Material	Coeficiente λ (kcal/hm ² °C)
Hormigón armado	1.4
Hormigón en masa	1.1
Aire	0.02

Tabla 6.19.Coefficentes λ

La ecuación de rendimiento de los captadores utilizados para los tres ejemplos, han sido facilitados por el fabricante. Según la documentación del fabricante la ecuación es:

$$\eta = 0.85 - 5.89 \frac{(t_m^0 - t_a^0)}{I}]$$

Aplicamos el modelo de cálculo antes expuesto para cada una de los ejemplos: Madrid, Ávila y Málaga los resultados ha sido los siguientes:

6.2.3.1 Caso 1: Provincia de Madrid. Latitud: 40° 26 ´ 59"

Elección del material aislante empleado y su espesor

Antes de poder obtener la superficie de colectores solares que son necesarios según las necesidades energéticas, necesitamos elegir cual de los materiales y su espesor utilizaremos en el digestor.

Según la tabla de precios de material aislante del apartado anterior según diferentes valores de conductividad térmica, elegiremos por cada valor de λ , el de menor precio.

Tabla 6.20. Precios menor de material aislante $\lambda=0.017$

	$\lambda=0.017$
Corcho	400
Celulosa	
Lana de oveja	
Vidrio Celular	
Poliuretano	
Poliestireno extruido	
Poliestireno expandido	
Lana de vidrio	
Lana de roca	
Lino	
Cáñamo	
Perlita	

Para la conductividad térmica $\lambda=0.017$ sólo tenemos como opción el poliuretano con un precio para $\lambda=0.017$ de 400 €/m³. Para diferentes espesores obtendremos diferentes superficie de colectores solares a medida que las necesidades energéticas son menores al reducir las pérdidas cuando los espesores del material aislante son mayores:

Tabla 6.21.Valores obtenidos con $\lambda=0.017$

$\lambda=0.017$	Coste Aislante (€)	Diferencia Coste Aislante	Espesor aislante (m)	Kaislamiento	Superficie Solar (m ²)	Coste Solar(€)	Diferencia coste solar	COSTE TOTAL(€)
poliuretano	3646.4		0.01	1.452991453	534.8	427875.707		
	7292.8	3646.4	0.02	0.783410138	326.4	261142.037	166733.67	
	10939.2	3646.4	0.03	0.536277603	251.2	200999.433	60142.60416	
	14585.6	3646.4	0.04	0.407673861	212.6	170052.305	30947.12838	
	18232	3646.4	0.05	0.328820116	189.0	151204.69	18847.61448	
	21878.4	3646.4	0.06	0.275526742	173.2	138523.956	12680.73367	
	25524.8	3646.4	0.07	0.237099024	161.7	129409.985	9113.970987	
	29171.2	3646.4	0.08	0.208078335	153.1	122543.88	6866.105653	
	32817.6	3646.4	0.09	0.185387132	146.4	117185.509	5358.371226	
	36464	3646.4	0.10	0.167158309	141.1	112887.474	4298.034697	149351.47
	40110.4	3646.4	0.11	0.152193375	136.7	109363.429	3524.044727	

Como podemos ver en la tabla, a partir del espesor $e=0.10$ m, no resulta rentable aumentar el espesor, pues si lo hiciéramos el coste del aislante sería superior al coste de la superficie de colector solar que reducimos.

De la misma forma realizamos la misma operación para el resto valores de λ , y eligiendo el material aislante de menor precio. Los materiales elegidos para cada valor de conductividad térmica se muestran en la siguientes tabla:

<i>Conductividad térmica</i>	<i>Material</i>	<i>Precio</i>
$\lambda=0.022$.	Poliuretano	340
$\lambda=0.026$	Poliestireno expandido	70
$\lambda=0.030$	Poliestireno expandido	62.5
$\lambda=0.034$	Poliestireno expandido	55
$\lambda=0.039$	Poliestireno expandido	47.5
$\lambda=0.043$	Poliestireno expandido	40
$\lambda=0.047$	Celulosa	72
$\lambda=0.052$	Celulosa	50

Tabla 6.22. Precios en función de λ

A continuación obtenemos el espesor máximo y el valor de la instalación para cada una de las opciones de conductividad térmica:

Tabla 6.23.Valores obtenidos con $\lambda=0.022$

$\lambda=0.022$	Coste Aislante (€)	Diferencia Coste Aislante	Espesor aislante (m)	Kaislamiento	Superficie Solar (m ²)	Coste Solar(€)	Diferencia coste solar	COSTE TOTAL(€)
poliuretano 340 €/m ³	3099.44		0.01	1.80	646.2	516924.083		
	6198.88	3099.44	0.02	0.99	390.4	312282.125	204641.96	
	9298.32	3099.44	0.03	0.68	295.8	236660.036	75622.09	
	12397.76	3099.44	0.04	0.52	246.7	197388.889	39271.15	
	15497.2	3099.44	0.05	0.42	216.7	173356.654	24032.23	
	18596.64	3099.44	0.06	0.35	196.4	157140.132	16216.52	
	21696.08	3099.44	0.07	0.30	181.8	145461.836	11678.30	
	24795.52	3099.44	0.08	0.27	170.8	136651.376	8810.46	
	27894.96	3099.44	0.09	0.24	162.2	129768.277	6883.10	
	30994.4	3099.44	0.1	0.22	155.3	124242.646	5525.63	
	34093.84	3099.44	0.11	0.20	149.6	119709.06	4533.59	
	37193.28	3099.44	0.12	0.18	144.9	115922.425	3786.63	
	40292.72	3099.44	0.13	0.17	140.9	112712.228	3210.20	153004.95
	43392.16	3099.44	0.14	0.15	137.4	109956.175	2756.05	
	46491.6	3099.44	0.15	0.14	134.5	107564.276	2391.90	

Tabla 6.24.Valores obtenidos con $\lambda=0.026$

$\lambda=0.026$	Coste Aislante (€)	Diferencia Coste Aislante	Espesor aislante (m)	Kaislamiento	Superficie Solar (m2)	Coste Solar(€)	Diferencia coste solar	COSTE TOTAL(€)
poliestireno	638.12		0.01	2.06	729.69	583748.77		
expandido	1276.24	638.12	0.02	1.15	439.89	351915.73	231833.03	
70 €/m3	1914.36	638.12	0.03	0.80	330.76	264607.28	87308.45	
	2552.48	638.12	0.04	0.61	273.66	218930.82	45676.46	
	3190.60	638.12	0.05	0.49	238.59	190869.53	28061.28	
	3828.72	638.12	0.06	0.42	214.86	171888.86	18980.67	
	4466.84	638.12	0.07	0.36	197.75	158197.87	13690.99	
	5104.96	638.12	0.08	0.31	184.82	147857.00	10340.87	
	5743.08	638.12	0.09	0.28	174.71	139771.24	8085.76	
	6381.20	638.12	0.10	0.25	166.59	133275.73	6495.51	
	7019.32	638.12	0.11	0.23	159.93	127943.50	5332.23	
	7657.44	638.12	0.12	0.21	154.36	123487.84	4455.67	
	8295.56	638.12	0.13	0.20	149.64	119709.06	3778.78	
	8933.68	638.12	0.14	0.18	145.58	116463.85	3245.21	
	9571.80	638.12	0.15	0.17	142.06	113646.68	2817.17	
	10209.92	638.12	0.16	0.16	138.97	111178.11	2468.57	
	10848.04	638.12	0.17	0.15	136.25	108997.23	2180.89	
	11486.16	638.12	0.18	0.14	133.82	107056.51	1940.72	
	12124.28	638.12	0.19	0.13	131.65	105318.36	1738.15	
	12762.40	638.12	0.20	0.13	129.69	103752.65	1565.71	
	13400.52	638.12	0.21	0.12	127.92	102334.92	1417.73	
	14038.64	638.12	0.22	0.12	126.31	101045.15	1289.77	
	14676.76	638.12	0.23	0.11	124.83	99866.77	1178.39	
	15314.88	638.12	0.24	0.11	123.48	98785.94	1080.83	
	15953.00	638.12	0.25	0.10	122.24	97791.03	994.91	
	16591.12	638.12	0.26	0.10	121.09	96872.18	918.84	
	17229.24	638.12	0.27	0.10	120.03	96021.01	851.18	
	17867.36	638.12	0.28	0.09	119.04	95230.29	790.72	
	18505.48	638.12	0.29	0.09	118.12	94493.81	736.48	
	19143.60	638.12	0.30	0.09	117.26	93806.17	687.64	
	19781.72	638.12	0.31	0.08	116.45	93162.68	643.50	112944.40
	20419.84	638.12	0.32	0.08	115.70	92559.20	603.47	

Tabla 6.25.Valores obtenidos con $\lambda=0.030$

$\lambda=0.030$	Coste Aislante (€)	Diferencia Coste Aislante	Espesor aislante (m)	Kaislamiento	Superficie Solar (m2)	Coste Solar(€)	Diferencia coste solar	COSTE TOTAL(€)
Poliestireno expandido 62.5€/m3	5697.50	569.75	0.10	0.29	177.83	142263.15	7454.48	
	6267.25	569.75	0.11	0.27	170.18	136140.33	6122.82	
	6837.00	569.75	0.12	0.24	163.78	131021.73	5118.60	
	7406.75	569.75	0.13	0.23	158.35	126679.11	4342.62	
	7976.50	569.75	0.14	0.21	153.69	122948.49	3730.62	
	8546.25	569.75	0.15	0.20	149.64	119709.06	3239.43	
	9116.00	569.75	0.16	0.18	146.09	116869.82	2839.24	
	9685.75	569.75	0.17	0.17	142.95	114360.94	2508.88	
	10255.50	569.75	0.18	0.16	140.16	112127.95	2232.99	
	10825.25	569.75	0.19	0.16	137.66	110127.72	2000.23	
	11395.00	569.75	0.20	0.15	135.41	108325.67	1802.05	
	11964.75	569.75	0.21	0.14	133.37	106693.73	1631.94	
	12534.50	569.75	0.22	0.13	131.51	105208.91	1484.82	
	13104.25	569.75	0.23	0.13	129.82	103852.18	1356.73	
	13674.00	569.75	0.24	0.12	128.26	102607.64	1244.54	
	14243.75	569.75	0.25	0.12	126.83	101461.94	1145.70	
	14813.50	569.75	0.26	0.11	125.50	100403.76	1058.19	
	15383.25	569.75	0.27	0.11	124.28	99423.42	980.33	
	15953.00	569.75	0.28	0.11	123.14	98512.66	910.76	
	16522.75	569.75	0.29	0.10	122.08	97664.32	848.35	
	17092.50	569.75	0.30	0.10	121.09	96872.18	792.13	
	17662.25	569.75	0.31	0.10	120.16	96130.86	741.32	
	18232.00	569.75	0.32	0.09	119.29	95435.61	695.25	
	18801.75	569.75	0.33	0.09	118.48	94782.26	653.35	
	19371.50	569.75	0.34	0.09	117.71	94167.14	615.12	
	19941.25	569.75	0.35	0.08	116.98	93586.99	580.15	113528.24
	20511.00	569.75	0.36	0.08	116.30	93038.90	548.08	

Tabla 6.26.Valores obtenidos con $\lambda=0.034$

$\lambda=0.034$	Coste Aislante (€)	Diferencia Coste Aislante	Espesor aislante (m)	Kaislamiento	Superficie Solar (m2)	Coste Solar(€)	Diferencia coste solar	COSTE TOTAL(€)
Poliestireno Expandido 55€/m3	5013.80	501.38	0.10	0.33	189.01	151204.69	8402.49	
	5515.18	501.38	0.11	0.30	180.37	144299.36	6905.33	
	6016.56	501.38	0.12	0.28	173.15	138523.96	5775.40	
	6517.94	501.38	0.13	0.25	167.03	133622.25	4901.71	
	7019.32	501.38	0.14	0.24	161.76	129409.99	4212.26	
	7520.70	501.38	0.15	0.22	157.19	125751.32	3658.66	
	8022.08	501.38	0.16	0.21	153.18	122543.88	3207.44	
	8523.46	501.38	0.17	0.20	149.64	119709.06	2834.82	
	9024.84	501.38	0.18	0.19	146.48	117185.51	2523.55	
	9526.22	501.38	0.19	0.18	143.66	114924.64	2260.87	
	10027.60	501.38	0.20	0.17	141.11	112887.47	2037.17	
	10528.98	501.38	0.21	0.16	138.80	111042.38	1845.09	
	11030.36	501.38	0.22	0.15	136.70	109363.43	1678.95	
	11531.74	501.38	0.23	0.15	134.79	107829.14	1534.29	
	12033.12	501.38	0.24	0.14	133.03	106421.60	1407.54	
	12534.50	501.38	0.25	0.13	131.41	105125.73	1295.87	
	13035.88	501.38	0.26	0.13	129.91	103928.74	1196.99	
	13537.26	501.38	0.27	0.12	128.52	102819.74	1109.00	
	14038.64	501.38	0.28	0.12	127.24	101789.36	1030.38	
	14540.02	501.38	0.29	0.12	126.04	100829.54	959.82	
	15041.40	501.38	0.30	0.11	124.92	99933.26	896.28	
	15542.78	501.38	0.31	0.11	123.87	99094.43	838.84	
	16044.16	501.38	0.32	0.11	122.88	98307.68	786.75	
	16545.54	501.38	0.33	0.10	121.96	97568.32	739.36	
	17046.92	501.38	0.34	0.10	121.09	96872.18	696.13	
	17548.30	501.38	0.35	0.10	120.27	96215.60	656.59	
	18049.68	501.38	0.36	0.09	119.49	95595.28	620.32	
	18551.06	501.38	0.37	0.09	118.76	95008.31	586.97	
	19052.44	501.38	0.38	0.09	118.07	94452.06	556.25	
	19553.82	501.38	0.39	0.09	117.41	93924.19	527.87	
	20055.20	501.38	0.40	0.08	116.78	93422.58	501.61	113477.78
	20556.58	501.38	0.41	0.08	116.18	92945.31	477.26	

Tabla 6.27.Valores obtenidos con $\lambda=0.039$

$\lambda_6=0.039$	Coste Aislante (€)	Diferencia Coste Aislante	Espesor aislante (m)	Kaislamiento	Superficie Solar (m2)	Coste Solar(€)	Diferencia coste solar	COSTE TOTAL(€)
Poliestireno expandido expandido 47.5 €/m3	8660.20	433.01	0.20	0.19	148.22	118573.89	2329.31	
	9093.21	433.01	0.21	0.18	145.58	116463.85	2110.04	
	9526.22	433.01	0.22	0.17	143.18	114543.52	1920.33	
	9959.23	433.01	0.23	0.17	140.99	112788.42	1755.10	
	10392.24	433.01	0.24	0.16	138.97	111178.11	1610.31	
	10825.25	433.01	0.25	0.15	137.12	109695.39	1482.72	
	11258.26	433.01	0.26	0.15	135.41	108325.67	1369.72	
	11691.27	433.01	0.27	0.14	133.82	107056.51	1269.16	
	12124.28	433.01	0.28	0.14	132.35	105877.23	1179.28	
	12557.29	433.01	0.29	0.13	130.97	104778.61	1098.62	
	12990.30	433.01	0.30	0.13	129.69	103752.65	1025.96	
	13423.31	433.01	0.31	0.12	128.49	102792.37	960.28	
	13856.32	433.01	0.32	0.12	127.36	101891.66	900.71	
	14289.33	433.01	0.33	0.12	126.31	101045.15	846.51	
	14722.34	433.01	0.34	0.11	125.31	100248.09	797.06	
	15155.35	433.01	0.35	0.11	124.37	99496.27	751.82	
	15588.36	433.01	0.36	0.11	123.48	98785.94	710.33	
	16021.37	433.01	0.37	0.10	122.64	98113.76	672.18	
	16454.38	433.01	0.38	0.10	121.85	97476.74	637.02	
	16887.39	433.01	0.39	0.10	121.09	96872.18	604.55	
	17320.40	433.01	0.40	0.10	120.37	96297.68	574.50	
	17753.41	433.01	0.41	0.09	119.69	95751.04	546.64	
	18186.42	433.01	0.42	0.09	119.04	95230.29	520.75	
	18619.43	433.01	0.43	0.09	118.42	94733.63	496.66	
	19052.44	433.01	0.44	0.09	117.82	94259.42	474.21	
	19485.45	433.01	0.45	0.09	117.26	93806.17	453.24	
	19918.46	433.01	0.46	0.08	116.72	93372.54	433.64	113291.00
	20351.47	433.01	0.47	0.08	116.20	92957.26	415.28	

Tabla 6.28.Valores obtenidos con $\lambda=0.043$

<i>7=0.043</i>	<i>Coste Aislante (€)</i>	<i>Diferencia Coste Aislante</i>	<i>Espesor aislante (m)</i>	<i>Kaislamiento</i>	<i>Superficie Solar (m2)</i>	<i>Coste Solar(€)</i>	<i>Diferencia coste solar</i>	<i>COSTE TOTAL(€)</i>
Poliestireno expandido 40 €/m3	14950.24	364.64	0.41	0.10	122.49	97992.66	601.98	
	15314.88	364.64	0.42	0.10	121.77	97419.17	573.50	
	15679.52	364.64	0.43	0.10	121.09	96872.18	546.98	
	16044.16	364.64	0.44	0.10	120.44	96349.92	522.27	
	16408.80	364.64	0.45	0.09	119.81	95850.73	499.19	
	16773.44	364.64	0.46	0.09	119.22	95373.12	477.61	
	17138.08	364.64	0.47	0.09	118.64	94915.72	457.40	
	17502.72	364.64	0.48	0.09	118.10	94477.28	438.44	
	17867.36	364.64	0.49	0.09	117.57	94056.65	420.64	
	18232.00	364.64	0.50	0.09	117.07	93652.74	403.90	
	18596.64	364.64	0.51	0.08	116.58	93264.60	388.14	
	18961.28	364.64	0.52	0.08	116.11	92891.32	373.29	111852.60
	19325.92	364.64	0.53	0.08	115.67	92532.05	359.27	

Tabla 6.29.Valores obtenidos con $\lambda=0.047$

$\lambda=0.047$	Coste Aislante (€)	Diferencia Coste Aislante	Espesor aislante (m)	Kaislamiento	Superficie Solar (m2)	Coste Solar(€)	Diferencia coste solar	COSTE TOTAL(€)
Celulosa 72 €/m3	19690.56	656.35	0.30	0.15	137.31	109847.52	109847.52	
	20346.91	656.35	0.31	0.15	135.87	108693.97	1153.55	
	21003.26	656.35	0.32	0.14	134.51	107611.87	1082.10	
	21659.62	656.35	0.33	0.14	133.24	106594.78	1017.09	
	22315.97	656.35	0.34	0.14	132.05	105637.01	957.77	
	22972.32	656.35	0.35	0.13	130.92	104733.52	903.49	
	23628.67	656.35	0.36	0.13	129.85	103879.83	853.70	
	24285.02	656.35	0.37	0.13	128.84	103071.92	807.91	
	24941.38	656.35	0.38	0.12	127.88	102306.21	765.71	
	25597.73	656.35	0.39	0.12	126.97	101579.48	726.73	
	26254.08	656.35	0.40	0.12	126.11	100888.83	690.65	
	26910.43	656.35	0.41	0.11	125.29	100231.64	657.20	127142.07
	27566.78	656.35	0.42	0.11	124.51	99605.52	626.11	

Tabla 6.30.Valores obtenidos con $\lambda=0.052$

$\lambda=0.052$	Coste Aislante (€)	Diferencia Coste Aislante	Espesor aislante (m)	Kaislamiento	Superficie Solar (m2)	Coste Solar(€)	Diferencia coste solar	COSTE TOTAL(€)
Celulosa 50 €/m3	18687.80	455.80	0.41	0.13	128.78	103026.63	726.02	120568.45
	19143.60	455.80	0.42	0.12	127.92	102334.92	691.71	
	19599.40	455.80	0.43	0.12	127.09	101675.15	659.77	
	20055.20	455.80	0.44	0.12	126.31	101045.15	630.00	
	20511.00	455.80	0.45	0.11	125.55	100442.96	602.19	
	20966.80	455.80	0.46	0.11	124.83	99866.77	576.19	
	21422.60	455.80	0.47	0.11	124.14	99314.93	551.84	
	21878.40	455.80	0.48	0.11	123.48	98785.94	528.99	
	22334.20	455.80	0.49	0.11	122.85	98278.39	507.54	
	22790.00	455.80	0.50	0.10	122.24	97791.03	487.37	
	23245.80	455.80	0.51	0.10	121.65	97322.65	468.37	
	23701.60	455.80	0.52	0.10	121.09	96872.18	450.47	
	24157.40	455.80	0.53	0.10	120.55	96438.61	433.57	

Los resultados obtenidos han sido:

Tabla 6.31. Costes obtenidos según coeficiente λ

<i>Conductividad térmica (Kcal/m°C)</i>	<i>Material</i>	<i>Espesor (m)</i>	<i>Coste total</i>
$\lambda=0.017$	Poliuretano	0.1	149351.47
$\lambda=0.022$	Poliuretano	0.13	153004.95
$\lambda=0.026$	Poliestireno expandido	0.31	112944.40
$\lambda=0.030$	Poliestireno expandido	0.35	113528.24
$\lambda=0.034$	Poliestireno expandido	0.4	113477.78
$\lambda=0.039$	Poliestireno expandido	0.46	113291.00
$\lambda=0.043$	Poliestireno expandido	0.52	111852.60
$\lambda=0.047$	Celulosa	0.41	127142.07
$\lambda=0.052$	Celulosa	0.51	120568.45

Por tanto, de las distintas opciones elegiremos la de menor coste que en este caso es de poliestireno expandido de 52 cm de espesor con conductividad térmica de $\lambda=0.043$

Cálculo de las necesidades energéticas:

$$1) T_{ext\ serp} = \frac{K_{dig\ aisl} A_{digestor\ aisl}}{K_{horm} A_{horm}} (T_{fango} - T_{ext}) + T_{fango}$$

Para nuestro caso:

T_{fango} : 32°C

$K_{digestor\ aislado} = K_{hor+pol}$ = Coeficiente global de transmisión del digestor (Kcal/hm²°C)

$A_{dig\ aislado} = A_{hor+pol} = A_{media}$ del digestor con aislamiento de la sección transversal (m²)

$K_{digestor} = K_{horm}$ = Coeficiente de transmisión de calor del Hormigón (Kcal/hm²°C)

$A_{digestor} = A_{horm}$ = Area de la sección transversal a través de la cual se produce la pérdida (m²)

Con los datos facilitados anteriormente, considerando $T=32^{\circ}\text{C}$ los resultados son:

$K_{horm} A_{horm} = 3108 \text{ Kcal/h}^{\circ}\text{C}$

$K_{horm+pol} A_{horm+pol} = 603.57 \text{ Kcal/h}^{\circ}\text{C}$

Aplicando la fórmula anterior 1) obtenemos para el mes de enero un valor de $T_{ext\ serp} = 37.05^{\circ}\text{C}$

$$2) K_{horm} A_{horm} (T_{ext\ serp} - T_{fango}) + K_{pol} A_{pol} (T_{ext\ serp} - T_{ext})$$

La energía que nos debe proporcionar el serpentín para poder mantener la temperatura de $T=32^{\circ}\text{C}$ es la suma de :

$$K_{horm} A_{horm} (T_{ext\ serp} - T_{fango}) = 15693\text{ Kcal}$$

$K_{pol} A_{pol} (T_{ext\ serp} - T_{ext})$. La temperatura para el mes de enero en Madrid es de 6°C . Por tanto, obtenemos un valor de : 2321Kcal

Por tanto, en el mes de enero las necesidades energéticas son: $15696.28 + 8350 = 18014\text{ Kcal}$

Aplicando al resto del año obtenemos las necesidades en anuales, como puede verse en la siguiente tabla:

Tabla 6.32.Necesidades energéticas anuales (Madrid)

Mes	Ti	Text	Q(Kcal/h)	Q (MJ/mes)
Enero	32	6	18014	41494
Febrero	32	8	16627	38300
Marzo	32	11	14549	33513
Abril	32	13	13163	30321
Mayo	32	18	9699	22342
Junio	32	23	6235	14363
Julio	32	28	2771	6383
Agosto	32	26	4157	9575
Septiembre	32	21	7621	17554
Octubre	32	15	11778	27129
Noviembre	32	11	14549	33513
Diciembre	32	7	17320	39896
TOTAL			136485	314382

NECESIDADES ENERGÉTICAS PARA MANTENER TEMPERATURA DEL DIGESTOR

Figura 6.1. Necesidades energéticas anuales (Madrid)

Para el cálculo del serpentín utilizamos las siguientes ecuaciones:

L es la longitud del serpentín que viene expresado como :

$L_s = \pi D_s n_s$, donde D_s es el diámetro del serpentín = D_{digestor} y n_s es el número de espiras del serpentín y $n_s = H_s/e + 1$, donde H_s es la altura del serpentín que consideramos igual a la altura H del digestor y e es la separación entre espiras adyacentes.

Consideramos el valor $e = 8d$ utilizado en la fase experimental, donde d es el diámetro externo del tubo de serpentín.

Para el valor del diámetro d consideramos el diámetro mayor de cobre recocido disponible en el mercado, que es de 22 mm.

Por tanto, obtenemos los siguientes valores:

$$n_s = \left(\frac{H}{8 \times 0.022} \right) + 1 \sim 47$$

$$L_s = \pi \times 17 \times 47 = 2510 \text{ m}$$

$$A_{\text{serp}} = \pi^2 \times d \times D_s \times n_s = \pi^2 \times 0.022 \times 17 \times 47 = 173.49 \text{ m}^2$$

Si quisiéramos obtener la temperatura del agua a la entrada del serpentín:

$K_t A_{serp} (T_{agua} - T_{ext serp})$, conocido el valor de $T_{ext serp}$ como hemos calculado con anterioridad, obtenemos el valor de T_{agua} a la entrada del serpentín. Donde,

$1/K_t = 1/\alpha_{aire} + e_1/\lambda_{cobre}$. Siendo $1/\alpha_{aire} = 1/0.02$. Por tanto, $1/K_t = 1/\alpha_{aire} + e_1/\lambda_{cobre} \sim 1/K_t = 1/0.02$. Por tanto, $K_t = 50$.

Como $T_{ext serp} = 37^\circ\text{C}$ y 18040 Kcal/h . la energía necesaria, ambas en el mes más desfavorable (enero) , obtenemos que:

$K_t A_{serp} (T_{agua} - 37) = 18040 \text{ Kcal/h}$. $T_{agua} = 39^\circ\text{C}$. De la misma forma actuaríamos para el resto de los meses del año.

Energía captadora

Una vez obtenidas las necesidades energéticas obtenemos la superficie de energía captadora.

Por tanto, siguiendo el método presentado con anterioridad tomando una inclinación del colector de 45° y con las necesidades energéticas calculadas los resultados son:

Mes	Radiación(W/m2)	Texterior media
Enero	429	6
Febrero	512	8
Marzo	522	11
Abril	527	13
Mayo	476	18
Junio	500	23
Julio	605	28
Agosto	674	26
Septiembre	706	21
Octubre	639	15
Noviembre	566	11
Diciembre	462	7

Figura 6.2.Radiación W/m²

TABLA 6.33 . TABLA SUPERFICIE COLECTORES.EJEMPLO:MADRID

Mes	H(MJ)	H(corregida)	k	E	Nº de horas de sol útiles	I(W/m2)	Text	100mx(45-text)/I	η(%)	Aportación solar m2	Energía neta(día) disponible m2. (MJ)	Energía neta(mes) disponible por m2. (MJ)	Necesidad energética(MJ)	Energía solar total	Fracción solar (% cubierto por la energía solar)	Déficit energético
Enero	6.7	9.38	1.4	12.3	8	429	6	53.6	26.31	3.25	2.76	85.6	41494	9936	24	31559
Febrero	10.6	13.67	1.29	16.6	9	512	8	42.6	37.32	6.19	5.26	147.3	38300	17099	45	21201
Marzo	13.6	15.64	1.15	16.9	9	522	11	38.4	41.52	7.02	5.97	185.0	33513	21479	64	12033
Abril	18.8	18.99	1.01	18.0	9.5	527	13	35.8	44.14	7.96	6.76	202.9	30321	23562	78	6759
Mayo	20.9	19.02	0.91	16.3	9.5	476	18	33.4	46.47	7.56	6.43	199.2	22342	23131	104	-789
Junio	23.5	20.68	0.88	17.1	9.5	500	23	25.9	53.99	9.24	7.85	235.5	14363	27348	178	-12986
Julio	26	23.92	0.92	20.7	9.5	605	28	16.6	63.35	13.10	11.14	345.3	6383	40092	555	-33709
Agosto	23.1	23.79	1.03	23.0	9.5	674	26	16.6	63.29	14.58	12.39	384.2	9575	44605	378	-35030
Septiembre	16.9	20.28	1.2	22.9	9	706	21	20.0	59.88	13.70	11.64	349.3	17554	40558	168	-23004
Octubre	11.4	15.85	1.39	20.7	9	639	15	27.7	52.25	10.82	9.20	285.0	27129	33098	96	-5969
Noviembre	7.5	11.40	1.52	16.3	8	566	11	35.4	44.49	7.25	6.16	184.8	33513	21458	64	12055
Diciembre	5.9	8.85	1.5	12.5	7.5	462	7	48.4	31.47	3.93	3.34	103.5	39896	12016	30	27880

SUPERFICIE NECESARIA (m2) 116.1
Nº DE PANELES CON S=2,2 M2 53

Figura 6.3. GRÁFICA DE COBERTURA POR ENERGIA Solar (MADRID)

Mes	Necesidad energética(MJ)	Energia solar total(MJ)
Enero	41494	9936
Febrero	38300	17099
Marzo	33513	21479
Abril	30321	23562
Mayo	22342	23131
Junio	14363	27348
Julio	6383	40092
Agosto	9575	44605
Septiembre	17554	40558
Octubre	27129	33098
Noviembre	33513	21458
Diciembre	39896	12016
TOTAL	314382	314382

6.2.3.2 Caso 2: Provincia de Málaga. Latitud: 36°43'13"N

Elección del material aislante empleado y su espesor

Como hemos comentado para el caso anterior antes de poder obtener la superficie de colectores solares que son necesarios según las necesidades energéticas, necesitamos elegir cual de los materiales y su espesor utilizaremos en el digestor.

De igual forma que en el caso anterior obtenemos el espesor máximo y el valor de la instalación para cada una de las opciones de conductividad térmica siendo los resultados:

Tabla 6.34. Costes obtenidos según coeficiente λ

<i>Conductividad térmica (Kcal/m°C)</i>	<i>Material</i>	<i>Espesor (m)</i>	<i>Coste total</i>
$\lambda=0.017$	Poliuretano	0.08	103920.59
$\lambda=0.022$	Poliuretano	0.1	106780.00
$\lambda=0.026$	Poliestireno expandido	0.24	74934.26
$\lambda=0.030$	Poliestireno expandido	0.27	76029.61
$\lambda=0.034$	Poliestireno expandido	0.31	75988.45
$\lambda=0.039$	Poliestireno expandido	0.36	75845.86
$\lambda=0.043$	Poliestireno expandido	0.41	74723.86
$\lambda=0.047$	Celulosa	0.32	86644.41
$\lambda=0.052$	Celulosa	0.40	81519.10

Por tanto, de las distintas opciones elijiremos la de menor coste que en este caso es de poliestireno expandido de 41 cm de espesor con conductividad térmica de $\lambda=0.043$

Cálculo de las necesidades energéticas:

$$1) T_{ext\ serp} = \frac{K_{dig\ aisl} A_{digestor\ aisl}}{K_{horm} A_{horm}} (T_{fango} - T_{ext}) + T_{fango}$$

Para nuestro caso:

$T_{fango}: 32^{\circ}\text{C}$

$K_{digestor\ aislado} = K_{hor+pol} =$ Coeficiente global de transmisión del digestor ($\text{Kcal/hm}^2\text{°C}$)

$A_{dig\ aislado} = A_{hor+pol} = A_{media}$ del digestor con aislamiento de la sección transversal (m^2)

$K_{digestor} = K_{horm} =$ Coeficiente de transmisión de calor del Hormigón ($\text{Kcal/hm}^2\text{°C}$)

$A_{digestor} = A_{horm} =$ Area de la sección transversal a través de la cual se produce la pérdida (m^2)

Con los datos facilitados anteriormente, considerando $T=32^{\circ}\text{C}$ los resultados son:

$$K_{\text{horm}} A_{\text{horm}} = 3108 \text{ Kcal/h}^{\circ}\text{C}$$

$$K_{\text{horm+pol}} A_{\text{horm+pol}} = 617.49 \text{ Kcal/h}^{\circ}\text{C}$$

Aplicando la fórmula anterior 1) obtenemos para el mes de enero un valor de $T_{\text{ext serp}} = 35.42^{\circ}\text{C}$

$$2) K_{\text{horm}} A_{\text{horm}} (T_{\text{ext serp}} - T_{\text{fango}}) + K_{\text{pol}} A_{\text{pol}} (T_{\text{ext serp}} - T_{\text{ext}})$$

Le energía que nos debe proporcionar el serpentín para poder mantener la temperatura de $T=32^{\circ}\text{C}$ es la suma de :

$$K_{\text{horm}} A_{\text{horm}} (T_{\text{ext serp}} - T_{\text{fango}}) = 10497 \text{ Kcal/h}$$

$K_{\text{pol}} A_{\text{pol}} (T_{\text{ext serp}} - T_{\text{ext}})$. La temperatura para el mes de enero en Málaga es de 15°C . Por tanto, obtenemos un valor de : 1928 Kcal/h

Por tanto, en el mes de enero las necesidades energéticas son: $10497 + 1928 = 12425 \text{ Kcal/h}$

Aplicando al resto del año obtenemos las necesidades en anuales, como puede verse en la siguiente tabla:

Tabla 6.35.Necesidades energéticas anuales (Málaga)

Mes	Ti	Text	Q(Kcal/h)	Q (MJ)
Enero	32	15	12435	28644
Febrero	32	15	12435	28642
Marzo	32	17	10972	25273
Abril	32	19	9509	21903
Mayo	32	21	8046	18533
Junio	32	25	5120	11794
Julio	32	27	3657	8424
Agosto	32	28	2926	6739
Septiembre	32	26	4389	10109
Octubre	32	22	7314	16848
Noviembre	32	18	10240	23588
Diciembre	32	15	12435	28642
TOTAL			99478	229139

NECESIDADES ENERGÉTICAS PARA MANTENER TEMPERATURA DEL DIGESTOR

Figura 6.4.Necesidades energéticas anuales (Málaga)

Las características del serpentín son iguales a las planteadas para el ejemplo de Madrid por ser el mismo digestor, por tanto la superficie del serpentín es 173.49 m².

Si quisiéramos obtener la temperatura del agua a la entrada del serpentín:

$K_t A_{serp} (T_{agua} - T_{ext serp})$ conocido el valor de $T_{ext serp}$ como hemos calculado con anterioridad, obtenemos el valor de T_{agua} a la entrada del serpetín. Donde

$1/K_t = 1/a_{aire} + e_1/\lambda_{cobre}$. Siendo $1/a_{aire} = 1/0.02$. Por tanto, $1/K_t = 1/a_{aire} + e_1/\lambda_{cobre} \sim$

$\sim 1/ K_t = 1/002$. Por tanto, $K_t = 50$.

Como $T_{ext \text{ serp}} = 35.38^\circ\text{C}$ y la energía 12425 Kcal/h, ambas en el mes más desfavorable (enero) obtenemos que:

$K_t A_{serp} (T_{agua} - 35.4) = 12425 \text{ Kcal/h}$. $T_{agua} = 36,8^\circ\text{C}$. De la misma forma actuaríamos para el resto de los meses del año.

Energía captadora

Una vez obtenidas las necesidades energéticas obtenemos la superficie de energía captadora.

Por tanto, siguiendo la misma metodología aplicada para el caso anterior tomando una inclinación del colector de 45° y con las necesidades energéticas calculadas los resultados son:

Mes	Radiación(W/m2)	Exterior media
Enero	486	15
Febrero	527	15
Marzo	544	17
Abril	478	19
Mayo	483	21
Junio	475	25
Julio	551	27
Agosto	612	28
Septiembre	716	26
Octubre	688	22
Noviembre	629	18
Diciembre	570	15

Figura 6.5.Radiación W/m²

TABLA 6.36. TABLA SUPERFICIE COLECTORES.EJEMPLO:MÁLAGA

Mes	H(MJ)	H(corregida)	k	E	Nº de horas de sol útiles	I(W/m2)	Text	100mx(45-text)/I	η(%)	Aportación solar m2	Energía neta(día) disponible m2. (MJ)	Energía neta(mes) disponible por m2.(MJ)	Necesidad energética(MJ)	Energía solar total	Fracción solar (% cubierto por la energía solar)	Déficit energético
Enero	8.3	11.12	1.34	14.0	8	486	15	36.3	43.57	6.10	5.19	160.9	28644	12028	42	16616
Febrero	12	14.76	1.23	17.1	9	527	15	33.5	46.35	7.91	6.72	188.3	28642	14078	49	14564
Marzo	15.5	17.05	1.1	17.6	9	544	17	30.3	49.59	8.74	7.43	230.4	25273	17227	68	8046
Abril	18.5	17.95	0.97	16.4	9.5	478	19	32.0	47.89	7.84	6.66	199.8	21903	14942	68	6961
Mayo	23.2	20.18	0.87	16.5	9.5	483	21	29.3	50.61	8.35	7.10	220.1	18533	16461	89	2072
Junio	24.5	20.58	0.84	16.2	9.5	475	25	24.8	55.11	8.95	7.61	228.4	11794	17076	145	-5282
Julio	26.5	23.06	0.87	18.9	9.5	551	27	19.2	60.67	11.44	9.72	301.4	8424	22539	242	-14115
Agosto	23.2	22.74	0.98	20.9	9.5	612	28	16.4	63.55	13.31	11.31	350.7	6739	26226	341	-19487
Septiembre	19	21.66	1.14	23.2	9	716	26	15.6	64.28	14.92	12.68	380.5	10109	28449	224	-18340
Octubre	13.6	17.95	1.32	22.3	9	688	22	19.7	60.20	13.41	11.40	353.3	16848	26420	117	-9571
Noviembre	9.3	13.39	1.44	18.1	8	629	18	25.3	54.63	9.90	8.42	252.5	23588	18885	80	4703
Diciembre	8	11.44	1.43	15.4	7.5	570	15	31.0	48.88	7.52	6.39	198.0	28642	14809	52	13833

SUPERFICIE NECESARIA 74.8
Nº DE PANELES CON S=2,2 M2 34

Figura 6.6. GRÁFICA DE COBERTURA POR ENERGIA SOLAR (MÁLAGA)

Mes	Necesidad energética(MJ)	Energia solar total(MJ)
Enero	28644	12028
Febrero	28642	14078
Marzo	25273	17227
Abril	21903	14942
Mayo	18533	16461
Junio	11794	17076
Julio	8424	22539
Agosto	6739	26226
Septiembre	10109	28449
Octubre	16848	26420
Noviembre	23588	18885
Diciembre	28642	14809

6.2.3.3 Caso 3: Provincia de Avila . Latitud: 40.39 N

Elección del material aislante empleado y su espesor

Como hemos comentado para el caso anterior antes de poder obtener la superficie de colectores solares que son necesarios según las necesidades energéticas, necesitamos elegir cual de los materiales y su espesor utilizaremos en el digestor.

De igual forma que en el caso anterior obtenemos el espesor máximo y el valor de la instalación para cada una de las opciones de conductividad térmica:

Tabla 6.37. Costes obtenidos según coeficiente λ

<i>Conductividad térmica (Kcal/m°C)</i>	<i>Material</i>	<i>Espesor (m)</i>	<i>Coste total</i>
$\lambda=0.017$	Poliuretano	0.12	186773.04
$\lambda=0.022$	Poliuretano	0.15	191043.44
$\lambda=0.026$	Poliestireno expandido	0.36	144564.00
$\lambda=0.030$	Poliestireno expandido	0.40	145242.12
$\lambda=0.034$	Poliestireno expandido	0.46	145178.94
$\lambda=0.039$	Poliestireno expandido	0.53	144963.35
$\lambda=0.043$	Poliestireno expandido	0.61	143298.57
$\lambda=0.047$	Celulosa	0.47	161031.65
$\lambda=0.052$	Celulosa	0.59	150674.46

Por tanto, de las distintas opciones eligiremos la de menor coste que en este caso es de poliestireno expandido de 61 cm de espesor con conductividad térmica de $\lambda=0.043$

Cálculo de las necesidades energéticas:

$$1) T_{ext\ serp} = \frac{K_{dig\ aisl} A_{digestor\ aisl}}{K_{horm} A_{horm}} (T_{fango} - T_{ext}) + T_{fango}$$

Para nuestro caso:

$T_{fango}: 32^{\circ}\text{C}$

$K_{digestor\ aislado} = K_{hor+pol}$ = Coeficiente global de transmisión del digestor (Kcal/hm²°C)

$A_{dig\ aislado} = A_{hor+pol} = A_{media}$ del digestor con aislamiento de la sección transversal (m²)

$K_{digestor} = K_{horm}$ = Coeficiente de transmisión de calor del Hormigón (Kcal/hm²°C)

$A_{\text{digestor}} = A_{\text{horm}} = \text{Area de la sección transversal a través de la cual se produce la pérdida (m}^2\text{)}$

Con los datos facilitados anteriormente, considerando $T = 32^\circ\text{C}$ los resultados son:

$$K_{\text{horm}} A_{\text{horm}} = 3108 \text{ Kcal}$$

$$K_{\text{horm}+\text{pol}} A_{\text{horm}+\text{pol}} = 595.84 \text{ Kcal}$$

Aplicando la fórmula anterior 1) obtenemos un valor de $T_{\text{ext serp}} = 37.37^\circ\text{C}$

$$2) K_{\text{horm}} A_{\text{horm}} (T_{\text{ext serp}} - T_{\text{fango}}) + K_{\text{pol}} A_{\text{pol}} (T_{\text{ext serp}} - T_{\text{ext}})$$

La energía que nos debe proporcionar el serpentín para poder mantener la temperatura de $T = 32^\circ\text{C}$ es la suma de :

$$K_{\text{horm}} A_{\text{horm}} (T_{\text{ext serp}} - T_{\text{fango}}) = 16684 \text{ Kcal}$$

$K_{\text{pol}} A_{\text{pol}} (T_{\text{ext serp}} - T_{\text{ext}})$. La temperatura para el mes de enero en Málaga es de 4°C . Por tanto, obtenemos un valor de : 2129 Kcal

Por tanto, en el mes de enero las necesidades energéticas son: $16684 + 2129 = 18813 \text{ Kcal}$

Aplicando al resto del año obtenemos las necesidades en anuales, como puede verse en la siguiente tabla:

Tabla 6.38. Necesidades energéticas anuales (Avila)

Mes	Ti	Text	Q(Kcal/h)	Q (MJ)
Enero	32	4	18813	43334
Febrero	32	5	18140	41784
Marzo	32	8	16124	37141
Abril	32	11	14109	32498
Mayo	32	14	12093	27856
Junio	32	18	9406	21666
Julio	32	22	6718	15475
Agosto	32	22	6718	15475
Septiembre	32	18	9406	21666
Octubre	32	13	12765	29403
Noviembre	32	8	16124	37141
Diciembre	32	5	18140	41784
TOTAL			158556	365222

NECESIDADES ENERGÉTICAS PARA MANTENER TEMPERATURA DEL DIGESTOR

Figura 6.7. Necesidades energéticas anuales (Avila)

Las características del serpentín son iguales a las planteadas para el ejemplo de Madrid y Málaga, por tanto la Superficie del serpentín es 173.49 m².

Si quisiéramos obtener la temperatura del agua a la entrada del serpentín:

Como $T_{\text{ext serp}} = 37.4^{\circ}\text{C}$ y 18813 Kcal/h la energía necesaria, ambas en el mes más desfavorable (enero) obtenemos que:

$K_t A_{\text{serp}} (T_{\text{agua}} - 37.4) = 18813 \text{ Kcal/h}$. $T_{\text{agua}} = 39.6^{\circ}\text{C}$. De la misma forma actuaríamos para el resto de los meses del año.

Energía captadora

Una vez obtenidas las necesidades energéticas obtenemos la superficie de energía captadora.

Por tanto, siguiendo el método presentado con anterioridad tomando una inclinación del colector de 45° y con las necesidades energéticas calculadas los resultados son:

Mes	Radiación(W/m2)	Exterior media
Enero	429	4
Febrero	512	5
Marzo	522	8
Abril	527	11
Mayo	476	14
Junio	500	18
Julio	605	22
Agosto	674	22
Septiembre	706	18
Octubre	639	13
Noviembre	566	8
Diciembre	462	5

Figura 6.8.Radiación W/m²

TABLA 6.39.TABLA SUPERFICIE COLECTORES.EJEMPLO:AVILA

Mes	H(MJ)	H(corregida)	k	E	N° de horas de sol útiles	I(W/m2)	Text	100mx(45-text)/I	η(%)	Aportación solar m2	Energía neta(día) disponible m2. (MJ)	Energía neta(mes) disponible por m2.(MJ)	Necesidad energética(MJ)	Energía solar total	Fracción solar (% cubierto por la energía solar)	Déficit energético
Enero	6	8.40	1.4	11.1	8	384	4	62.9	16.99	1.88	1.60	49.5	43334	7487	17	35847
Febrero	9.1	11.74	1.29	14.2	9	439	5	53.6	26.27	3.74	3.18	89.0	41784	13470	32	28314
Marzo	13.5	15.53	1.15	16.8	9	518	8	42.1	37.83	6.35	5.40	167.3	37141	25313	68	11828
Abril	17.7	17.88	1.01	17.0	9.5	496	11	40.4	39.55	6.71	5.71	171.2	32498	25900	80	6599
Mayo	19.4	17.65	0.91	15.1	9.5	442	14	41.4	38.55	5.82	4.95	153.4	27856	23211	72	4644
Junio	22.3	19.62	0.88	16.2	9.5	475	18	33.5	46.40	7.53	6.40	192.0	21666	29061	133	-7395
Julio	26.3	24.20	0.92	20.9	9.5	612	22	22.1	57.76	12.09	10.27	318.5	15475	48189	238	-32714
Agosto	25.3	26.06	1.03	25.2	9.5	738	22	18.4	61.54	15.53	13.20	409.1	15475	61906	277	-46431
Septiembre	18.8	22.56	1.2	25.4	9	785	18	20.2	59.65	15.18	12.90	387.1	21666	58575	167	-36909
Octubre	11.2	15.57	1.39	20.3	9	628	13	30.0	49.88	10.15	8.62	267.3	29403	40454	104	-11051
Noviembre	6.9	10.49	1.52	15.0	8	520	8	41.9	38.02	5.70	4.84	145.3	37141	21982	59	15159
Diciembre	5.2	7.80	1.5	11.0	7.5	407	5	57.8	22.06	2.43	2.06	63.9	41784	9674	23	32109

SUPERFICIE NECESARIA 151.3
Nº DE PANELES CON S=2,2 M2 69

Figura 6.9. GRÁFICA DE COBERTURA POR ENERGIA SOLAR (AVILA)

Mes	Necesidad energética(MJ)	Energia solar total(MJ)
Enero	43334	7487
Febrero	41784	13470
Marzo	37141	25313
Abril	32498	25900
Mayo	27856	23211
Junio	21666	29061
Julio	15475	48189
Agosto	15475	61906
Septiembre	21666	58575
Octubre	29403	40454
Noviembre	37141	21982
Diciembre	41784	9674

6.2.4 Estudio de rentabilidad de la instalación solar

6.2.4.1 Definiciones y proceso de cálculo

En el estudio de rentabilidad de la instalación se va a incluir el período de retorno del capital invertido y la tasa de rentabilidad interna definiéndolos de la siguiente forma:

El período de retorno del capital invertido es el tiempo que transcurre desde que se realiza la inversión hasta que el ahorro producido por la instalación amortice totalmente la misma

La tasa de rentabilidad interna o rentabilidad de la instalación, es el tipo de interés que tendría que existir para que la inversión en la instalación solar, una vez llegado al final de su vida útil, hubiera producido el mismo beneficio que una capitalización con dicho tipo de interés.

Puesto que la tasa de rentabilidad nos determina el interés efectivo que produce la inversión realizada, si ésta fuera inferior al obtenido en el mercado financiero sería un indicativo de una mala inversión, ya que podríamos tener una mejor inversión de otro modo. Por el contrario, una tasa de rentabilidad claramente superior al interés medio del dinero indica que la inversión en energía solar es aconsejable y rentable. Siendo por tanto, el objetivo a alcanzar.

La tasa de rentabilidad interna, al tener en cuenta no sólo el rendimiento energético de la instalación (que determina el ahorro de combustible), sino también la vida útil, creciendo a medida que lo hace ésta, resulta el parámetro más indicativo de la verdadera rentabilidad de una instalación solar.

Para evaluar correctamente las cantidades que van a intervenir en este estudio consideraremos que el coste del Kw, mantenimiento, ahorro anual, etc... van a variar, como consecuencia de la inflación. En el caso del coste anual de mantenimiento vamos a considerar un 3% del valor de la instalación, creciendo después según el índice de inflación.

Por tanto considerando C el coste de la inversión, A el ahorro previsto anualmente (coste del Kw sustituido anualmente según el precio de éste en el primer año) y M el coste de mantenimiento durante el primer año de vida de la instalación.

Para calcular el ahorro total producido en un período de t años, tenemos que tener en cuenta por una parte el aumento del K_w cada año, el cual determinamos con la letra c , incremento en tanto por uno. Además, tampoco representará el mismo dinero una cantidad en un año que otro por lo que podríamos obtener una rentabilidad colocando dicho dinero a un interés e . Es decir, una cantidad inicial X al cabo de t años se nos convertirá en $X(1+e)^t$, y a la inversa, una cantidad que al cabo de t años es X correspondería a una cantidad inicial de $X/(1+e)^t$.

Por tanto, considerando por un lado el ahorro bruto en un período de t años, en dinero traducido a su valor en el primer año es:

$$A \sum_1^t (1+c/1+e)^t$$

Para el caso del coste total de mantenimiento en dicho período, comparándolo con el valor del dinero en el momento inicial es:

$$M \sum_1^t (1+i/1+e)^t$$

donde i es el valor de la inflación anual, suponiendo el incremento del coste de mantenimiento igual que lo hace la inflación.

Por tanto, el ahorro neto es:

$$A \sum_1^t (1+c/1+e)^t - M \sum_1^t (1+i/1+e)^t$$

Y el beneficio neto (en unidades monetarias del primer año) que la instalación proporciona es:

$$B = A \sum_1^t (1+c/1+e)^t - M \sum_1^t (1+i/1+e)^t - C$$

Por tanto, observando la ecuación, llegará un año t para el cual el valor de B valga cero o próximo a cero. Este valor t es el tiempo de retorno de la inversión. A partir, de dicho año, y hasta el fin de la vida útil de la instalación, todo el ahorro que se produzca ese convertirá en beneficio neto, puesto que la inversión ha sido amortizada.

Para el cálculo de la tasa de rentabilidad interna r es necesario suponer una vida útil que consideramos en 20 años.

Para obtener r aplicaremos la siguiente fórmula, que corresponde cuando $B=0$ cuando $t=20$ años. Por lo tanto,

$$A \sum_1^t (1+c/1+e)^t - M \sum_1^t (1+i/1+e)^t - C=0$$

6.2.4.2 Aplicación del proceso de cálculo

Presupuesto de la instalación solar

En el apartado anterior se calcularon la superficie de colectores para cada una de las ciudades de estudio: Madrid, Málaga y Ávila dando los siguientes resultados:

Superficie de colectores (Madrid): 116.1 m²

Superficie de colectores (Málaga) : 76.7 m²

Superficie de colectores (Ávila): 151.3 m²

Como ya se calculó en el apartado anterior el coste de superficie solar y aislante térmico era para cada uno de los casos (Según se ha podido obtener de la bibliografía consultada el coste de una instalación solar térmica es de 600-800 €/m² de panel solar, incluyendo intercambiador y acumulador, circuitos hidráulicos (tuberías, válvulas, bombas de recirculación, vasos de expansión etc...) .Considerando 800 €/m² incluyendo coste de instalación y equipos:

Madrid: 111852.60 €

Málaga: 74723.86 €

Avila: 143298.57 €

A esta cantidad debemos sumar el coste del circuito de serpentín, por lo que considerando 11,2 €/1.5m de cobre ,el coste de serpentín considerando una longitud calculada anteriormente de 2510m es 18741.33 €.

Por tanto el coste de la instalación completa para cada una de las ciudades estudiadas:

Coste Instalación (Madrid): $111852.60 \text{ €} + 18741.33 \text{ €} = 130593.93 \text{ €}$

Coste Instalación(Málaga): $74723.86 \text{ €} + 18741.33 \text{ €} = 93465.19 \text{ €}$

Coste Instalación (Ávila): $143298.57 \text{ €} + 18741.33 \text{ €} = 162039.90 \text{ €}$

Para el cálculo de la tasa interna de retorno y el periodo de retorno del capital a cada uno los ejemplos estudiados consideramos los siguientes datos:

Necesidades energéticas (Ya calculadas)

Tiempo de vida útil de la instalación: 20 años

Índice real inflación: 6 %

Incremento previsto de los precios de la electricidad: 17%

Interés financiero neto: 5%

Coste actual del Kwh(impuestos incluidos)=0,1€.

Coste mantenimiento = 3% del coste de la instalación

Instalación (Madrid)

Según la tabla para el cálculo de superficies la instalación solar cubrirá el 75% de las necesidades anuales , como puede observarse a continuación:

Tabla 6.40. Fracción solar

<i>Mes</i>	<i>Q (MJ/mes)</i>	<i>Fracción solar (% cubierto por la energía solar)</i>
Enero	41494	35
Febrero	38300	61
Marzo	33513	79
Abril	30321	88
Mayo	22342	90
Junio	14363	100
Julio	6383	100
Agosto	9575	100
Septiembre	17554	100
Octubre	27129	100
Noviembre	33513	79
Diciembre	39896	42
TOTAL	314382	75

La instalación solar cubrirá el 75% de las necesidades energéticas anuales, por lo que considerando que las necesidades anuales son 314382 MJ año, podremos satisfacer la cantidad de : $0.75 \times 314382 \text{ MJ} = 235786.5 \text{ MJ año} = 235786.5 / 3.6 = 65496.25 \text{ Kwh}$.

Por tanto, el ahorro sería : $65496.25 \times 0,1 \text{ €/Kwh} \sim 6549.63 \text{ €} .(\text{año})$

Aplicando la fórmula $A \sum_1^t (1+c/1+e)^t - M \sum_1^t (1+i/1+e)^t - C=0$, se tendrá:

$$6549.63 \sum_1^t (1+0.17/1+0.05)^t - (0.03 \times 130593.93) \sum_1^t (1+0.06/1+0.05)^t - 130593.93 = 0$$

$$6549.63 \sum_1^t (1,114)^t - 3917.82 \sum_1^t (1,0095)^t - 130593.93 = 0$$

Para proseguir con la anterior expresión, utilizamos la fórmula de la suma de una serie geométrica de n términos cuyo primer término es a y cuya razón es k, es decir:

$\sum_1^n a_i = S = a k^n - a / k - 1$. En nuestro caso, $a = k = 1.114$ y 1.0095 respectivamente, por tanto,

$$6549.63((1.114 \times 1.114^t - 1.114) / (1.114 - 1)) - 3917.82((1.0095 \times 1.0095^t - 1.0095) / (1.0095 - 1)) - 130593.93 = 0$$

$$64002.52 (1.114^t - 1) - 416319.91 (1.0095^t - 1) - 130593.93 = 0$$

De aquí obtenemos que para una valor de entre $t=13$ años. Por lo tanto, tomamos el tiempo de retorno del capital invertido igual a 13 años.

Para hallar la tasa de rentabilidad interna usamos la fórmula:

$$A \sum_1^{20} (1+c/1+r)^t - M \sum_1^{20} (1+i/1+r)^t - C=0$$

$$6549.63 \sum_1^{20} (1+0.17/1+r)^t - (0.03 \times 130593.93) \sum_1^{20} (1+0.06/1+r)^t - 130593.93 = 0$$

$$6549.63 \sum_1^{20} (1.17/1+r)^t - 3917.82 (1.06/1+r)^t - 130593.93 = 0$$

$$\frac{6549.63 \left(\left(\frac{1.17}{1+r} \right)^{21} - \frac{1.17}{1+r} \right)}{\left(\frac{1.17}{1+r} - 1 \right)} - \frac{3917.82 \left(\left(\frac{1.06}{1+r} \right)^{21} - \frac{1.06}{1+r} \right)}{\left(\frac{1.06}{1+r} - 1 \right)} - 130593.93$$

El resultado obtenido es 15 %.

Instalación (Málaga)

Según la tabla para el cálculo de superficies la instalación solar cubrirá el 79% de las necesidades anuales ,como puede observarse a continuación:

Tabla 6.41. Fracción solar

<i>Mes</i>	<i>Q (MJ/mes)</i>	<i>Fracción solar (% cubierto por la energía solar)</i>
Enero	28621	42
Febrero	28619	49
Marzo	25252	68
Abril	21885	68
Mayo	18518	89
Junio	11784	100
Julio	8417	100
Agosto	6734	100
Septiembre	10101	100
Octubre	16835	100
Noviembre	23569	80
Diciembre	61852	52
TOTAL	228954	79

La instalación solar cubrirá el 79% de las necesidades energéticas anuales, por lo que considerando que las necesidades anuales son 228954 MJ año, podremos satisfacer la cantidad de : $0.79 \times 228954 \text{ MJ} = 181019.81 \text{ MJ año} = 181019.81/3.6 = 50283.28 \text{ Kwh}$.

Por tanto, el ahorro sería : $50283.28 \times 0,1 \text{ €/Kwh} \sim 5028.33 \text{ €} .(\text{año})$

Aplicando la fórmula $A \sum_1^t (1+c/1+e)^t - M \sum_1^t (1+i/1+e)^t - C=0$, se tendrá:

$$5028.33 \sum_1^t (1+0.17/1+0.05)^t - (0.03 \times 93465.19) \sum_1^t (1+0.06/1+0.05)^t - 93465.19 = 0$$

$$5028.33 \sum_1^t (1,114)^t - 2803.96 \sum_1^t (1,0095)^t - 93465.19 = 0$$

Para proseguir con la anterior expresión, utilizamos la fórmula de la suma de una serie geométrica de n términos cuyo primer término es a y cuya razón es k, es decir:

$\sum_1^n a_i = S = a k^n - a/k - 1$. En nuestro caso, $a = k = 1.114$ y 1.0095 respectivamente, por tanto,

$$5028.33((1.114 \times 1.114^t - 1.114)/(1.114 - 1)) - 2803.96((1.0095 \times 1.0095^t - 1.0095)/(1.0095 - 1)) - 93465.19 = 0$$

$$49136.49(1.114^t - 1) - 297957.64(1.0095^t - 1) - 93465.19 = 0$$

De aquí obtenemos que para un valor de $t = 12$ años. Por lo tanto, el tiempo de retorno del capital invertido igual a 12 años.

Para hallar la tasa de rentabilidad interna usamos la fórmula:

$$A \sum_1^{20} (1 + c/1 + r)^t - M \sum_1^{20} (1 + i/1 + r)^t - C = 0$$

$$5028.33 \sum_1^{20} (1 + 0.17/1 + r)^t - (0.03 \times 93465.19) \sum_1^{20} (1 + 0.06/1 + r)^t - 93465.19 = 0$$

$$5028.33 \sum_1^{20} (1.17/1 + r)^t - 2803.96(1.06/1 + r)^t - 93465.19 = 0$$

$$\frac{5028.33 \left(\left(\frac{1.17}{1+r} \right)^{21} - \frac{1.17}{1+r} \right)}{\left(\frac{1.17}{1+r} - 1 \right)} - \frac{2803.96 \left(\left(\frac{1.06}{1+r} \right)^{21} - \frac{1.06}{1+r} \right)}{\left(\frac{1.06}{1+r} - 1 \right)} - 93465.19$$

El resultado obtenido es 16%.

Instalación (Ávila)

Según la tabla para el cálculo de superficies la instalación solar cubrirá el 71% de las necesidades anuales, como puede observarse a continuación:

Tabla 6.42. Fracción solar

Mes	Q (MJ/mes)	Fracción solar (% cubierto por la energía solar)
Enero	43334	17
Febrero	41784	32
Marzo	37141	68
Abril	32498	80
Mayo	27856	72
Junio	21666	100
Julio	15475	100
Agosto	15475	100
Septiembre	21666	100
Octubre	29403	100
Noviembre	37141	59
Diciembre	41784	23
TOTAL	365222	71

La instalación solar cubrirá el 71% de las necesidades energéticas anuales, por lo que considerando que las necesidades anuales son MJ año, podremos satisfacer la cantidad de : $0.71 \times 365222 \text{ MJ} = 259307.62 \text{ MJ año} = 259307.62 / 3,6 = 72029.89 \text{ Kwh}$.

Por tanto, el ahorro sería : $72029.89 \times 0,1 \text{ €/Kwh} \sim 7203 \text{ €} .(\text{año})$

Aplicando la fórmula $A \sum_1^t (1+c/1+e)^t - M \sum_1^t (1+i/1+e)^t - C=0$, se tendrá:

$$7203 \sum_1^t (1+0.17/1+0.05)^t - (0.03 \times 162039.90) \sum_1^t (1+0.06/1+0.05)^t - 162039.90 = 0$$

$$7203 \sum_1^t (1,114)^t - 4861.2 \sum_1^t (1,0095)^t - 162039.9 = 0$$

Para proseguir con la anterior expresión, utilizamos la fórmula de la suma de una serie geométrica de n términos cuyo primer término es a y cuya razón es k, es decir:

$\sum_1^n a_i = S = a k^n - a / k - 1$.En nuestro caso, $a = k = 1.114$ y 1.0095 respectivamente, por tanto,

$$7203((1.114 * 1.114^t - 1.114) / (1.114 - 1)) - 4861.2((1.0095 * 1.0095^t - 1.0095) / (1.0095 - 1)) - 162039.9 = 0$$

$$70387.21 (1.114^t - 1) - 516566.46(1.0095^t - 1) - 162039.9 = 0$$

De aquí obtenemos que para una valor de entre $t=14$ años. Por lo tanto, el tiempo de retorno del capital invertido igual a 14 años.

Para hallar la tasa de rentabilidad interna usamos la fórmula:

$$A \sum_1^{20} (1+c/1+r)^t - M \sum_1^{20} (1+i/1+r)^t - C=0$$

$$7203 \sum_1^{20} (1+0.17/1+r)^t - (4861.2 \sum_1^{20} (1+0.06/1+r)^t - 162039.9=0$$

$$\frac{7203 \left(\left(\frac{1.17}{1+r} \right)^{21} - \frac{1.17}{1+r} \right)}{\left(\frac{1.17}{1+r} - 1 \right)} - \frac{4861.2 \left(\left(\frac{1.06}{1+r} \right)^{21} - \frac{1.06}{1+r} \right)}{\left(\frac{1.06}{1+r} - 1 \right)} - 162039.9$$

El resultado obtenido es 14 %.

7. ANALISIS DE RESULTADOS

7.1 Análisis de los resultados en relación al objetivo n°1

A continuación se detallan cada uno de los resultados obtenidos en los apartados descritos en el capítulo anterior.

7.1.1 Circuito n°1 primario

Radiación solar captada por el colector

La radiación solar ha sido medida con el piranómetro durante las horas de mayor radiación, que en nuestro caso se ha realizado entre las 10 a las 16:00, variando dicha franja en función de la nubosidad existente, siendo a las 15:15 en el mes de agosto cuando las sombras de los muros proyectaban sobre el colector, reduciéndose la radiación que llegaba al colector. Durante el mes de septiembre los días comprendidos entre el 5 y 8 fue a las 14:30 cuando se produjo este hecho con valores próximos a 900 W/m², valor que fue disminuyendo desde esa hora debido a dichas sombras. A partir del 9 de septiembre fue a las 14:15 cuando las sombras empezaron a proyectarse en el panel solar. A partir del 19 de septiembre fue a las 14:00 con valores próximos a los 950 W/ m²

A pesar de elegir la zona con menos sombras posibles, la ubicación no nos permitió obtener mayor n° de horas de sol que nos permitiera tener más energía en el depósito, principalmente en los momentos en el que el gasto de energía era mayor, es decir, cuando los dos circuitos n°1 y n°2 estaban en funcionamiento.

La radiación máxima ha correspondido al día 14 de septiembre con un valor de 1020 W/m². El valor mínimo va a depender del momento en el que comenzaran las sombras a proyectarse, por lo que no nos da un valor muy representativo de la radiación mínima real. En relación al valor de la radiación media, si puede darnos un análisis de la radiación real diaria. Como se puede observar en la tabla de valores medios de radiación del capítulo anterior los valores medios mínimos de radiación corresponden a los días 13, 14, 15 y 16. Dichos días corresponden a días nublados en la mayor parte del tiempo en los que la radiación se ha visto reducida, con valores comprendidos entre 122 y 135 W/m². El día 12 de septiembre corresponde a la día de menor radiación media, como se puede apreciar en la siguiente gráfica con un valor medio de 218 W/m², con un valor punta de 803 W/m².

Figura 7.1. Radiación solar 12 de septiembre

El día que mejor comportamiento hemos podido observar ha sido el día 14 de septiembre con una radiación media de 814 W/m^2 , siendo la radiación máxima a la 13:45 con un valor de 1110 W/m^2 , como se puede observar a continuación:

Figura 7.2. Radiación solar 14 de septiembre

Intercambiador.Temperaturas

Para la obtención de la temperatura a la entrada y salida del intercambiador se utilizaron sondas de inmersión de aluminio durante las horas en las que el circuito primario estaba en funcionamiento. Las sondas como se indicó en capítulos anteriores, se instalaron para mayor operatividad a la entrada y salida del intercambiador. Las temperaturas obtenidas a la salida y entrada del intercambiador variaron entre $\pm 0,2^\circ\text{C}$. La precisión de las sondas de inmersión utilizadas (IP65 Marca TESTO) es de

$\pm 0,2$ °C hasta 70°C, por lo que no pudimos obtener mayor precisión para obtener la variación de temperatura.

De los resultados obtenidos en la fase experimental se comprueba que la temperatura máxima alcanzada es 60.7°C inferior a la temperatura máxima de 85°C, temperatura máxima que permite el intercambiador según las características técnicas del fabricante. Este hecho ya se había estudiado durante los ensayos de choque en el mes de agosto, mes con mayor riesgo debido a la mayor radiación. Por tanto, en ninguno de los días de la experimentación se llegó a valores de ebullición del agua, y no fue necesario por tanto utilizar un fluido caloportador diferente al agua para evitar dicha ebullición.

Respecto a los días estudiados fue el día 21 de septiembre cuando se obtuvo la máxima temperatura correspondiendo también al día de mejor comportamiento cuya temperatura media fue mayor (52,6°C).

A continuación se presenta la gráfica correspondiente al día 21 de septiembre:

Figura 7.3. Temperatura intercambiador

Rendimiento del colector

Para la obtención del rendimiento del colector, se consideró como se comentó en el anterior capítulo, la ecuación de rendimiento facilitada por el fabricante. Los valores medios obtenidos en la fase experimental están por debajo del 70 %. El mayor rendimiento medio del colector solar se produjo el día 22 de septiembre con un valor de 68%. El menor valor obtenido fue de 57%, los días 7,8 y 12.

Los valores mínimos que se pueden observar en las tablas presentadas (días 7 y 8 con valores de 4% en intervalo de 15 min a las 14:45) corresponden a valores en las horas de inicio de sombra en el panel solar, y por tanto, con rendimiento nulo debida a la falta de radiación.

7.1.2 Circuito n°2 secundario

Depósito Acumulador. Temperatura depósito

Para la medición de la temperatura interior del depósito acumulador se ha utilizado una sonda de inmersión. El depósito dispone de una vaina para la medición de la temperatura o para incorporar un termostato.

En los resultados obtenidos se presentan dos periodos diferenciados. Puesta en marcha del Circuito n°1 y el circuito n°2 y la puesta en marcha del Circuito n°2 con el Circuito n°1 parado. De esta forma durante las horas de puesta en marcha para obtener energía en el depósito, se obtenía energía para el calentamiento de los digestores.

Según los resultados obtenidos en el primer periodo de obtención de energía por parte del depósito, es decir, puesta en marcha del circuito n°1 y n°2 la temperatura máxima obtenida ha sido de 56°C el día 5 de septiembre a las 14:15. La mayor temperatura media entre todos los días de experimentación correspondió también con el día 5 de septiembre.

A continuación se presenta la gráfica de la temperatura del acumulador en el día 5 de septiembre:

Figura 7.4. Temperatura del acumulador

Según los datos facilitados por el fabricante las pérdidas de temperatura del depósito son de $1,1 \text{ Kwh}/24\text{h}$ a 65°C . Es decir, $39,42 \text{ Kcal/h}$. En nuestro caso, según los resultados obtenidos en el ensayo de choque y durante la noche del 14 al 15 de septiembre se ha considerado que las pérdidas están muy próximos las pérdidas facilitadas por el fabricante. Para los posteriores cálculos se ha considerado unas pérdidas en el depósito de 35 Kcal/h

Pérdidas de calor en las tuberías PPR(polietileno)

La longitud de las tuberías de PPR(polietileno) del circuito nº2 que une el depósito con el serpentín situado en los digestores es de $49,8$ (ida y retorno). No fue posible una ubicación más próxima, lo que hubiera reducido las pérdidas de energía en el trayecto, aún así como se observó en los ensayos de choque, la energía captada y almacenada en el depósito eran suficientes para poder desarrollar la fase experimental. Como se vio en los ensayos de choque, el aislamiento de la tubería redujo considerablemente las pérdidas. Aún así, las pérdidas debido a la longitud del trazado han sido elevadas en relación a los consumos energéticos de los digestores D1 y D2 con valores próximos a los 550 Kcal durante el período de $10:15$ a $14:15$ durante los días 20 y 21 de septiembre, días en los que el período de puesta en marcha fue el máximo posible según las condiciones de la radiación que llega al panel debido a las sombras.

Temperatura entrada en el serpentín. (TeC2)

En la tabla presentada en el capítulo anterior se presentaban las temperaturas de entrada al serpentín denominada TeC2. Los resultados presentados muestran que el valor máximo fue de $52,5^{\circ}\text{C}$, siendo el mayor valor medio el día 8 de septiembre con $49,7^{\circ}\text{C}$. El peor comportamiento corresponde con los días 12, 13, 15 y 16 días en los que hubo mayor nubosidad con valores de $36,9^{\circ}\text{C}$, $36,2^{\circ}\text{C}$, $35,8^{\circ}\text{C}$ y 31° respectivamente.

A continuación se presenta la gráfica de los resultados obtenidos para el día 8 de septiembre de $12:30$ a $15:15$ (valores comprendidos entre $48,5$ y $50,5$):

Figura 7.5. Temperatura de entrada al serpentín 8 de septiembre

A continuación se presenta la gráfica del día 12 de septiembre, día de mayor nubosidad. Los valores de la temperatura TeC2 están comprendidos entre 33 y 39°C.

Figura 7.6. Temperatura de entrada al serpentín 12 de septiembre

7.1.3 Consumos energéticos digestor D1 y D2

Las siguientes gráficas se presenta la relación de consumos entre los digestores D1 y D2 en los dos períodos estudiados, puesta en marcha circuito n°1 y n°2 y puesta en marcha el circuito n°2 con parada del circuito n°1, donde se observa las diferencias de los consumos en ambos digestores y los aumentos de temperatura en ambos digestores.

Circuito n°1 y n°2

Figura 7.7. Consumos energéticos D1 y D2

Figura 7.8. Incrementos de temperatura D1 y D2

Los valores de menor incremento de temperatura corresponden a los días de mas nubosidad 12,13, 15 y 16 de septiembre siendo el digestor D2 el que disminuye su temperatura en 0.8 y 0.3 en el día 15 y 16 respectivamente.

Circuito n°2

Figura 7.9. Consumos energéticos D1 y D2

Figura 7.10. Incrementos de temperatura D1 y D2

7.1.4 Balance energético y rendimiento de la instalación

Como se comentó en el capítulo de resultados una vez conocidas las temperaturas del acumulador, Tentrada al serpentín, temperatura en el digestor y la obtención por tanto, de la energía acumulada en el depósito acumulador, pérdidas de la tubería de PPR (polietileno) hasta el serpentín y la energía consumida en el digestor, se obtuvo el balance energético de la instalación y por tanto, el rendimiento del sistema planteado.

El calentamiento de los digestores se ha realizado desde el 5 al 25 de septiembre en el que se ha obtenido la energía aportada por el Circuito n°1 hasta el serpentín y la energía consumida por los digestores D1 y D2, de esta forma obtenemos el rendimiento del sistema de calentamiento mediante serpentín. Para ello, se utilizaron los cálculos obtenidos en el período de puesta en marcha del Circuito n°2 con Circuito n°1 parado, obteniendo los siguientes resultados:

Figura 7.11. Rendimientos serpentín

Tabla 7.1. Rendimientos serpentín

<i>Día (Mes de septiembre)</i>	<i>Franja horaria sólo Circuito C2</i>	<i>η(rendimiento serpentín) %</i>
5	19:15- 21:45	85.60
6	15:15-16:45	87.74
7	15:15-20:30	90.82
8	15:15-17:00	85.24
9	15:15-19:30	89.38
10	15:45-17:45	87.13
11	14:45-16:30	85.59
12	16:15-17:00	82.88
14	14:45-16:00	82.77
18	17:00-19:30	84.41
19	17:00-20:15	84.10
20	14:15-19:15	91.73
21	14:15-19:15	82.77
24	14:15-19:15	92.22
25	14:15-19:15	91.86

7.1.5 Inoculación y estabilización de los digestores

Después de inocular el digestor con fango digerido de la depuradora de Viveros de la Villa se midieron durante nueve días el pH y la temperatura para determinar la aclimatación del fango y verificar la estabilidad del proceso.

Una vez que se observó que el pH no tuvo cambios significativos, se procedió a alimentar los digestores con fango fresco, durante 10 días, para dar tiempo a que el sistema se estabilizará. Se determinó pH y temperatura.

Tabla 7.2 Valores durante estabilización de digestores

<i>Día</i>	<i>TD1</i>	<i>pHD1</i>	<i>TD2</i>	<i>pHD2</i>	<i>TD3</i>	<i>pHD3</i>
1	33	7.62	33	7.53	32	7.50
2	34	7.58	34	7.61	33	7.52
3	34	7.59	34	7.58	33	7.47
4	34	7.63	34	7.60	33	7.55
5	33	7.37	33	7.60	33	7.50
6	34	7.66	33	7.46	31	7.45
7	34	7.51	33	7.51	31	7.51
8	33	7.44	31	7.27	31	7.60
9	33	7.5	31	7.14	31	7.44

Una vez que los digestores se estabilizaron se continuó alimentando con fango fresco, 3 litros en promedio se determinaron el pH y la temperatura.

Tabla 7.3 Valores promedio obtenidos de los digestores

	<i>TD1</i>	<i>pHD1</i>	<i>TD2</i>	<i>pHD2</i>	<i>TD3</i>	<i>pHD3</i>
MEDIA	32.0	7.38	31.15	7.31	29.9	7.38
MAXIMA	34.0	7.66	34.0	7.61	33.0	7.62
MINIMA	29.2	7.17	27.7	7.11	25.5	7.17

En relación al biogás generado durante la fase experimentación, así como su riqueza los resultados han sido:

Tabla 7.4 Valores promedio obtenidos de los digestores

	litros/día biogás D1	litros/día biogás D2	litros/día biogás D3
MEDIA	13.32	13.26	12.92
MAXIMA	17.52	16.06	15.08
MINIMA	11.02	10.22	8.59

Tabla 7.5 Valores promedio obtenidos de los digestores

	<i>CH₄</i> D1	<i>CO₂</i> D1	<i>CH₄</i> D2	<i>CO₂</i> D2	<i>CH₄</i> D3	<i>CO₂</i> D3
MEDIA (%)	71.57	28.43	72.14	27.86	71.93	28.07
MAXIMA (%)	79.20	39.80	79.20	30	79.20	31.00
MINIMA (%)	60.20	20.80	70	25	69.00	20.80

Si consideramos como poder calorífico del gas 5000 Kcal/m³ con los resultados obtenidos de gas en l/d, podremos obtener la energía media producida por el biogás generado en la instalación. Considerando el caso del digestor D1 la energía diaria aportada es: 5000 Kcal x 13.32x10⁻³ x 0.7157=47.66 Kcal/día. De la misma forma aplicando al digestor D2 y D3 los resultados son 47.83 Kcal y 46.47 Kcal respectivamente.

7.2 Análisis de los resultados en relación al objetivo nº2

7.2.1 Aplicación de la necesidades energéticas y energía captadora

Se han calculado los espesores máximos según el precio de los aislantes térmicos y el valor de su conductividad. eligiendo entre de las distintas opciones la de menor coste, obteniendo para cada zona climática los siguientes valores:

Madrid: espesor máximo 52 cm con $\lambda=0.043$ (Poliestireno expandido)

Málaga: espesor máximo 41 cm con $\lambda=0.043$ (Poliestireno expandido)

Avila : espesor máximo 61 cm con $\lambda=0.043$ (Poliestireno expandido)

En el apartado capítulo anterior se calcularon la superficie de colectores para cada una de las ciudades de estudio: Madrid, Málaga y Ávila dando los siguientes resultados:

Superficie de colectores (Madrid): 116.1 m²

Superficie de colectores (Málaga) : 76.7 m²

Superficie de colectores (Ávila): 151.3 m²

La fracción solar o porcentaje de energía que es cubierto por la energía solar varía en cada una de las opciones planteadas de la siguiente forma:

Tabla 7.6 Fracción solar

<i>Mes</i>	<i>Fracción solar (% cubierto por la energía solar)</i> <i>Madrid</i>	<i>Fracción solar (% cubierto por la energía solar)</i> <i>Málaga</i>	<i>Fracción solar (% cubierto por la energía solar)</i> <i>Avila</i>
Enero	24	42	17
Febrero	45	49	32
Marzo	64	68	68
Abril	78	68	80
Mayo	100	89	72
Junio	100	100	100
Julio	100	100	100
Agosto	100	100	100
Septiembre	100	100	100
Octubre	96	100	100
Noviembre	64	80	59
Diciembre	30	52	23
TOTAL	75	79	71

Figura 7.12 Fracción solar

Como se puede observar los mejores resultados se han obtenido en la provincia de Málaga cuya cobertura de energía solar ha sido del 79 %. En el caso de Madrid durante los meses de junio a Octubre la demanda ha sido cubierta al 100 % por la energía solar aunque los meses de invierno la cobertura ha sido inferior al caso de Málaga, en el que debido a la menor diferencia de temperatura durante el año permite cubrir la demanda de forma más estable.

En el caso de climas fríos representado por Avila los resultados durante los meses de Junio a Octubre la energía solar ha cubierto la demanda, aunque es en los meses de invierno con temperaturas bajas cuando el porcentaje de cobertura desciende drásticamente siendo en enero del 23% en comparación al 60 % de la cobertura en Málaga.

7.2.2 Estudio de rentabilidad de la instalación solar

Los resultados del estudio de rentabilidad para cada uno de los casos estudiados han sido los siguientes:

Tabla 7.7. Rentabilidad de la instalación

<i>Ubicación</i>	<i>Tiempo de retorno inversión t (años)</i>	<i>TIR (%)</i>
Madrid	13	15
Málaga	12	16
Avila	14	14

Como se ha comentado con anterioridad una tasa de rentabilidad claramente superior al interés medio del dinero indica que la inversión en energía solar es aconsejable y rentable, siendo por tanto, el objetivo a alcanzar. En nuestro caso, los resultados nos confirman la rentabilidad de la instalación en los tres escenarios. El mejor resultado obtenido ha sido para el caso de Málaga con un tiempo de retorno de la inversión de 12 años y con una tasa de interna de rentabilidad 16 %, lo que refleja el interés de la instalación.

8. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

8.1 Conclusiones en relación al objetivo nº1

Para garantizar el ahorro energético es necesario aislar el digestor.

Según los resultados obtenidos existe una diferencia de consumos energéticos entre los digestores D1 y D2 debido al aislamiento, llegando a triplicar el gasto energético del digestor D2 (sin aislamiento térmico) respecto al digestor D1 (aislado térmicamente). Por lo que según los resultados obtenidos, se hace necesario el aislamiento de los digestores para mejor aprovechamiento energético.

Transferencia energética

En relación a la transferencia de energía a través del serpentín, los rendimientos obtenidos en la fase experimental han estado comprendidos entre el 83% y 92%.

Como en toda instalación solar tiene gran importancia el diseño y optimización de la instalación para evitar las pérdidas de energía en la misma y obtener la máxima radiación evitando las posibles sombras proyectadas en los colectores por parte de obstáculos próximos, para ello observaremos el entorno desde el punto medio de la arista inferior del colector, tomando como referencia la línea Norte-Sur

Por tanto, los rendimientos obtenidos nos permite afirmar que la aplicación de la energía solar térmica al calentamiento de fangos mediante serpentín para el mantenimiento del digestor de condiciones mesofílicas a $T=32^{\circ}\text{C}$ parece una solución interesante según los resultados obtenidos, como apoyo a los métodos convencionales del calentamiento de fangos como es el caso de la resistencia eléctrica o intercambiador de calor situado en el exterior del digestor.

8.2 Conclusiones en relación al objetivo nº2

Se ha calculado el tipo de aislante y el valor máximo del espesor del aislamiento que nos permita reducir el valor de las pérdidas energéticas en relación a la superficie colectora de forma que exista un equilibrio entre los costes de aislamiento y la superficie captadora.

Se ha calculado la superficie del serpentín necesaria para mantener el digestor a una temperatura 32°C y se ha obtenido mediante la siguiente ecuación:

L es la longitud del serpentín que viene expresado como :

$L_s = \pi D_s n_s$, donde D_s es el diámetro del serpentín $= D_{\text{digestor}}$ y n_s es el número de espiras del serpentín y $n_s = H_s/e + 1$, donde H_s es la altura del serpentín que consideramos igual a la altura H del digestor y e es la separación entre espiras adyacentes.

Hemos considerado el valor $e=8d$ utilizado en la fase experimental, donde d es el diámetro externo del tubo de serpentín.

Para el valor del diámetro hemos considerado el diámetro mayor de cobre recocido disponible en el mercado, que es de 22 mm.

La superficie de serpentín resultante ha sido de 173.49 m². Por tanto, las características del serpentín son:

$$L_s = 2510 \text{ m}$$

$$S_{\text{serp}} = 173.49 \text{ m}^2$$

$$n_s = 47$$

$$e = 8d$$

$$d_{\text{tubo}} = 0.022 \text{ m}$$

Para obtener la temperatura del agua a la entrada del serpentín:

$K_t A_{\text{serp}} (T_{\text{agua}} - T_{\text{ext serp}})$, conocido el valor de $T_{\text{ext serp}}$ mediante la fórmula

$$T_{\text{ext serp}} = \frac{K_{\text{dig aisl}} A_{\text{digestor aisl}}}{K_{\text{horm}} A_{\text{horm}}} (T_{\text{fango}} - T_{\text{ext}}) + T_{\text{fango}}. \text{Donde:}$$

$K_{\text{digestor aislado}}$ = Coeficiente global de transmisión del aislamiento. (Kcal/hm²°C),

obteniéndose de la siguiente forma:

$1/K = 1/\alpha_1 + e_1/\lambda_1 + \dots + e_n/\lambda_n + 1/\alpha_2$, como se ha comentado con anterioridad cuando el aislamiento está formado por varias capas.

$A_{\text{dig aislado}} = A_{\text{media}}$ de la sección transversal a través de la cual se produce la pérdida (m²)

$A_m = 2 \pi L (r_2 - r_1) / \ln(r_2/r_1)$, K_t : coeficiente global de transmisión del serpentín.

Se ha calculado la superficie de paneles solares necesarios para poder mantener en el interior de un digestor a una temperatura de 32°C con dimensiones de 17 m de diámetro y 8 metros de altura, obteniendo para en el caso de Madrid una superficie de paneles solares de 116.1 m². Para el caso de Málaga y Ávila los resultados fueron de 76.7 m² y 151.3 m², respectivamente.

Se ha desarrollado un procedimiento para el diseño de instalaciones solares para combatir las pérdidas de calor en los digestores de EDAR con aprovechamiento energético del gas del digestor para usos de alta calidad energética como la producción de electricidad o el secado de lodos con la energía residual del motogenerador, obteniendo un mejor aprovechamiento energético del sistema.

9. FUTURAS LINEAS DE INVESTIGACIÓN

Para obtener la mayor transferencia posible al digestor se plantea el estudio de intercambio de calor a un digestor de doble envolvente, produciéndose el intercambio de calor del agua caliente(calentada mediante paneles solares) directamente a la pared del digestor,obteniendo una mayor superficie de contacto del agua caliente con la pared del digestor.

10. BIBLIOGRAFIA

1. AHN,Y; LOGAN,B.(2010). *Effectiveness of domestic wastewater treatment using microbial fuel cells at ambient and mesophilic temperatures*. Bioresource Technology 101 ,469–475.
2. BAILLY,E; LEVI,Y; KAROLAK,S. (2013).*Calibration and field evaluation of polar organic chemical integrative sampler (POCIS) for monitoring pharmaceuticals in hospital wastewater*. Environmental Pollution 174,100-105.
3. BLAUSTEIN,R.A;PACHEPSKY.Y; HILL,R.L; SHELTON,D.R;WHELAN,G. (2013). *Escherichia coli survival in waters: Temperature dependence*. Water R e s e a r c h 47,569-578.
4. CENSOLAR (Centro de Estudios de Energía Solar). (2007).Curso de Proyectista-Instalador de Energía Solar (Fototérmica y Fotovoltaica). Sevilla.
5. CORTACANS, J.A.(2004). *Fangos Activos. Eliminación Biológica de Nutrientes*. T Edic. Servicio de Publicaciones del Colegio de Ingenieros Caminos, canales y Puertos.2º Edición.
6. CUESTA,F.(1988). Tesis doctoral " *Secado de lodos por procesos naturales con aprovechamiento de la energía solar*" . Escuela Superior de Caminos, Canales y Puertos de Madrid.
7. DE FRANCISCO,J.P.(2003).Tesis doctoral "*Efecto de la Temperatura en los Procesos Biológicos por Fangos Activos*". Escuela Superior de Caminos, Canales y Puertos de Madrid.
8. EL-ABBASSI,A; KHAYET,M; KIAI,H; HAFIDI,A;GARCÍA-PAYO,M.C.(2013).*Treatment of crude olive mill wastewaters by osmotic distillation and osmotic membrane distillation*. Separation and Purification Technology 104,327–332.
9. EUSTACE,F, KESHAVARZ,T;KYAZZE,G.(2013).*Simultaneous co-metabolic decolourisation of azo dye mixtures and bio-electricity generation under thermophillic (50 °C) and saline conditions by an adapted anaerobic mixed culture in microbial fuel cells*. Bioresource Technology 127,1–8.
10. FENG,H.J; HU,L.F; SHAN,D; FANG,CH.R;SHEN,D.S.(2008) *Effects of Temperature and Hydraulic Residence Time (HRT) on Treatment of Dilute Wastewater in a Carrier Anaerobic Baffled Reactor*. Biomedical and Environmental Sciences 21, 460-466.

-
11. GAGO-FERRERO,P;DEMEESTERE,K; DÍAZ-CRUZ,M.S; BARCELÓ,D. (2013). *Ozonation and peroxone oxidation of benzophenone-3 in water: Effect of operational parameters and identification of intermediate products*. Science of the Total Environment 443,209–217
 12. GAGO, P.F;(2013). Tesis doctoral “Presencia, destino y eliminación de filtros solares orgánicos en el ecosistema acuático”. Universidad de Barcelona.
 13. GIULIANO,G; BOLZONELLA,D; P. PAVAN;CAVINATO,C; F. CECCHI. (2013).*Co-digestion of livestock effluents, energy crops and agro-waste: Feeding and process optimization in mesophilic and thermophilic conditions*. Bioresource Technology 128,612–618.
 14. GUO,J; PENG,Y; HUANG,H, WANG, S; GEB,S; ZHANG,J, WANG,Z. (2010).*Short- and long-term effects of temperature on partial nitrification in a sequencing batch reactor treating domestic wastewater* Journal of Hazardous Materials 179, 471–479
 15. HERNÁNDEZ, A. (1991).*Abastecimiento y Distribución de Agua*. Colección Sénior N° 7. Publicación del Colegio de Ingenieros de Caminos, Canales y Puertos de Madrid.
 16. HERNÁNDEZ, A. (2001). *Depuración y desinfección de aguas residuales*. Colección Sénior N° 9. Publicación del Colegio de Ingenieros de Caminos, Canales y Puertos de Madrid.5º Edición revisada y ampliada.
 17. HERNÁNDEZ, A. (1991).*Saneamiento y Alcantarillado*. Colección Sénior N° 8. Publicación del Colegio de Ingenieros de Caminos, Canales y Puertos de Madrid.
 18. INSTITUTO DIDACTIA. (2012).Curso “Aplicaciones de Energía Solar en el Tratamiento de Aguas Residuales” Almería.
 19. JIA,Y; GAO,C; ZHANG,,L; JIANG,G. (2012)*Effects of Pre-fermentation and Influent Temperature on the Removal Efficiency of COD, NH₄-N and PO₄-P in Slaughterhouse Wastewater by Using SBR*.Energy Procedia 16,1964-1971.
 20. KATO,K; INOUE,T; IETSUGUH; KOBAYASHI, T; SASAKI, H; MIYAJI, N;KITAGAWA, K; SHARMA, P.K; NAGASAWA,T. (2013).*Performance of six multi-stage hybrid wetland systems for treating high-content wastewater in the cold climate of Hokkaido, Japan*. Ecological Engineering 51,256– 263.
 21. KHANH,D; QUAN,L; ZHANG,W; HIRATA, D; FURUKAWA,K. (2011).*Effect of temperature on low-strength wastewater treatment by UASB reactor using poly(vinyl alcohol)-gel carrier*. Bioresource Technology 102,11147–11154.

-
22. KUNDU,K; SHARMA,S; SREEKRISHNAN,T.R (2013) *Changes in microbial communities in a hybrid anaerobic reactor with organic loading rate and temperature*. Bioresource Technology 129, 538–547.
 23. LAPEÑA,R.M (1990). *Tratamiento de aguas industriales: Aguas de proceso y residuales*. Edición Marcombo,S.A. Barcelona.
 24. LAUSTEIN,R.A;PACHEPSKY.Y; HILL,R.L; SHELTON,D.R;WHELAN,G. (2013). *Escherichia coli survival in waters: Temperature dependence*. Water Research 47,569-578.
 25. MA,B; PENG,Y; ZHANG,S;WANG,J; GAN,Y; CHANG,J; WANG,S; WANG,S; ZHU,G. (2013). *Performance of anammox UASB reactor treating low strength wastewater under moderate and low temperatures*. Bioresource Technology 129,606–611.
 26. MAHMOOD,A ;(2006). Tesis doctoral " *Investigación sobre Desmineralización por radiación solar*". Escuela Superior de Caminos, Canales y Puertos de Madrid.
 27. MA,Z; WEN, X; ZHAO, F; XIA, Y; HUANG, X; WAITE, D; GUAN,J.(2013). *Effect of temperature variation on membrane fouling and microbial community structure in membrane bioreactor*. Bioresource Technology Volume 133,pages 462-468.
 28. METCALF & EDDY. (1996). *Ingeniería de Aguas Residuales. Tratamiento, vertido y reutilización*. Me Graw Hill Interamericana de España. 3ª Ed. Madrid.
 29. OHTSUBO,W.I;MIYAHARA,M; WAN,S,K; YAMADA,T; MATSUOKA,M; WATANABE,A; FUSHINOBU,S; WAKAGI,T; SHOUN,H; MIYAUCHI,K; ENDO1,G.(2012) *Bioaugmentation of a wastewater bioreactor system with the nitrousoxide-reducing denitrifier Pseudomonas stutzeri strain TR2*. Journal of Bioscience and Bioengineering VOL. 115 No. 1, 37 y 42 (2013).
 30. RAMAKRISHNAN,A; Y. SURAMPALLI,R. (2013). *Performance and energy economics of mesophilic and thermophilic digestion in anaerobic hybrid reactor treating coal wastewater*. Bioresource Technology 127,9–17.
 31. RAMALHO, R. S. (1993). *Tratamiento de Aguas Residuales*. Ed. Reverte, S.A. Barcelona.
 32. RODRIGUES MARQUES,A ; DE CASSIA OLIVEIRA GOMES,F; PONTES FONSECA,M.P; SOARES PARREIRA, J; PINHEIRO SANTOS,V.(2013). *Efficiency of PET reactors in solar water disinfection for use in southeastern Brazil*. Solar Energy 87,158-167.

-
33. ROBLES,A;RUANO,M.V;RIBES,J;FERRE,J.(2013). *Performance of industrial scale hollow fibre membranes in a submerged anaerobic MBR (HF-SAnMBR) system at mesophilic and psychrophilic conditions*. Separation and Purification Technology 104,290–296.
34. RONZANO, E.;DAPENA,J.L(2002).*Tratamiento biológico de las agua residuales*. Ediciones Díaz de Santos, S.A. Madrid. Reimpresión corregida.
35. SANZ,J; LOMBRAÑA,J.I; DE LUIS,A.(2013).*Temperature-assisted UV/H2O2 oxidation of concentrated linear alkylbenzene sulphonate (LAS) solutions*. Chemical Engineering Journal 215-216,533–541.
36. SANZ,J; (2011).Tesis Doctoral" *Alternativas operacionales de oxidación avanzada para el tratamiento de alta carga contaminante*".Universidad del País Vasco.
37. VITELA-RODRIGUEZ,A.V; RANGEL-MENDEZ,J.R.(2013). *Arsenic removal by modified activated carbons with iron hydro(oxide) nanoparticles*. Journal of Environmental Management 114,225-231.
38. WENDONG ,T; HE,Y; WANG, Z; SMITH, R; SHAYYA, W; PEI,Y. (2012). *Effects of pH and temperature on coupling nitrification and anammox in biofilters treating dairy wastewater*. Ecological Engineering 47,76– 82.
39. YANGANG,L ;HSIEH W.P; MAHMUDOV,R ;WEIA, X; HUANG,C.P. (2013).*Combined ultrasound and Fenton (US-Fenton) process for the treatment of ammunition wastewater*. Journal of Hazardous Materials 244– 245,403– 411.
40. YUAN,D; WANG,Y.(2013). *Effects of solution conditions on the physicochemical properties of stratification components of extracellular polymeric substances in anaerobic digested sludge*. Journal of Environmental Sciences, 25(1) 155–162.
41. ZAMANZADEH,M; PARKER, W. J.;VERASTEGUI,Y; NEUFELD, J.D. (2012). *Biokinetics and bacterial communities of propionate oxidizing bacteria in phased anaerobic sludge digestion systems*. Water Research Volumen 47, issue 4, pages 1558-1569.
42. ZEHUA,F; MENG Ying,L.(2013). *Purification and characterization of agarase from Rhodococcus sp. Q5, a novel agarolytic bacterium isolated from printing and dyeing wastewater*. Aquaculture 372–375,74–79.

-
43. ZHANG, W; HUANG,G; WEI,J; YAN,D.(2013). *Gemini micellar enhanced ultrafiltration (GMEUF) process for the treatment of phenol wastewater*. Desalination 311,31–36.
 44. ZIELINSKA,M; CYDZIK-KWIATKOWSKA,A; ZIELINSKI,M; DE BOWSKI.M.(2013). *Impact of temperature, microwave radiation and organic loading rate on methanogenic community and biogas production during fermentation of dairy wastewater*. Bioresource Technology 129,308–314.
 45. ZIELINSKI,M; ZIELINSKA,M; DE BOWSKI,M. (2013).*Application of microwave radiation to biofilm heating during wastewater treatment in trickling filters*. Bioresource Technology 127,223–230.

Páginas de la web consultadas

46. www.madrimasd.org
47. www.bioren.ufro.cl
48. www.busde.paho.org
49. www.sciencedirect.com
50. www.elsevier.com/locate/cej
51. www.elsevier.com/locate/solener
52. www.elsevier.com/locate/desal
53. www.besjournal.com

ANEXOS

ANEXO I
TABLAS CIRCUITO PRIMARIO
COLECTOR SOLAR

Dia 5 de septiembre

<i>Hora</i>	<i>T exterior (ta)</i>	<i>T agua entrada colector (ts)</i>	<i>T agua salida colector (te)</i>	<i>Radiación solar I (W/m²)</i>	<i>Q_I (I*S)</i>	<i>Temperatura media fluido caloportador</i>	<i>(tm- ta)/I</i>	<i>η= Q/SI= 0.72- 1.77*((tm- ta)/I</i>	<i>Qfluido caloportador=SI*η</i>	<i>Q(KW)</i>	<i>Q(Kcal)</i>
					<i>(W)</i>	<i>tm=(ts+te)/2</i>					
11:15	23.0	43.9	44.0	628	1381.18	43.95	0.03	0.66	912.87	0.91	196.27
11:30	24.0	44.3	44.5	706	1553.30	44.4	0.03	0.67	1038.94	1.04	223.37
11:45	27.0	43.3	43.5	720	1584.27	43.4	0.02	0.68	1076.81	1.08	231.52
12:00	25.5	45.4	45.5	787	1731.16	45.45	0.03	0.68	1168.75	1.17	251.28
12:15	26.0	47.9	48.0	840	1848.32	47.95	0.03	0.67	1245.32	1.25	267.74
12:30	28.0	48.9	49.0	857	1886.04	48.95	0.02	0.68	1276.37	1.28	274.42
12:45	27.0	50.4	50.5	871	1915.52	50.45	0.03	0.67	1287.86	1.29	276.89
13:00	26.5	51.9	52.0	925	2035.92	51.95	0.03	0.67	1366.76	1.37	293.85
13:15	28.0	53.4	53.5	946	2080.89	53.45	0.03	0.67	1399.14	1.40	300.81
13:30	29.0	54.8	55.0	923	2031.43	54.9	0.03	0.67	1361.77	1.36	292.78
13:45	28.5	55.3	55.5	901	1983.21	55.4	0.03	0.67	1323.16	1.32	284.48
14:00	25.5	55.4	55.5	817	1797.61	55.45	0.04	0.66	1177.65	1.18	253.20
14:15	26.0	55.8	56.0	912	2006.19	55.9	0.03	0.66	1328.03	1.33	285.53
14:30	25.5	54.5	54.5	592	1301.99	54.5	0.05	0.63	824.51	0.82	177.27
14:45	27.0	55.0	55.0	194	426.92	55	0.14	0.46	198.35	0.20	42.65
15:00	26.5	53.5	53.5	234	513.85	53.5	0.12	0.52			
TOTAL										16.99	3652.05

Dia 6 de Septiembre

[illegible]

Dia 7 de Septiembre

[illegible]

Dia 8 de Septiembre

Hora	Texterior (ta)	T agua entrada colector (ts)	T agua salida colector (te)	Radiación solar I (W/m²)	Q _i (I*S)	Temperatura media fluido caloportador	(tm-ta)/I	η= Q/SI= 0.72- 1.77*((tm- ta)/I	Qfluido caloportador=SI*η	Q(KW)	Q(Kcal)
<hr/>											
					(W)	tm=(ts+te)/2					
11:00	25.0	42.9	43.0	721	1585.17	42.95	0.02	0.68	1071.43	1.07	230.36
11:15	26.0	43.8	44.0	717	1576.93	43.90	0.02	0.68	1065.69	1.07	229.12
11:30	26.0	45.8	46.0	748	1644.56	45.90	0.03	0.67	1106.59	1.11	237.92
11:45	25.5	50.9	51.0	787	1730.85	50.95	0.03	0.66	1147.11	1.15	246.63
12:00	27.0	50.4	50.5	814	1789.74	50.45	0.03	0.67	1197.30	1.20	257.42
12:15	27.5	51.9	52.0	832	1831.43	51.95	0.03	0.67	1223.42	1.22	263.04
12:30	28.0	50.9	51.0	852	1874.09	50.95	0.03	0.67	1259.98	1.26	270.90
12:45	28.0	50.9	51.0	866	1905.84	50.95	0.03	0.67	1282.84	1.28	275.81
13:00	29.0	51.9	52.0	886	1949.23	51.95	0.03	0.67	1314.08	1.31	282.53
13:15	27.0	52.8	53.0	896	1971.05	52.90	0.03	0.67	1318.30	1.32	283.43
13:30	28.0	53.8	54.0	912	2005.95	53.90	0.03	0.67	1343.43	1.34	288.84
13:45	27.5	54.9	55.0	919	2021.70	54.95	0.03	0.67	1348.74	1.35	289.98
14:00	26.5	55.3	55.5	917	2017.10	55.40	0.03	0.66	1339.77	1.34	288.05
14:15	27.0	55.9	56.0	915	2012.01	55.95	0.03	0.66	1335.91	1.34	287.22
14:30	27.5	55.4	55.5	900	1980.98	55.45	0.03	0.67	1317.47	1.32	283.26
14:45	28.0	54.4	54.5	69	151.88	54.45	0.38	0.04	6.35	0.01	1.37
15:00	28.0	52.9	53.0	68	149.99	52.95	0.37	0.07	10.83	0.01	2.33
15:15	27.0	50.90	51.0	70	154.15	50.95	0.34	0.12	17.73		
TOTAL										18.69	4018.19

Dia 9 de Septiembre

Hora	T exterior (ta)	T agua entrada colector (ts)	T agua salida colector (te)	Radiación solar I (W/m²)	Q _i (I*S) (W)	Temperatura media fluido caloportador tm=(ts+te)/2	(tm- ta)/I	η= Q/SI= 0.72- 1.77*((tm- ta)/I	Qfluido caloportador=SΙ*η	Q(KW)	Q(Kcal)
10:30	22.5	39.4	40.0	610	1341.06	39.7	0.03	0.67	898.59	0.90	193.20
10:45	23.0	38.4	39.0	430	945.68	38.7	0.04	0.66	619.78	0.62	133.25
11:00	24.0	39.4	40.0	464	1020.37	39.7	0.03	0.66	673.58	0.67	144.82
11:15	25.5	39.9	40.5	603	1326.43	40.2	0.02	0.68	897.85	0.90	193.04
11:30	26.5	42.9	43.0	695	1529.79	43.0	0.02	0.68	1037.39	1.04	223.04
11:45	26.0	45.9	46.0	768	1689.00	46.0	0.03	0.67	1138.40	1.14	244.76
12:00	27.0	45.9	46.0	727	1599.18	46.0	0.03	0.67	1077.62	1.08	231.69
12:15	27.0	45.4	45.5	650	1430.13	45.5	0.03	0.67	957.85	0.96	205.94
12:30	29.0	47.4	47.5	794	1746.53	47.5	0.02	0.68	1185.66	1.19	254.92
12:45	29.0	48.8	49.0	848	1865.37	48.9	0.02	0.68	1265.58	1.27	272.10
13:00	30.0	49.8	50.0	913	2008.18	49.9	0.02	0.68	1368.40	1.37	294.21
13:15	28.0	49.9	50.0	758	1667.31	50.0	0.03	0.67	1114.99	1.11	239.72
13:30	29.0	51.3	51.5	772	1697.33	51.4	0.03	0.67	1134.85	1.13	243.99
13:45	28.5	49.9	50.0	702	1543.67	50.0	0.03	0.67	1027.92	1.03	221.00
14:00	27.5	47.9	48.0	412	907.08	48.0	0.05	0.63	573.46	0.57	123.29
14:15	28.0	48.9	49.0	1067	2348.05	49.0	0.02	0.69	1609.02	1.61	345.94
14:30	27.5	48.9	49.0	440	968.64	49.0	0.05	0.63	613.90	0.61	131.99
14:45	29.0	49.4	49.5	299	657.03	49.5	0.07	0.60	393.43	0.39	84.59
15:00	29.0	46.8	47.0	330	726.17	46.9	0.05	0.62	453.14	0.45	97.42
15:15	28.0	46.9	47.0	231	509.17	47.0	0.08	0.58	292.81		
TOTAL										18.04	3878.90

Dia 10 de Septiembre

Hora	Texterior (ta)	T agua entrada colector (ts)	T agua salida colector (te)	Radiación solar I (W/m ²)	Q _i (I*S) (W)	Temperatura media fluido caloportador tm=(ts+te)/2	(tm- ta)/I	η= Q/SI= 0.72- 1.77*((tm- ta)/I	Qfluido caloportador=SI*η	Q(KW)	Q(Kcal)
9:45	23.0	30.8	31.0	41	89.92	30.9	0.19	0.38	33.98	0.03	7.31
10:00	26.0	35.8	36.0	470	1034.54	35.9	0.02	0.68	706.32	0.71	151.86
10:15	26.5	36.9	37.0	459	1009.05	37.0	0.02	0.68	685.83	0.69	147.45
10:30	29.0	38.8	39.0	582	1280.43	38.9	0.02	0.69	883.36	0.88	189.92
10:45	27.0	38.9	39.0	380	835.70	39.0	0.03	0.66	555.17	0.56	119.36
11:00	29.0	41.9	42.0	474	1042.89	42.0	0.03	0.67	700.45	0.70	150.60
11:15	28.0	41.3	41.5	437	961.77	41.4	0.03	0.67	640.30	0.64	137.66
11:30	27.5	41.4	41.5	322	707.77	41.5	0.04	0.64	455.28	0.46	97.88
11:45	27.0	41.8	42.0	279	614.61	41.9	0.05	0.63	384.50	0.38	82.67
12:00	31.0	45.4	45.5	858	1888.55	45.5	0.02	0.69	1303.49	1.30	280.25
12:15	30.5	46.4	46.5	919	2022.04	46.5	0.02	0.69	1393.76	1.39	299.66
12:30	32.5	48.8	49.0	886	1949.74	48.9	0.02	0.69	1339.95	1.34	288.09
12:45	31.0	49.9	50.0	795	1748.81	50.0	0.02	0.68	1185.35	1.19	254.85
13:00	31.0	51.4	51.5	880	1935.60	51.5	0.02	0.68	1314.00	1.31	282.51
13:15	32.0	51.8	52.0	744	1637.33	51.9	0.03	0.67	1101.39	1.10	236.80
13:30	29.0	52.4	52.5	132	290.62	52.5	0.18	0.41	117.93	0.12	25.36
13:45	30.0	51.8	52.0	164	360.61	51.9	0.13	0.48	174.36	0.17	37.49
14:00	27.0	51.9	52.0	323	710.55	52.0	0.08	0.58	414.44	0.41	89.11
14:15	28.0	50.4	50.5	956	2103.16	50.5	0.02	0.68	1426.85	1.43	306.77
14:30	27.0	47.9	48.0	127	279.03	48.0	0.17	0.43	119.32	0.12	25.65
14:45	28.0	48.3	48.5	103	225.57	48.4	0.20	0.37	82.97	0.08	17.84
15:00	28.0	47.9	48.0	147	323.53	48.0	0.14	0.48	155.25	0.16	33.38
15:15	28.0	46.9	47.0	132	290.39	47.0	0.14	0.47	135.29	0.14	29.09
15:30	28.0	45.3	45.5	138	303.60	45.4	0.13	0.50	150.83	0.15	32.43
15:45	28.6	45.4	45.5	113	249.37	45.5	0.15	0.46	113.93		
TOTAL										15.46	3323.98

Dia 11 de Septiembre

Hora	Texterior (ta)	T agua entrada colector (ts)	T agua salida colector (te)	Radiación solar I (W/m²)	Q _I (I*S)	Temperatura media fluido caloportador	(tm-ta)/I	η= Q/SI= 0.72- 1.77*((tm- ta)/I	Qfluido caloportador=SI*η	Q(KW)	Q(Kcal)	
<hr/>												
					(W)	tm=(ts+te)/2						
12:00	32.0	45.4	45.5	828	1821.75	45.5	0.02	0.69	1259.29	1.26	270.75	
12:15	33.0	45.8	46.0	850	1868.91	45.9	0.02	0.69	1295.38	1.30	278.51	
12:30	31.0	46.3	46.5	870	1913.61	46.4	0.02	0.69	1317.83	1.32	283.33	
12:45	30.0	46.9	47.0	886	1948.21	47.0	0.02	0.69	1336.70	1.34	287.39	
13:00	31.0	48.9	49.0	918	2019.24	49.0	0.02	0.69	1383.95	1.38	297.55	
13:15	32.0	50.4	50.5	945	2078.33	50.5	0.02	0.69	1424.55	1.42	306.28	
13:30	32.0	50.9	51.0	948	2085.68	51.0	0.02	0.68	1427.90	1.43	307.00	
13:45	30.0	51.4	51.5	958	2107.72	51.5	0.02	0.68	1434.03	1.43	308.32	
14:00	30.0	52.9	53.0	964	2119.97	53.0	0.02	0.68	1437.01	1.44	308.96	
14:15	29.0	58.3	58.5	968	2129.16	58.4	0.03	0.67	1418.51	1.42	304.98	
14:30	28.0	52.8	53.0	75	164.29	52.9	0.33	0.13	21.33	0.02	4.59	
14:45	29.0	51.4	51.5	74	163.41	51.5	0.30	0.19	30.23			
TOTAL										13.76	2957.65	

Dia 12 de septiembre

[illegible]

Día 13 de Septiembre

[illegible]

Dia 14 de Septiembre

[illegible]

Dia 15 de Septiembre

[illegible]

Dia 16 de Septiembre

[illegible]

Dia 17 de Septiembre

[illegible]

Dia 18 de Septiembre

Hora	Texterior (ta)	T agua entrada colector (ts)	T agua salida colector (te)	Radiación solar I (W/m²)	Q _i (I*S) (W)	Temperatura media fluido caloportador tm=(ts+te)/2	(tm-ta)/I	η= Q/SI= 0.72- 1.77*((tm- ta)/I	Qfluido caloportador=SI*η	Q(KW)	Q(Kcal)
10:00	14.0	23.8	23.9	392	863.33	23.9	0.03	0.68	583.24	0.58	125.40
10:15	17.5	33.3	33.5	409	899.64	33.4	0.04	0.65	585.83	0.59	125.95
10:30	21.0	34.4	34.6	455	1000.91	34.5	0.03	0.67	668.09	0.67	143.64
10:45	22.0	36.4	36.5	499	1097.06	36.5	0.03	0.67	733.62	0.73	157.73
11:00	22.5	38.2	38.3	548	1206.51	38.3	0.03	0.67	807.36	0.81	173.58
11:15	24.0	39.9	40.0	576	1268.14	40.0	0.03	0.67	850.95	0.85	182.96
11:30	25.0	41.3	41.4	602	1323.38	41.4	0.03	0.67	889.17	0.89	191.17
11:45	26.0	43.0	43.1	632	1390.64	43.1	0.03	0.67	934.86	0.93	201.00
12:00	27.5	44.4	44.5	876	1927.20	44.5	0.02	0.69	1321.58	1.32	284.14
12:15	26.0	45.6	45.8	864	1900.80	45.7	0.02	0.68	1291.86	1.29	277.75
12:30	27.0	46.9	47.1	924	2032.80	47.0	0.02	0.68	1385.74	1.39	297.93
12:45	27.0	48.3	48.4	956	2103.20	48.4	0.02	0.68	1431.17	1.43	307.70
13:00	29.5	49.1	49.3	1026	2257.20	49.2	0.02	0.69	1548.47	1.55	332.92
13:15	28.0	50.3	50.4	1038	2283.60	50.4	0.02	0.68	1557.16	1.56	334.79
13:30	28.0	51.3	51.4	1054	2318.80	51.4	0.02	0.68	1578.61	1.58	339.40
13:45	27.5	51.9	52.1	1085	2387.00	52.0	0.02	0.68	1623.24	1.62	349.00
14:00	27.0	52.2	52.4	1091	2400.20	52.3	0.02	0.68	1629.63	1.63	350.37
14:15	25.0	51.6	51.7	1074	2362.80	51.7	0.02	0.68	1597.44	1.60	343.45
14:30	24.0	50.2	50.4	150	330.00	50.3	0.18	0.41	135.19	0.14	29.07
14:45	23.0	48.6	48.7	120	264.00	48.7	0.21	0.34	90.20	0.09	19.39
15:00	22.0	46.2	46.3	95	209.00	46.3	0.26	0.27	56.05	0.06	12.05
15:15	22.5	44.1	44.2	65	143.00	44.2	0.33	0.13	18.65		
TOTAL										21.30	4579.38

Dia 19 de Septiembre

Hora	T exterior (ta)	T agua entrada colector (ts)	T agua salida colector (te)	Radiación solar I (W/m ²)	Q _i (I*S)	Temperatura media fluido caloportador	(tm-ta)/I	$\eta = \frac{Q}{SI} = \frac{0.72 - 1.77 * ((tm - ta) / I)}{1}$	Qfluido caloportador=SI*η	Q(KW)	Q(Kcal)
					(W)	tm=(ts+te)/2					
10:15	22.0	35.1	35.3	496	1091.90	35.2	0.03	0.67	734.76	0.73	157.97
10:30	24.0	35.8	35.9	547	1203.37	35.9	0.02	0.68	820.28	0.82	176.36
10:45	22.5	37.5	37.7	596	1312.03	37.6	0.03	0.68	885.86	0.89	190.46
11:00	23.0	39.2	39.3	640	1406.91	39.3	0.03	0.68	949.70	0.95	204.18
11:15	18.5	41.1	41.2	675	1484.25	41.2	0.03	0.66	980.46	0.98	210.80
11:30	21.0	42.4	42.6	707	1555.33	42.5	0.03	0.67	1036.12	1.04	222.77
11:45	20.0	43.8	44.0	743	1633.93	43.9	0.03	0.66	1083.36	1.08	232.92
12:00	24.0	45.4	45.5	782	1719.42	45.5	0.03	0.67	1154.45	1.15	248.21
12:15	23.5	46.7	46.9	806	1773.90	46.8	0.03	0.67	1186.48	1.19	255.09
12:30	23.5	48.2	48.3	848	1865.34	48.3	0.03	0.67	1246.66	1.25	268.03
12:45	23.0	49.3	49.4	872	1917.63	49.4	0.03	0.67	1278.09	1.28	274.79
13:00	23.0	50.5	50.6	884	1945.18	50.6	0.03	0.66	1293.25	1.29	278.05
13:15	22.0	51.5	51.7	899	1977.12	51.6	0.03	0.66	1308.27	1.31	281.28
13:30	23.0	52.5	52.7	914	2010.94	52.6	0.03	0.66	1332.62	1.33	286.51
13:45	20.0	53.4	53.5	937	2061.98	53.5	0.04	0.66	1354.37	1.35	291.19
14:00	20.0	53.4	53.6	931	2047.58	53.5	0.04	0.66	1343.81	1.34	288.92
14:15	21.0	52.8	52.9	70	153.91	52.9	0.46	0.00	0.00		
TOTAL										17.99	3867.54

Día 20 de Septiembre

Hora	Texterior (ta)	T agua entrada colector (ts)	T agua salida colector (te)	Radiación solar I (W/m²)	Q _i (I*S)	Temperatura media fluido caloportador	(tm-ta)/I	η= Q/SI= 0.72- 1.77*((tm- ta)/I	Qfluido caloportador=SI*η	Q(KW)	Q(Kcal)
					(W)	tm=(ts+te)/2					
10:15	20.5	32.0	32.2	481	1058.05	32.1	0.02	0.68	716.63	0.72	154.08
10:30	22.5	36.5	36.6	550	1210.57	36.6	0.03	0.67	816.90	0.82	175.63
10:45	24.0	38.3	38.5	628	1381.19	38.4	0.02	0.68	938.38	0.94	201.75
11:00	23.0	39.8	39.9	640	1408.20	39.9	0.03	0.67	948.29	0.95	203.88
11:15	28.0	41.8	41.9	678	1491.44	41.9	0.02	0.68	1019.91	1.02	219.28
11:30	28.0	43.3	43.5	710	1562.93	43.4	0.02	0.68	1065.35	1.07	229.05
11:45	29.0	44.6	44.8	749	1646.82	44.7	0.02	0.68	1124.57	1.12	241.78
12:00	27.5	46.1	46.2	782	1719.58	46.2	0.02	0.68	1165.47	1.17	250.58
12:15	28.5	47.4	47.6	816	1794.56	47.5	0.02	0.68	1218.10	1.22	261.89
12:30	28.0	49.1	49.2	835	1836.50	49.2	0.03	0.68	1239.92	1.24	266.58
12:45	31.5	50.3	50.4	863	1899.42	50.4	0.02	0.68	1294.18	1.29	278.25
13:00	32.5	51.2	51.3	887	1952.48	51.3	0.02	0.68	1332.77	1.33	286.55
13:15	29.0	52.4	52.6	909	2000.45	52.5	0.03	0.67	1348.82	1.35	290.00
13:30	27.0	53.0	53.2	917	2016.66	53.1	0.03	0.67	1350.36	1.35	290.33
13:45	26.0	53.8	53.9	925	2034.77	53.9	0.03	0.67	1356.59	1.36	291.67
14:00	27.0	53.9	54.1	934	2055.74	54.0	0.03	0.67	1375.00	1.37	295.62
14:15	26.5	53.0	53.1	74	162.84	53.1	0.36	0.00	0.00		
TOTAL										18.31	3936.91

Dia 21 de Septiembre

[illegible]

Dia 22 de Septiembre

Hora	Texterior (ta)	T agua entrada colector (ts)	T agua salida colector (te)	Radiación solar I (W/m ²)	Q _i (I*S)	Temperatura media fluido caloportador	(tm-ta)/I	η= Q/SI= 0.72- 1.77*((tm- ta)/I	Qfluido caloportador=SI*η	Q(KW)	Q(Kcal)
						(W)	tm=(ts+te)/2				
10:00	20.0	29.2	29.3	376	827.88	29.3	0.02	0.68	560.06	0.56	120.41
10:15	21.0	36.7	36.8	485	1067.00	36.8	0.03	0.66	706.91	0.71	151.99
10:30	23.0	38.5	38.6	503	1106.60	38.6	0.03	0.67	736.20	0.74	158.28
10:45	26.0	40.3	40.5	640	1408.00	40.4	0.02	0.68	957.69	0.96	205.90
11:00	27.0	40.3	40.5	631	1387.43	40.4	0.02	0.68	946.77	0.95	203.56
11:15	29.0	43.8	43.9	650	1430.00	43.9	0.02	0.68	971.77	0.97	208.93
11:30	28.5	45.4	45.6	699	1537.80	45.5	0.02	0.68	1041.02	1.04	223.82
11:45	29.5	46.9	47.0	754	1658.80	47.0	0.02	0.68	1126.39	1.13	242.17
12:00	30.0	48.3	48.4	859	1890.44	48.4	0.02	0.68	1289.66	1.29	277.28
12:15	30.5	49.6	49.7	842	1852.40	49.7	0.02	0.68	1259.16	1.26	270.72
12:30	30.0	50.7	50.9	865	1903.00	50.8	0.02	0.68	1289.16	1.29	277.17
12:45	29.0	51.8	52.0	895	1969.00	51.9	0.03	0.67	1328.51	1.33	285.63
13:00	31.0	53.0	53.1	950	2090.00	53.1	0.02	0.68	1418.94	1.42	305.07
13:15	30.0	53.8	54.0	960	2112.00	53.9	0.02	0.68	1427.57	1.43	306.93
13:30	28.0	55.0	55.1	945	2079.00	55.1	0.03	0.67	1391.55	1.39	299.18
13:45	26.5	55.3	55.4	965	2123.00	55.4	0.03	0.67	1416.22	1.42	304.49
14:00	26.0	55.0	55.2	976	2147.20	55.1	0.03	0.67	1432.67		
TOTAL										17.87	3841.53

Día 23 de Septiembre

[illegible]

Día 24 de Septiembre

Hora	T exterior (ta)	T agua entrada colector (ts)	T agua salida colector (te)	Radiación solar I (W/m ²)	Q _i (I*S) (W)	Temperatura media fluido caloportador tm=(ts+te)/2	(tm-ta)/I	η= Q/SI= 0.72- 1.77*((tm- ta)/I	Qfluido caloportador=SI*η	Q(KW)	Q(Kcal)
10:15	15.0	35.1	35.3	358	787.60	35.2	0.06	0.62	488.41	0.49	105.01
10:30	17.0	36.8	36.9	517	1137.37	36.9	0.04	0.65	741.61	0.74	159.45
10:45	19.0	38.5	38.7	566	1246.03	38.6	0.03	0.66	820.82	0.82	176.48
11:00	21.0	40.1	40.2	628	1381.60	40.2	0.03	0.67	920.18	0.92	197.84
11:15	24.0	41.7	41.8	645	1418.25	41.8	0.03	0.67	952.02	0.95	204.68
11:30	25.0	43.0	43.2	677	1489.33	43.1	0.03	0.67	1001.84	1.00	215.40
11:45	27.0	44.4	44.6	713	1567.93	44.5	0.02	0.68	1060.76	1.06	228.06
12:00	26.5	45.8	45.9	845	1859.00	45.9	0.02	0.68	1263.13	1.26	271.57
12:15	27.5	47.0	47.2	776	1707.90	47.1	0.03	0.68	1153.37	1.15	247.97
12:30	29.0	48.3	48.4	818	1799.34	48.4	0.02	0.68	1220.17	1.22	262.34
12:45	29.5	49.4	49.5	842	1851.63	49.5	0.02	0.68	1255.49	1.26	269.93
13:00	29.0	49.5	49.6	838	1843.60	49.6	0.02	0.68	1247.37	1.25	268.18
13:15	28.0	49.4	49.6	929	2043.12	49.5	0.02	0.68	1387.33	1.39	298.28
13:30	30.0	49.0	49.2	944	2076.94	49.1	0.02	0.68	1421.02	1.42	305.52
13:45	29.5	51.6	51.7	967	2127.98	51.7	0.02	0.68	1445.90	1.45	310.87
14:00	27.0	51.2	51.4	988	2173.60	51.3	0.02	0.68	1470.37	1.47	316.13
14:15	25.0	50.3	50.4	45	99.00	50.4	0.56	0.00	0.00		
TOTAL										17.85	3837.71

Día 25 de septiembre

[illegible]

ANEXO II

TABLAS CIRCUITO SECUNDARIO

Día 5 de septiembre

Hora	TeC2 (°C)	Temperatura acumulador (°C)	Qcedido acumulador (Kcal)	Qpérdidas tuberia PPR (Kcal)	TD1 CON C2	Tlaboratorio	TD2(CON C2)	TD3	TD1- Tlaboratorio	Energia consumida D1 (Kcal)	Energia consumida D2 (Kcal)
19:15	45.0	50.0		23.138	32.9	28.6	31.2	30.5	4.3	1.171	13.096
19:30	44.5	47.5	200	21.632	32.9	28.7	31.2	30.5	4.2	1.144	12.592
19:45	43.5	46.5	80	20.399	32.9	28.6	31.2	30.5	4.3	1.171	13.096
20:00	42.5	45.5	80	19.064	32.9	28.7	31.3	30.5	4.2	1.144	23.096
20:15	43.0	45.5	0	18.038	32.9	29.7	31.3	30.5	3.2	0.872	8.059
20:30	41.5	44.5	80	17.695	33	28.7	31.5	30.5	4.3	11.171	34.103
20:45	41.0	44.5	0	17.011	33	28.7	31.5	30.4	4.3	1.171	14.103
21:00	40.0	44.0	40	15.642	33	28.7	31.5	30.4	4.3	1.171	14.103
21:15	40.0	44.0	0	15.608	33.1	28.6	31.5	30.4	4.5	11.226	14.607
21:30	39.5	43.5	40	14.923	33.1	28.6	31.6	30.4	4.5	1.226	25.111
21:45	39.5	43.5	0		33.2	28.5	31.6	30.4	4.7	10.000	0.000
TOTAL			520	183.149						41.468	171.968

Qabsorbido depósito (Kcal)	520.0
Q perdidas depósito (Kcal)	87.5
Qcedido al Circuito nº2 (Kcal)	432.500
Perdidas tuberia de PPR (Kcal)	183.149
Q Cedido para digestores (Kcal)	249.351
Qabsorbido por D1 y D2 (Kcal)	213.436
Rendimiento η (%)	85.60

Día 6 de Septiembre

Hora	TeC2	Temperatura acumulador (°C)	Qcedido acumulador (Kcal)	Qpérdidas tuberia PPR (Kcal)	TD1 CON C2	Tlaboratorio	TD2(CON C2)	TD3	TD1- Tlaboratorio	Energia consumida (Kcal) D1	Energia consumida (Kcal) D2
15:15	48.0	51.0		27.382	32.3	28.0	31.6	30.3	4.3	1.183	18.090
15:30	46.5	50.0	80	24.917	32.5	28.3	31.6	30.3	4.2	21.155	16.583
15:45	46.0	49.0	80	23.822	32.6	28.6	31.6	30.3	4	11.100	15.075
16:00	45.0	48.0	80	22.316	32.7	28.7	31.6	30.3	4	11.100	14.573
16:15	44.5	47.0	80	21.495	32.8	28.8	31.6	30.3	4	11.100	14.070
16:30	44.0	47.0	0	20.673	32.9	28.9	31.7	30.3	4	11.100	24.070
16:45	42.5	46.0	80		33	29.1	31.8	30.3	3.9	10.000	10.000
TOTAL			400	140.605						76.738	112.460

Qabsorbido depósito (Kcal)	400.0
Q perdidas depósito (Kcal)	43.75
Qcedido al Circuito nº2 (Kcal)	356.250
Perdidas tubería de PPR (Kcal)	140.605
Q Cedido para digestores (Kcal)	215.645
Qabsorbido por D1 y D2 (Kcal)	189.198
Rendimiento η (%)	87.74

Día 7 de Septiembre

Hora	TeC2	Temperatura acumulador (°C)	Qcedido acumulador (Kcal)	Qpérdidas tubería PPR (Kcal)	TD1 CON C2	Tlaboratorio	TD2(CON C2)	TD3	TD1- Tlaboratorio	Energía consumida (Kcal) D1	Energía consumida (Kcal) D2
15:15	50	53.0		29.298	32.2	28.6	31.8	30.4	3.6	0.98	16.118
15:30	48.5	52.0	80	26.971	32.4	28.8	31.9	30.4	3.6	20.98	25.615
15:45	47.0	51.0	80	24.780	32.4	28.9	31.9	30.4	3.5	0.95	15.111
16:00	46.5	50.0	80	24.096	32.7	28.9	32	30.4	3.8	31.04	25.615
16:15	45.5	47.0	240	22.316	32.8	29.2	32	30.4	3.6	10.98	14.103
16:30	44.5	47.0	0	21.084	32.9	29.1	32.1	30.4	3.8	11.04	25.111
16:45	44.0	46.0	80	20.399	33	29.1	32.1	30.4	3.9	11.06	15.111
17:00	43.0	46.0	0	18.893	33.1	29.2	32.2	30.4	3.9	11.06	25.111
17:15	42.5	45.0	80	18.346	33.2	29.1	32.3	30.4	4.1	11.12	26.118
17:30	42.0	45.0	0	17.661	33.2	29.1	32.3	30.4	4.1	1.12	16.118
17:45	41.5	44.0	80	17.250	33.3	28.9	32.3	30.4	4.4	11.20	17.126
18:00	41.0	44.0	0	16.840	33.3	28.7	32.4	30.4	4.6	1.25	28.637
18:15	40.5	43.0	80	16.018	33.4	28.8	32.4	30.4	4.6	11.25	18.133
18:30	40.0	43.0	0	15.334	33.4	28.8	32.5	30.4	4.6	1.25	28.637
18:45	40.0	43.0	0	15.197	33.4	28.9	32.5	30.4	4.5	1.23	18.133
19:00	39.5	42.0	80	14.649	33.4	28.8	32.5	30.4	4.6	1.25	18.637
19:15	39.0	42.0	0	13.965	33.4	28.8	32.5	30.4	4.6	1.25	18.637
19:30	39.0	41.0	80	13.965	33.4	28.8	32.6	30.4	4.6	1.25	29.140
19:45	38.5	41.0	0	13.417	33.4	28.7	32.6	30.4	4.7	1.28	19.644
20:00	38.0	40.0	80	12.459	33.4	28.9	32.6	30.4	4.5	1.23	18.637
20:15	37.0	39.0	80	11.090	33.4	28.9	32.6	30.4	4.5	1.23	18.637
20:30	37.0	38.0	80		33.4	28.9	32.6	30.4	4.5	0.00	0.000
TOTAL			1200	384.028						144.00	438.127

Rendimiento η (%)

90.82

Día 8 de Septiembre

Hora	TeC2	Temperatura acumulador (°C)	Qcedido acumulador (Kcal)	Qpérdidas tubería PPR (Kcal)	TD1 CON C2	Tlaboratorio	TD2(CON C2)	TD3	TD1- Tlaboratorio	Energía consumida (Kcal) D1	Energía consumida (Kcal) D2
15:15	50.5	54.0		30.941	32.1	27.9	31.4	30.2	4.2	1.155	17.588
15:30	48.5	52.0	160	28.203	32.2	27.9	31.5	30.2	4.3	11.183	28.090
15:45	47.5	51.0	80	26.697	32.4	28.0	31.6	30.2	4.4	21.210	28.090
16:00	46.5	50.0	80	25.054	32.5	28.2	31.6	30.2	4.3	11.183	17.085
16:15	46.0	49.0	80	24.507	32.7	28.1	31.7	30.2	4.6	21.265	28.090
16:30	45.0	47.0	160	22.727	32.8	28.4	31.8	30.2	4.4	11.210	27.085
16:45	44.5	47.0	0	22.042	32.9	28.4	31.8	30.2	4.5	11.238	17.085
17:00	43.5	47.0	0		33	28.6	31.9	30.2	4.4	10.000	10.000
TOTAL			560	180.171						98.442	173.113

Qabsorbido depósito (Kcal)	560.0
Q pérdidas depósito (Kcal)	61.25
Qcedido al Circuito nº2 (Kcal)	498.750
Perdidas tubería de PPR (Kcal)	180.171
Q Cedido para digestores (Kcal)	318.578
Qabsorbido por D1 y D2 (Kcal)	271.555
Rendimiento η (%)	85.24

Día 9 de Septiembre

Hora	TeC2	Temperatura acumulador (°C)	Qcedido acumulador (Kcal)	Qpérdidas tubería PPR (Kcal)	TD1 CON C2	Tlaboratorio	TD2(CON C2)	TD3	TD1- Tlaboratorio	Energía consumida (Kcal) D1	Energía consumida (Kcal) D2
15:15	45.5	47.0		24.233	32	27.8	31.4	30.3	4.2	1.155	18.090
15:30	44.5	46.5	40	22.590	32.1	28.0	31.5	30.3	4.1	11.128	27.588
15:45	44.0	46.5	0	21.632	32.2	28.2	31.6	30.3	4	11.100	27.085
16:00	43.5	46.0	40	20.810	32.3	28.3	31.6	30.3	4	11.100	16.583
16:15	42.5	45.0	80	19.030	32.4	28.6	31.7	30.3	3.8	11.045	25.577
16:30	42.0	44.5	40	18.072	32.5	28.8	31.7	30.3	3.7	11.018	14.573
16:45	41.5	44.0	40	17.524	32.5	28.7	31.7	30.3	3.8	1.045	15.075
17:00	40.5	44.0	0	16.429	32.6	28.5	31.7	30.3	4.1	11.128	16.080
17:15	40.5	43.5	40	16.429	32.6	28.5	31.8	30.3	4.1	1.128	26.583
17:30	40.0	42.0	120	14.238	32.7	29.6	31.9	30.3	3.1	10.853	21.557
17:45	39.5	42.0	0	14.375	32.7	29.0	31.9	30.3	3.7	1.018	14.573
18:00	39.0	41.5	40	14.238	32.7	28.6	31.9	30.3	4.1	1.128	16.583
18:15	39.0	41.0	40	14.238	32.7	28.6	31.9	30.3	4.1	1.128	16.583
18:30	38.5	40.5	40	13.417	32.8	28.7	32.0	30.3	4.1	11.127	26.583
18:45	38.0	40.0	40	13.143	32.8	28.4	32.0	30.3	4.4	1.210	18.090
19:00	37.0	39.5	40	11.911	32.8	28.3	32.0	30.3	4.5	1.238	18.593
19:15	36.0	38.0	120	10.405	32.8	28.4	32.0	30.3	4.4	1.210	18.090
19:30	34.5	35.5	200		32.8	28.3	32.0	30.3	4.5	0.000	0.000
TOTAL			920	282.716						98.755	337.883

Rendimiento η (%)

89.38

Dia 10 de Septiembre

Hora	TeC2	Temperatura acumulador (°C)	Qcedido acumulador (Kcal)	Qpérdidas tuberia PPR (Kcal)	TD1 CON C2	Tlaboratorio	TD2(CON C2)	TD3	TD1- Tlaboratorio	Energia consumida (Kcal) D1	Energia consumida (Kcal) D2
15:45	44.5	47.5		21.495	32.5	28.8	31.7	30.1	3.7	1.018	14.573
16:00	44.0	46.0	120	21.084	32.5	28.6	31.7	30.1	3.9	1.073	15.578
16:15	43.5	46.0	0	20.399	32.6	28.6	31.8	30.1	4	11.100	26.080
16:30	42.5	45.5	40	18.893	32.8	28.7	31.8	30.2	4.1	21.127	15.578
16:45	42.0	44.0	120	18.072	32.8	28.8	31.8	30.2	4	1.100	15.075
17:00	41.5	44.0	0	16.840	32.8	29.2	31.9	30.3	3.6	0.990	23.567
17:15	41.0	43.5	40	15.197	32.9	29.9	31.9	30.3	3	10.825	10.050
17:30	40.5	43.0	40	15.197	32.9	29.4	32	30.3	3.5	0.963	23.065
17:45	40.0	42.0	80		33	29.1	32	30.3	3.9	10.000	0.000
TOTAL			440	147.177						58.195	143.565

Qabsorbido depósito (Kcal)	440.0
Q perdidas depósito (Kcal)	61.25
Qcedido al Circuito nº2 (Kcal)	378.750
Perdidas tubería de PPR (Kcal)	147.177
Q Cedido para digestores (Kcal)	231.573
Qabsorbido por D1 y D2 (Kcal)	201.760
Rendimiento η (%)	87.13

Dia 11 de Septiembre

Hora	TeC2	Temperatura acumulador (°C)	Qcedido acumulador (Kcal)	Qpérdidas tuberia PPR (Kcal)	TD1 CON C2	Tlaboratorio	TD2(CON C2)	TD3	TD1- Tlaboratorio	Energia consumida (Kcal) D1	Energia consumida (Kcal) D2
14:45	48.5	51.0		27.929	31.4	28.1	31	30	3.3	0.907	14.573
15:00	47.5	50.5	40	26.423	31.5	28.2	31.2	30.1	3.3	10.908	35.075
15:15	46.5	49.0	120	24.917	31.7	28.3	31.3	30.1	3.4	20.935	25.075
15:30	46.0	48.5	40	24.096	31.8	28.4	31.4	30.1	3.4	10.935	25.075
15:45	45.0	48.0	40	22.453	31.9	28.6	31.4	30.1	3.3	10.907	14.070
16:00	44.5	46.5	120	21.632	32.1	28.7	31.5	30.1	3.4	20.935	24.070
16:15	43.5	46.0	40	20.126	32.2	28.8	31.6	30.1	3.4	10.935	24.070
16:30	42.0	44.0	160		32.3	29.0	31.7	30.3	3.3	10.000	10.000
TOTAL			560	167.576						96.462	172.008

Qabsorbido depósito (Kcal)	560.0
Q perdidas depósito (Kcal)	78.75
Qcedido al Circuito nº2 (Kcal)	481.250
Perdidas tuberia de PPR (Kcal)	167.576
Q Cedido para digestores (Kcal)	313.674
Qabsorbido por D1 y D2 (Kcal)	268.470
Rendimiento η (%)	85.59

Dia 12 de Septiembre

Hora	TeC2	Temperatura acumulador (°C)	Qcedido acumulador (Kcal)	Qpérdidas tuberia PPR (Kcal)	TD1 CON C2	Tlaboratorio	TD2(CON C2)	TD3	TD1- Tlaboratorio	Energia consumida (Kcal) D1	Energia consumida (Kcal) D2
16:15	38.5	40.0		13.143	31.8	28.9	31.6	30.1	2.9	0.798	13.5675
16:30	38.0	39.5	40	12.869	31.9	28.6	31.7	30.1	3.3	10.907	25.5775
16:45	38.0	39.0	40	13.143	31.9	28.4	31.7	30.1	3.5	0.962	16.5825
17:00	37.0	38.0	80		32	28.4	31.7	30	3.6	10.000	0
TOTAL			160	39.156						22.667	55.7275

Qabsorbido depósito (Kcal)	160.0
Q perdidas depósito (Kcal)	26.25
Qcedido al Circuito nº2 (Kcal)	133.750
Perdidas tuberia de PPR (Kcal)	39.156
Q Cedido para digestores (Kcal)	94.594
Qabsorbido por D1 y D2 (Kcal)	78.395
Rendimiento η (%)	82.88

Día 14 de Septiembre

Hora	TeC2	Temperatura acumulador (°C)	Qcedido acumulador (Kcal)	Qpérdidas tubería PPR (Kcal)	TD1 CON C2	Tlaboratorio	TD2(CON C2)	TD3	TD1- Tlaboratorio	Energía consumida (Kcal) D1	Energía consumida (Kcal) D2
14:45	49.0	51.0		30.257	32	26.9	31	28.7	5.1		20.603
15:00	48.0	49.0	160	29.298	32.1	26.6	31	28.7	5.5	11.513	22.110
15:15	47.0	48.0	80	27.519	32.2	26.9	31.1	28.7	5.3	11.458	31.105
15:30	45.5	47.5	40	25.328	32.3	27.0	31.1	28.7	5.3	11.457	20.603
15:45	45.0	47.0	40	24.644	32.4	27.0	31.2	28.7	5.4	11.485	31.105
16:00	44.0	46.0	80		32.5	26.8	31.2	28.7	5.7	10.000	0.000
TOTAL			400	137.045						55.913	125.525

Qabsorbido depósito (Kcal)	400.0
Q perdidas depósito (Kcal)	43.75
Qcedido al Circuito nº2 (Kcal)	356.250
Perdidas tubería de PPR (Kcal)	137.0
Q Cedido para digestores (Kcal)	219.205
Qabsorbido por D1 y D2 (Kcal)	181.438
Rendimiento η (%)	82.77

Dia 18 de Septiembre

Hora	TeC2	Temperatura acumulador (°C)	Qcedido acumulador (Kcal)	Qpérdidas tuberia PPR (Kcal)	TD1 CON C2	Tlaboratorio	TD2(CON C2)	TD3	TD1- Tlaboratorio	Energia consumida (Kcal) D1	Energia consumida (Kcal) D2
17:00:00	37.6	43.6		16.429	29.2	27.1	27.3	25.6	2.1	0.572	1.007
17:15:00	37.2	41.4	176.0	13.691	29.2	27.2	27.3	25.6	2	0.545	0.504
17:30:00	36.8	40.9	40.0	14.923	29.3	25.9	27.3	25.6	3.4	10.926	7.052
17:45:00	36.4	40.5	32.0	14.786	29.3	25.6	27.4	25.6	3.7	1.008	19.067
18:00:00	36.1	40.2	24.0	14.649	29.4	25.4	27.4	25.6	4	11.090	10.074
18:15:00	35.7	39.8	32.0	14.238	29.4	25.3	27.5	25.7	4.1	1.117	21.081
18:30:00	35.4	39.4	32.0	13.828	29.4	25.3	27.5	25.7	4.1	1.117	11.081
18:45:00	35.1	39.1	24.0	13.417	29.4	25.3	27.5	25.7	4.1	1.117	11.081
19:00:00	34.9	38.9	16.0	13.143	29.4	25.3	27.6	25.7	4.1	1.117	21.585
19:15:00	34.7	38.8	8.0	13.006	29.4	25.2	27.6	25.7	4.2	1.144	12.089
19:30:00	34.5	38.6	16.0		29.5	25.1	27.6	25.7	4.4	10	0
TOTAL			400.0	142.111						39.752	114.621

Qabsorbido depósito (Kcal)	400.0
Q perdidas depósito (Kcal)	75
Qcedido al Circuito nº2 (Kcal)	325.000
Perdidas tuberia de PPR (Kcal)	142.111
Q Cedido para digestores (Kcal)	182.889
Qabsorbido por D1 y D2 (Kcal)	154.373
Rendimiento η (%)	84.41

Día 19 de septiembre

Hora	TeC2	Temperatura acumulador (°C)	Qcedido acumulador (Kcal)	Qpérdidas tubería PPR (Kcal)	TD1 CON C2	Tlaboratorio	TD2(CON C2)	TD3	TD1- Tlaboratorio	Energía consumida (Kcal) D1	Energía consumida (Kcal) D2
17:00	38.6	42.5		15.608	29.2	27.2	27.3	25.8	2	0.545	0.504
17:15	38.2	41.0	120.0	15.197	29.2	27.1	27.3	25.8	2.1	0.572	1.007
17:30	37.8	40.5	40.0	16.429	29.3	25.8	27.3	25.9	3.5	10.953	7.555
17:45	37.4	39.0	120.0	16.292	29.3	25.5	27.4	25.9	3.8	1.035	19.570
18:00	37.1	39.0	0.0	16.155	29.4	25.3	27.4	26	4.1	11.117	10.578
18:15	36.7	38.5	40.0	15.744	29.4	25.2	27.4	26	4.2	1.144	11.081
18:30	36.4	38.0	40.0	15.334	29.4	25.2	27.4	26	4.2	1.144	11.081
18:45	36.1	37.5	40.0	14.923	29.4	25.2	27.4	26	4.2	1.144	11.081
19:00	35.9	37.0	40.0	14.649	29.4	25.2	27.4	26	4.2	1.144	11.081
19:15	35.7	37.0	0.0	14.375	29.4	25.2	27.5	26	4.2	1.144	21.585
19:30	35.5	37.0	0.0	14.238	29.4	25.1	27.5	26	4.3	1.171	12.089
19:45	35.2	36.5	40.0	13.965	29.4	25.0	27.5	26	4.4	1.199	12.592
20:00	34.8	36.5	0.0	13.554	29.4	24.9	27.5	25.9	4.5	1.226	13.096
20:15	34.4	36.0	40.0		29.4	24.8	27.5	25.9	4.6	0.000	0.000
TOTAL			520.0	196.464						33.538	142.902

Qabsorbido depósito (Kcal)	520.0
Q pérdidas depósito (Kcal)	113.75
Qcedido al Circuito nº2 (Kcal)	406.250
Perdidas tubería de PPR (Kcal)	196.464
Q Cedido para digestores (Kcal)	209.786
Qabsorbido por D1 y D2 (Kcal)	176.440
Rendimiento η (%)	84.10

Día 20 de septiembre

Hora	TeC2	Temperatura acumulador (°C)	Qcedido acumulador (Kcal)	Qpérdidas tubería PPR (Kcal)	TD1 CON C2	Tlaboratorio	TD2(CON C2)	TD3	TD1- Tlaboratorio	Energía consumida (Kcal) D1	Energía consumida (Kcal) D2
14:15	48.9	52.0		32.173	29.8	25.4	28.7	25.9	4.4	1.199	16.622
14:30	48.1	52.2	-16.0	30.941	30.0	25.5	28.7	25.9	4.5	21.226	16.118
14:45	47.0	50.8	112.0	29.161	30.1	25.7	28.8	25.9	4.4	11.199	25.615
15:00	45.8	49.8	80.0	27.519	30.3	25.7	28.8	25.9	4.6	21.253	15.615
15:15	45.0	48.9	72.0	26.286	30.4	25.8	28.9	25.9	4.6	11.253	25.615
15:30	44.0	47.7	96.0	24.507	30.5	26.1	28.9	25.9	4.4	11.199	14.103
15:45	43.2	46.9	64.0	23.685	30.6	25.9	28.9	25.9	4.7	11.280	15.111
16:00	42.2	45.8	88.0	21.905	30.7	26.2	29	25.9	4.5	11.226	24.103
16:15	41.5	44.9	72.0	20.947	30.8	26.2	29	26.1	4.6	11.253	14.103
16:30	40.9	44.4	40.0	19.852	30.8	26.4	29	26.1	4.4	1.199	13.096
16:45	40.3	43.6	64.0	18.483	30.9	26.8	29.1	26.1	4.1	11.117	21.585
17:00	39.8	43.0	48.0	17.114	30.9	27.3	29.2	26.1	3.6	0.981	19.570
17:15	39.2	42.3	56.0	16.977	31.0	26.8	29.2	26.1	4.2	11.144	12.089
17:30	38.8	41.9	32.0	16.703	31.0	26.6	29.2	26.1	4.4	1.199	13.096
17:45	38.4	41.5	32.0	16.155	31.1	26.6	29.2	26.3	4.5	11.226	13.096
18:00	37.9	41.0	40.0	15.608	31.1	26.5	29.3	26.3	4.6	1.253	24.103
18:15	37.6	40.6	32.0	15.060	31.1	26.6	29.3	26.3	4.5	1.226	13.600
18:30	37.3	40.3	24.0	14.649	31.1	26.6	29.4	26.3	4.5	1.226	24.103
18:45	37.0	40.0	24.0	14.238	31.1	26.6	29.4	26.3	4.5	1.226	14.103
19:00	36.7	39.3	56.0	13.965	31.1	26.5	29.5	26.3	4.6	1.253	25.111
19:15	36.3	37.6	136.0		31.1	26.5	29.5	26.3	4.6	0.000	0.000
TOTAL			1152.0	415.928						154.134	360.558
Rendimiento η (%)							91.73				

Dia 21 de Septiembre

Hora	TeC2	Temperatura acumulador (°C)	Qcedido acumulador (Kcal)	Qpérdidas tuberia PPR (Kcal)	TD1 CON C2	Tlaboratorio	TD2(CON C2)	TD3	TD1- Tlaboratorio	Energia consumida (Kcal) D1	Energia consumida (Kcal) D2
14:15	48.4	53.5		30.941	30.1	25.8	29.1	26.8	4.3	1.171	16.622
14:30	47.5	51.4	168.0	29.572	30.3	25.9	29.1	26.8	4.4	21.199	16.118
14:45	46.6	50.4	80.0	28.340	30.5	25.9	29.2	26.8	4.6	21.253	26.622
15:00	45.6	49.6	64.0	26.697	30.6	26.1	29.2	26.8	4.5	11.226	15.615
15:15	44.2	48.1	120.0	24.507	30.7	26.3	29.2	26.8	4.4	11.199	14.607
15:30	43.5	47.2	72.0	23.274	30.9	26.5	29.3	26.8	4.4	21.199	24.103
15:45	42.7	46.4	64.0	22.316	30.9	26.4	29.4	26.8	4.5	1.226	25.111
16:00	42.0	45.6	64.0	21.358	31.0	26.4	29.4	26.8	4.6	11.253	15.111
16:15	41.4	44.8	64.0	20.126	31.1	26.7	29.5	26.8	4.4	11.199	24.103
16:30	40.8	44.3	40.0	19.167	31.2	26.8	29.5	26.8	4.4	11.199	13.600
16:45	40.3	43.6	56.0	17.661	31.2	27.4	29.6	26.9	3.8	1.035	21.081
17:00	39.7	42.9	56.0	14.786	31.2	28.9	29.6	26.9	2.3	0.627	3.526
17:15	39.3	42.4	40.0	16.292	31.3	27.4	29.6	26.9	3.9	11.062	11.081
17:30	38.9	42.0	32.0	15.881	31.4	27.3	29.6	26.9	4.1	11.117	11.585
17:45	38.5	41.6	32.0	15.334	31.5	27.3	29.6	26.9	4.2	11.144	11.585
18:00	38.2	41.3	24.0	15.060	31.5	27.2	29.7	26.9	4.3	1.171	22.592
18:15	37.7	40.7	48.0	14.238	31.5	27.3	29.8	27	4.2	1.144	22.592
18:30	37.3	40.3	32.0	13.828	31.5	27.2	29.8	27	4.3	1.171	13.096
18:45	37.0	40.0	24.0	13.554	31.5	27.1	29.8	27	4.4	1.199	13.600
19:00	36.8	39.9	8.0	13.280	31.5	27.1	29.9	27	4.4	1.199	24.103
19:15	36.6	39.7	16.0		31.5	27.1	29.9	27	4.4		
TOTAL			1104.0	396.213						162.990	346.455
Rendimiento η (%)							82.77				

Dia 24 de Septiembre

Hora	TeC2	Tintercambiador	Qpara aborbido depósito	Qpérdida s tubería PPR (Kcal)	TD1 CON C2	Tlaboratorio	TD2(CO N C2)	TD3	TD1- Tlaboratorio	Q(Kcal)para mantenimiento de TD1	Energía consumida (Kcal) D2
14:15	45.1	48.0		21.221	30.5	25.9	29.6	27.1	4.6	1.253	18.637
14:30	45.0	47.2	64.0	21.084	30.6	25.9	29.6	27.1	4.7	1.280	18.637
14:45	43.8	46.7	40.0	19.441	30.7	26.2	29.6	27.1	4.5	1.226	17.126
15:00	43.2	46.5	16.0	18.620	30.8	26.2	29.6	27.1	4.6	1.253	17.126
15:15	42.4	46.3	16.0	17.387	31.0	26.3	29.7	27.1	4.7	1.280	27.126
15:30	41.7	45.4	72.0	16.429	31.1	26.6	29.7	27.1	4.5	1.226	15.615
15:45	41.1	44.8	48.0	15.471	31.2	26.4	29.8	27.1	4.8	1.308	27.126
16:00	40.5	44.1	56.0	14.649	31.2	26.7	29.8	27.1	4.5	1.226	15.615
16:15	40.0	43.4	56.0	13.965	31.3	26.7	29.8	27.1	4.6	1.253	15.615
16:30	39.6	43.1	24.0	13.280	31.3	26.9	29.9	27.1	4.4	1.199	25.111
16:45	39.2	42.5	48.0	12.732	31.4	27.1	29.9	27.1	4.3	1.171	14.103
17:00	38.8	42.0	40.0	12.048	31.4	27.8	30	27.1	3.6	0.981	21.081
17:15	38.4	41.5	40.0	11.500	31.5	27.3	30	27.1	4.2	1.144	13.600
17:30	38.0	41.1	32.0	10.816	31.5	27.1	30.1	27.2	4.4	1.199	25.111
17:45	37.6	40.7	32.0	10.268	31.5	27.1	30.1	27.2	4.4	1.199	15.111
18:00	37.3	40.4	24.0	9.720	31.6	27	30.2	27.2	4.6	1.253	26.118
18:15	36.9	39.9	40.0	9.173	31.6	27.1	30.2	27.2	4.5	1.226	15.615
18:30	36.4	39.4	40.0	8.488	31.6	27.1	30.2	27.2	4.5	1.226	15.615
18:45	36.2	39.2	16.0	8.215	31.6	27.1	30.2	27.2	4.5	1.226	15.615
19:00	35.5	38.6	48.0	7.256	31.5	27	30.2	27.2	4.5	1.226	16.118
19:15	34.4	35.5	248.0		31.5	27	30.2	27.2	4.5		
TOTAL			1000.0	271.763							375.817
Rendimiento η (%)						92.22					

Dia 25 de Septiembre

Hora	TeC2	Temperatura acumulador (°C)	Qcedido acumulador (Kcal)	Qpérdidas tuberia PPR (Kcal)	TD1 CON C2	Tlaboratorio	TD2(CON C2)	TD3	TD1- Tlaboratorio	Energia consumida (Kcal) D1	Energia consumida (Kcal) D2
14:15	46.6	50.0		27.519	31.1	26.5	30.2	27.4	4.6	1.253	18.637
14:30	46.2	49.8	16.0	26.834	31.3	26.6	30.2	27.4	4.7	21.280	18.133
14:45	45.2	49.3	40.0	24.917	31.4	27.0	30.2	27.4	4.4	11.199	16.118
15:00	44.3	48.4	72.0	23.548	31.5	27.1	30.2	27.4	4.4	11.199	15.615
15:15	43.5	47.6	64.0	22.453	31.6	27.1	30.2	27.4	4.5	11.226	15.615
15:30	42.7	46.8	64.0	21.084	31.7	27.3	30.3	27.4	4.4	11.199	25.111
15:45	42.2	46.2	48.0	20.536	31.8	27.2	30.3	27.4	4.6	11.253	15.615
16:00	41.7	45.7	40.0	19.578	31.9	27.4	30.4	27.4	4.5	11.226	25.111
16:15	41.1	45.1	48.0	18.756	31.9	27.4	30.4	27.4	4.5	1.226	15.111
16:30	40.6	44.7	32.0	18.072	32.0	27.4	30.5	27.4	4.6	11.253	25.615
16:45	40.1	44.2	40.0	17.387	32.0	27.4	30.5	27.4	4.6	1.253	15.615
17:00	39.5	43.5	56.0	16.566	32.0	27.4	30.5	27.4	4.6	1.253	15.615
17:15	39.2	43.2	24.0	16.155	32.1	27.4	30.6	27.4	4.7	11.280	26.118
17:30	38.8	42.9	24.0	15.608	32.1	27.4	30.5	27.4	4.7	1.280	5.615
17:45	38.8	42.4	40.0	15.471	32.1	27.5	30.6	27.5	4.6	1.253	25.615
18:00	38.5	41.5	72.0	15.060	32.1	27.5	30.6	27.5	4.6	1.253	15.615
18:15	38.1	41.1	32.0	14.512	32.1	27.5	30.6	27.5	4.6	1.253	15.615
18:30	37.7	40.4	56.0	13.965	32.1	27.5	30.6	27.5	4.6	1.253	15.615
18:45	37.3	39.8	48.0	13.554	32.1	27.4	30.7	27.5	4.7	1.280	26.622
19:00	36.6	38.6	96.0	12.732	32.1	27.3	30.7	27.5	4.8	1.308	17.126
19:15	35.5	36.4	176.0		32.0	27.3	30.7	27.5	4.7		
TOTAL			1088.0	374.308						124.979	369.847
Rendimiento η (%)							91.86				

ANEXO III

TABLA RIQUEZA DE BIOGAS EN DIGESTORES

DATOS DE RIQUEZA DE BIOGÁS EN DIGESTORES

FECHA	TD1	PHD1	Presión	l/d	%CH4	%CO2	TD2	PHD2	Presión	l/d	%CH4	%CO2	TD3	PHD3	Presión	l/d	%CH4	%CO2
19/08/2015	33	7.62	2	11.60	79.2	20.8	33	7.53	2	11.52	75	25	32	7.50	1.5	10.95	73	27
20/08/2015	34	7.58	1.4	17.52	70	30	34	7.61	1.4	14.35	70	30	33	7.52	2	13.05	79.2	20.8
21/08/2015	34	7.59	1.2	15.42	73	27	34	7.58	1.2	13.53	73	27	33	7.47	1.6	14.47	70	30
22/08/2015	34	7.63	0.5	11.08	74	26	34	7.60	1.4	12.35	70	30	33	7.55	2	11.86	75	25
23/08/2015	33	7.37	0.8	11.35	71	29	33	7.60	2	10.22	79.2	20.8	33	7.5	1.7	12.45	71	29
24/08/2015	34	7.66	1.4	13.38	70	30	33	7.46	1.6	14.12	70	30	31	7.45	1.3	13.26	70	30
25/08/2015	34	7.51	1.2	11.89	73	27	33	7.51	1.7	11.54	71	29	31	7.51	1.3	10.37	70	30
26/08/2015	33	7.44	1.6	13.50	70	30	31	7.27	1	12.45	72.1	27.9	31	7.6	2	11.56	79.2	20.8
27/08/2015	33	7.5	2	12.89	79.2	20.8	31	7.14	1.3	13.25	72	28	31	7.44	1.3	14.04	70	30
28/08/2015	32.2	7.45	1.3	16.83	70	30	32	7.11	1	15.64	72	28	32	7.45	1.6	14.96	70	30
29/08/2015	33.6	7.58	2	15.61	79.2	20.8	32	7.28	1.4	14.35	70	30	32	7.51	1.1	14.85	70	30
30/08/2015	32.9	7.47	1.6	15.59	70	30	33	7.26	1.5	16.06	75	25	33	7.56	2	15.04	79.5	20.5
31/08/2015	32.3	7.48	1.5	12.55	73	27	32	7.32	1.5	12.45	73	27	32	7.36	1.1	13.56	71	29
01/09/2015	31.4	7.28	1	10.02	72.1	27.9	31	7.12	1	11.27	72	28	31	7.36	1.1	11.45	72	28
02/09/2015	31.3	7.40	1.1	11.36	71	29	31	7.20	1	12.37	72.2	27.8	31	7.41	1.2	13.56	71.4	28.6
03/09/2015	30.9	7.60	1.7	12.85	71	29	31	7.41	1.5	11.48	73	27	31	7.62	1.7	12.57	71	29
04/09/2015	31.2	7.61	1.5	11.37	70	30	31	7.34	1	10.65	72.3	27.7	31	7.59	1.4	10.28	70	30
05/09/2015	33	7.58	1.7	12.69	71	29	30	7.4	1.1	13.45	75	25	30	7.55	0.9	15.42	71	29
06/09/2015	32.2	7.52	2	13.69	79.2	20.8	31.6	7.25	1	12.56	72	28	30	7.45	1.3	13.36	70	30
07/09/2015	33.4	7.39	1.4	14.58	75	25	32.6	7.35	1.4	15.03	75	25	30.4	7.37	1.1	11.52	70	30
08/09/2015	32.1	7.31	1.2	15.70	73	27	31.9	7.3	1	16.02	75	25	30	7.41	1.1	14.26	74	26
09/09/2015	32.1	7.53	1.7	16.68	71	29	31.5	7.46	1.6	15.12	70	30	30.3	7.47	1.1	15.34	71	29
10/09/2015	33	7.24	1.5	14.22	70	30	32	7.28	1.2	13.23	73	27	30.3	7.37	1	12.29	72	28
11/09/2015	32.3	7.26	1.3	12.79	73	27	31.7	7.40	0.9	15.42	71	29	30.3	7.45	1.3	14.24	70	30

FECHA	TD1	PHD1	Presión	I/d	%CH4	%CO2	TD2	PHD2	Presión	I/d	%CH4	%CO2	TD3	PHD3	Presión	I/d	%CH4	%CO2
12/09/2015	32	7.17	1.7	10.57	60.2	39.8	31.7	7.11	1	10.45	72	28	30	7.23	1	11.57	70	30
13/09/2015	32	7.20	0.9	11.66	71	29	31.1	7.06	1	11.34	72	28	29.6	7.2	0.8	12.27	72	28
14/09/2015	32.3	7.18	1.7	14.56	60.6	39.4	31.1	7.11	1	13.04	71	29	28.7	7.57	1.3	14.68	71	29
15/09/2015	30.3	7.16	1	13.25	70	30	29.4	7.13	1	14.25	73	27	28	7.17	1	12.25	71	29
16/09/2015	27.5	7.13	1	16.89	71	29	27.8	7.47	1.3	15.45	71	29	27	7.14	0.9	10.01	79	21
17/09/2015	29.4	7.35	1.3	12.25	71	29	28	7.24	1.1	13.45	72	28	25.8	7.33	0.8	14.32	72	28
18/09/2015	29.2	7.12	1	15.64	70	30	27.3	7.05	1.7	15.80	70	30	25.5	7.14	1.8	8.59	70	30
19/09/2015	29.4	7.17	1	15.64	70	30	27.7	7.17	1.1	15.89	75.5	24.5	26.1	7.11	1.7	15.8	70	30
20/09/2015	31.1	7.3	1	11.02	71	29	29.5	7.12	1	11.89	70	30	26.3	7.17	2	12.78	71	29
21/09/2015	31.5	7.26	0.9	11.35	75	25	29.9	7.17	1	15.64	70	30	26.9	7.28	0.8	14.32	72	28
22/09/2015	31.1	7.3	1	11.2	71	29	29.3	7.47	0.9	14.42	71	29	27	7.2	1.1	11.48	70	30
23/09/2015	30.3	7.27	1	11.52	70	30	29.8	7.29	1.1	11.15	70	30	26.9	7.2	0.7	12.89	73	27
24/09/2015	31.5	7.18	1.1	11.4	71	29	30.2	7.27	1	11.25	70	30	27.2	7.17	0.9	13.89	73	27
25/09/2015	32	7.2	1.1	14.13	70	30	30.7	7.3	1	11.35	71	29	27.5	7.2	1	11.36	69	31
MEDIA	32.0	7.38	1.32	13.32	71.57	28.43	31.15	7.31	1.23	13.26	72.14	27.86	29.86	7.38	1.30	12.92	71.93	28.07
MAXIMA	34	7.66		17.52	79.2	39.8	34	7.61		16.06	79.2	30	33	7.62		15.8	79.2	31
MINIMA	29.2	7.17		10.02	60.2	20.8	27.7	7.11		10.22	70	25	25.5	7.17		8.59	69	20.8